

Proyecto Final para optar al grado de
Ingeniero/a Químico/a

Estudio de factibilidad de producción de acetaldehído a partir de bioetanol

AUTORES:

Jozami, Matías Sharif
Malarczuk, Lucila
Novoa, Carmen
Pomponio, Agustín

matiassharifjozami@gmail.com
lumalarczuk@gmail.com
novoacarmen20@gmail.com
aguspomponio99@gmail.com

DIRECTORES:

Castañer, Julieta
García de la Mata, Manuel
Marcovich, Norma
Soulé, Ezequiel

Trabajo Final de Ingeniería Química - 2022
Defensa: Mar del Plata, julio de 2023

Universidad Nacional de Mar del Plata
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química y en Alimentos



Trabajo Final de Ingeniería Química

Estudio de factibilidad de producción de acetaldehído a partir de bioetanol

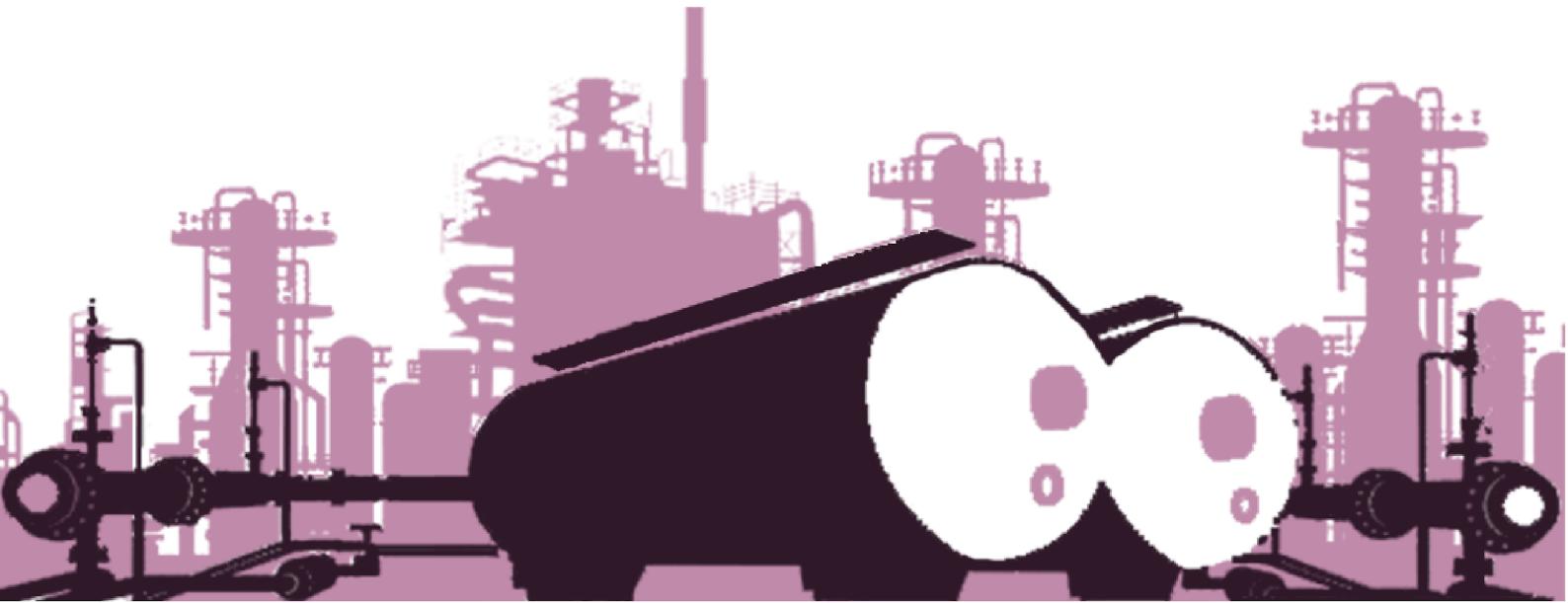
AUTORES:

Jozami, Matías Sharif
Malarczuk, Lucila
Novoa, Carmen
Pomponio, Agustín

DIRECTORES:

Castañer, Julieta
García de la Mata, Manuel
Marcovich, Norma
Soulé, Ezequiel

Trabajo Final de Ingeniería Química - 2022



Resumen de contenido

La descarbonización de la industria, y en particular de la industria química, es una idea que ha ganado notable popularidad y fuerza en las últimas décadas. La búsqueda de formas de reemplazar las tradicionales vías de producción de energía, combustibles y productos químicos basadas en hidrocarburos y derivados del petróleo ha dado lugar a la aparición de alternativas más ambientalmente sustentables.

En Argentina, en un intento de lograr una matriz de combustible de mayor sostenibilidad, la legislación nacional ha impuesto desde 2010 un corte obligatorio con bioetanol a las naftas empleadas para transporte vehicular. Esta medida fomentó la instalación de plantas productoras de bioetanol, producido principalmente a partir de maíz y caña de azúcar. Sin embargo, el estancamiento del porcentaje de corte en un valor del 12%, sumado a la regulación estatal ejercida sobre el precio de venta del bioetanol, ha provocado una merma en la producción y un menor incentivo en apostar al crecimiento del mercado de este biocombustible.

A partir del proyecto de diseño de una planta de bioetanol a partir de remolacha, efectuado en el marco del Trabajo Final de Ingeniería Química en el año 2018, se propone en este proyecto la concepción de una nueva planta para la síntesis de acetaldehído, empleando ese mismo bioetanol como materia prima. De esta forma, se busca orientar recursos hacia la diversificación de la matriz productiva, valiéndose de materia prima disponible a partir de la cual es posible continuar con la cadena de agregado de valor.

El acetaldehído es un compuesto de gran interés en la industria química y sus ramificaciones (farmacéutica, alimenticia, de pinturas, entre otras). Se concibe entonces la posibilidad de instalar una planta con una capacidad de 20.000 toneladas anuales de acetaldehído de alta pureza.

El presente proyecto representa un diseño preliminar de las instalaciones y los principales equipos necesarios para su funcionamiento. Se alcanza una profundidad de ingeniería básica, sin adentrarse en las especificaciones propias de una etapa de ingeniería de detalle, previstas para una instancia más avanzada de un proyecto.

Se decide sintetizar el acetaldehído mediante la ruta de deshidrogenación catalítica del etanol. Se obtiene de la misma reacción hidrógeno como subproducto, y como resultado de una reacción secundaria, acetato de etilo. Ambos compuestos cuentan con valor comercial, por lo que es de interés separarlos en especificación para su posterior comercialización.

Se diseña un sistema de reactores que consta de dos lechos fijos rellenos de catalizador de cromita de cobre, y se seleccionan las condiciones operativas que resultan favorables para maximizar la selectividad hacia la formación de acetaldehído.

Posteriormente, se profundiza en el esquema de separación y purificación. Se proyecta la instalación de una subplanta de separación de hidrógeno que incluye un separador flash, un compresor y un absorbédo, junto a los compresores específicos para su almacenamiento como gas comprimido. Luego, en un tren de cinco destiladores se separa tanto el acetaldehído y el acetato en especificación, como el etanol no convertido para su recirculación al sistema de reactores.

Se implementa el método Pinch para integrar energéticamente las corrientes de proceso que requieren intercambio de calor. De esta forma, se aprovecha la carga térmica de corrientes que deben enfriarse para calefaccionar corrientes ávidas de calefaccionarse. Para aquellas corrientes que no puedan integrarse energéticamente, se suministra o extrae energía empleando fluidos auxiliares: agua de enfriamiento, agua helada, refrigerante, vapor de agua y fluido calefactor. Se definen los intercambiadores de calor necesarios, así como los demás equipos auxiliares de la planta (bombas, compresores, eyectores).

En función del diseño completo de la planta, se estima la inversión requerida para su puesta en funcionamiento, los costos operativos y los potenciales ingresos por venta. A partir de estos resultados, se calculan los flujos de caja anuales y se estima la rentabilidad del proyecto. Se realiza un análisis comparativo entre los resultados económicos de la planta original de bioetanol con y sin el agregado de las nuevas instalaciones de acetaldehído. Por otro lado, se efectúa un estudio de sensibilidad frente a cambios en la capacidad de la planta, el costo de la materia prima y el precio de venta del acetaldehído.

Por último, se lleva a cabo un estudio de impacto ambiental de la planta. Se identifican las fuentes de impacto presentes, y se proponen diversas medidas preventivas y correctivas en función de la clasificación del riesgo asociado a cada fuente.

Índice de contenidos

Capítulo 1 - Estudio preliminar

1.1 Resumen ejecutivo.....	17
1.2 Objetivos del capítulo.....	18
1.3 Introducción.....	18
1.4 Reactivo: bioetanol.....	20
1.5 Proceso productivo.....	21
1.5.1 Selección del proceso productivo.....	22
1.5.2 Selección del catalizador.....	22
1.6 Productos.....	24
1.6.1 Acetaldehído.....	24
1.6.2 Hidrógeno.....	25
1.6.3 Acetato de etilo.....	26
1.7 Estudio preliminar de mercado.....	27
1.7.1 Análisis del mercado de bioetanol.....	27
1.7.2 Mercado del acetaldehído.....	30
1.7.2.1 Mercado de los acetilos.....	30
1.7.2.2 Protagonistas del mercado de acetaldehído.....	32
1.7.3 Mercado del hidrógeno.....	34
1.8 Productos que pueden obtenerse del acetaldehído.....	36
1.9 Determinación de la capacidad de producción de la planta.....	37
1.9.1 Cálculo de máxima capacidad de planta.....	37
1.9.2 Elección de la capacidad de planta.....	38
1.10 Prefactibilidad económica.....	39
1.10.1 Precio de venta del Acetaldehído.....	39
1.10.2 Precio del acetato de etilo.....	40
1.10.3 Precio del hidrógeno.....	40
1.11 Localización de la planta de producción de acetaldehído.....	41
1.11.1 Logística.....	41
1.11.2 Ubicación de la planta.....	42
1.12 Justificación preliminar.....	43
1.13 Bibliografía.....	44

Capítulo 2 - Balances de materia de la planta

2.1 Resumen ejecutivo.....	49
2.2 Objetivos del capítulo.....	51
2.3 Sistema de reacciones.....	51
2.4 Aspectos termodinámicos de la reacción.....	53
2.5 Aspectos que afectan a la cinética de la reacción.....	55
2.6 Tecnología del proceso.....	56
2.6.1 Diagrama de flujo primitivo.....	56
2.6.2 Etapa de pretratamiento.....	57
2.6.3 Etapa de reacción.....	57
2.6.3.1 Catalizador a emplear.....	57

2.6.3.2 Configuración del reactor.....	59
2.6.4 Etapa de separación y purificación.....	60
2.7 Definición de capacidad de planta.....	62
2.8 Balance de masa de la planta.....	63
2.9 Bibliografía.....	68

Capítulo 3 - Diseño del sistema de reactores

3.1 Resumen ejecutivo.....	73
3.2 Objetivos del capítulo.....	75
3.3 Reactor.....	75
3.3.1 Cinética de reacción.....	75
3.3.1.1 Modelo cinético.....	75
3.3.1.1.1 Adsorción química.....	77
3.3.1.1.2 Modelo de Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW).....	78
3.3.1.2 Consideraciones del modelo cinético propuesto.....	79
3.3.2 Dimensionamiento del reactor.....	80
3.3.2.1 Selección del tipo de reactor.....	80
3.3.2.2 Características del catalizador.....	81
3.3.2.3 Modelo del reactor.....	82
3.3.2.3.1 Primera aproximación: modelo pseudo homogéneo unidimensional.....	82
3.3.2.3.2 Incorporación de balances de energía y cantidad de movimiento.....	83
3.3.2.3.3 Estudio de las resistencias al transporte interno y externo de materia y energía	84
3.3.2.4 Selección preliminar de variables operativas.....	86
3.3.2.4.1 Modelo pseudo-homogéneo unidimensional isotérmico e isobárico.....	87
3.3.2.4.2 Modelo termodinámico.....	88
3.3.2.4.3 Influencia de las etapas de transporte.....	88
3.3.2.4.4 Configuración del reactor.....	91
3.3.2.5 Diseño térmico.....	93
3.3.2.5.1 Operación adiabática.....	93
3.3.2.5.2 Operación NINA.....	94
3.3.2.5.2.1 Selección del fluido calefactor.....	95
3.3.2.5.2.2 Selección de condiciones de la operación NINA.....	97
3.3.2.5.3 Análisis de sensibilidad paramétrica.....	101
3.3.2.6 Características geométricas y condiciones operativas del reactor.....	102
3.3.2.6.1 Dimensiones y materiales del reactor.....	102
3.3.2.6.2 Sobredimensionamiento del reactor: efectos no considerados.....	103
3.3.2.6.3 Diámetro de la coraza.....	106
3.3.2.6.4 Carga de catalizador.....	107
3.3.2.6.5 Aislamiento térmico del reactor.....	107
3.3.2.6.6 Número de reactores.....	111
3.3.3 Sistema de control.....	111
3.3.3.1 Control de temperatura.....	113
3.3.3.2 Control de presión.....	113
3.4 Bibliografía.....	115

Capítulo 4 - Diseño del sistema de separación

4.1 Resumen ejecutivo.....	119
4.2 Objetivos del capítulo.....	121
4.3 Fundamento teórico.....	121
4.3.1 Caso de estudio.....	121
4.3.2 Separación por transferencia de masa.....	121
4.3.3 Procesos de separación por contacto continuo.....	122
4.3.3.1 Separación flash.....	122
4.3.3.2 Destilación.....	123
4.3.3.2.1 Destilación fraccionada.....	123
4.3.3.2.2 Destilación extractiva.....	123
4.3.3.2.3 Destilación azeotrópica.....	124
4.3.3.3 Absorción.....	124
4.4 Sistema de purificación de hidrógeno.....	125
4.4.1 Separador flash.....	126
4.4.2 Absorbedor.....	126
4.4.3 Selección de las condiciones de operación.....	127
4.4.3.1 Alternativa I.....	128
4.4.3.2 Alternativa II.....	129
4.4.3.3 Selección del solvente extractor.....	129
4.4.3.4 Alternativa seleccionada.....	130
4.4.3.5 Condiciones operativas de la torre de absorción (T-100).....	131
4.5 Sistema de destiladores.....	135
4.5.1 Torres llenas y torres de platos.....	136
4.5.2 Material de fabricación.....	136
4.5.3 Factibilidad de la secuencia de separación.....	137
4.5.4 Destilador T-101: separación de acetaldehído.....	138
4.5.5 Destilador T-102: aislación del acetato de etilo.....	141
4.5.6 Destilador T-103: destilación extractiva.....	143
4.5.6.1 Selección del agente de separación.....	144
4.5.6.2 Diseño de la columna de destilación extractiva T-103.....	145
4.5.7 Destilador T-104: separación del azeótropo etanol-agua.....	148
4.5.8 Destilador T-105: recuperación del DMSO.....	150
4.6 Dimensionamiento de los equipos de separación.....	152
4.6.1 Separador flash.....	152
4.6.2 Columnas de platos.....	152
4.6.3 Columnas llenas.....	154
4.7 Bibliografía.....	156

Capítulo 5 - Equipos auxiliares e integración energética

5.1 Resumen ejecutivo.....	159
5.2 Objetivos.....	161
5.3 Análisis Pinch.....	161
5.3.1 Introducción al método.....	161
5.3.2 Elaboración de curvas compuestas.....	162

5.3.3 Determinación de la red de intercambiadores.....	167
5.3.3.1 Tipo de intercambiadores.....	168
5.3.3.2 Condensadores.....	168
5.3.3.3 Rehervidores.....	169
5.3.3.4 Coeficientes de transferencia de calor.....	170
5.3.4 Resultados.....	173
5.3.4.1 Intercambiadores antes del reactor.....	174
5.3.4.2 Intercambiadores luego del reactor.....	176
5.3.4.3 Condensadores.....	179
5.3.4.4 Rehervidores.....	180
5.4 Equipos auxiliares.....	182
5.4.1 Bombas.....	182
5.4.2 Compresores.....	187
5.4.4 Eyector.....	190
5.4.5 Calderas.....	193
5.4.5.1 Caldera de vapor de agua.....	193
5.4.5.2 Caldera de fluido calefactor.....	194
5.4.6 Torre de enfriamiento.....	196
5.4.7 Circuitos de refrigeración.....	201
5.4.7.1 Circuito de agua helada.....	201
5.4.7.2 Circuito de refrigerante.....	203
5.4.7.2.1 Cálculo del caudal de refrigerante.....	204
5.5 Potencia total de la planta.....	206
5.6 Bibliografía.....	207

Capítulo 6 - Evaluación económica

6.1 Resumen ejecutivo.....	211
6.2 Objetivos.....	213
6.3 Estimación del costo de inversión (CapEx).....	213
6.3.1 Inversión en equipamiento.....	215
6.3.2 Costos de instalación.....	216
6.3.3 Desglose de la inversión en equipamiento.....	217
6.3.3.1 Intercambiadores de calor.....	217
6.3.3.2 Reactores.....	218
6.3.3.2.1 Equipamiento para regenerar el catalizador.....	219
6.3.3.3 Bombas.....	220
6.3.3.4 Compresores.....	221
6.3.3.5 Calderas.....	221
6.3.3.6 Torre de enfriamiento.....	222
6.3.3.7 Circuitos de refrigeración.....	222
6.3.3.8 Separador flash.....	223
6.3.3.9 Torres de separación.....	224
6.3.3.10 Eyector.....	224
6.3.4 Costos de equipamiento totales.....	225
6.3.5 Costos directos e indirectos.....	226

6.3.6 Inversión en Terreno (ITerreno).....	228
6.3.7 Inversión en Capital de Trabajo (IW).....	228
6.3.8 Inversión Total (IT).....	229
6.4 Estimación de costos operativos (OpEx).....	229
6.4.1 Costos variables.....	229
6.4.1.1 Materia Prima.....	229
6.4.1.2 Envases.....	230
6.4.1.3 Mano de obra.....	231
6.4.1.4 Supervisión.....	234
6.4.1.5 Servicios.....	234
6.4.1.5.1 Energía eléctrica.....	234
6.4.1.5.2 Agua.....	235
6.4.1.5.3 Gas natural.....	236
6.4.1.5.4 Fluido térmico.....	237
6.4.1.5.5 Refrigerante.....	237
6.4.1.6 Mantenimiento.....	238
6.4.1.7 Suministros.....	238
6.4.1.8 Laboratorio.....	238
6.4.1.9 Regalías y patentes.....	239
6.4.1.10 Costos variables totales.....	239
6.4.2 Costos fijos.....	240
6.4.2.1 Depreciación.....	240
6.4.2.2 Catalizador.....	241
6.4.2.3 Impuestos.....	241
6.4.2.4 Seguros.....	242
6.4.2.5 Financiación.....	242
6.4.2.6 Venta y distribución.....	242
6.4.2.7 Dirección y administración.....	243
6.4.2.8 Investigación y desarrollo.....	243
6.4.2.9 Costos fijos totales.....	243
6.4.3 Costos de operación totales.....	244
6.5 Ingresos por ventas.....	245
6.5.1 Programa de aumento gradual de la capacidad.....	245
6.5.2 Cantidad y precio de venta de los productos.....	246
6.5.2.1 Acetaldehído.....	246
6.5.2.2 Acetato de etilo.....	247
6.5.2.3 Hidrógeno.....	247
6.5.3 Ingresos anuales.....	247
6.6 Rentabilidad.....	248
6.6.1 Cuadro de fuentes y usos de fondo.....	248
6.6.2 Métodos de evaluación de la rentabilidad.....	249
6.6.2.1 Tiempo de repago (nR).....	249
6.6.2.2 Valor presente (VP).....	250
6.6.2.3 Tasa interna de retorno (TIR).....	251
6.6.3 Análisis de rentabilidad.....	252

6.6.4 Análisis del punto de equilibrio.....	254
6.6.5 Análisis de sensibilidad.....	255
6.6.5.1 Únicamente aumento de capacidad.....	255
6.6.5.2 Costo del bioetanol.....	257
6.6.5.3 Precio del acetaldehído.....	257
6.7 Análisis comparativo con planta de bioetanol.....	259
6.8 Cronograma.....	260
6.9 Justificativos para la inversión.....	262
6.10 Bibliografía.....	264
Anexo 6A - Correlaciones para el cálculo de Costos F.O.B.....	265
Anexo 6B - Factores del método de Chilton para Inversión Fija.....	266

Capítulo 7 - Sistema de Gestión Ambiental

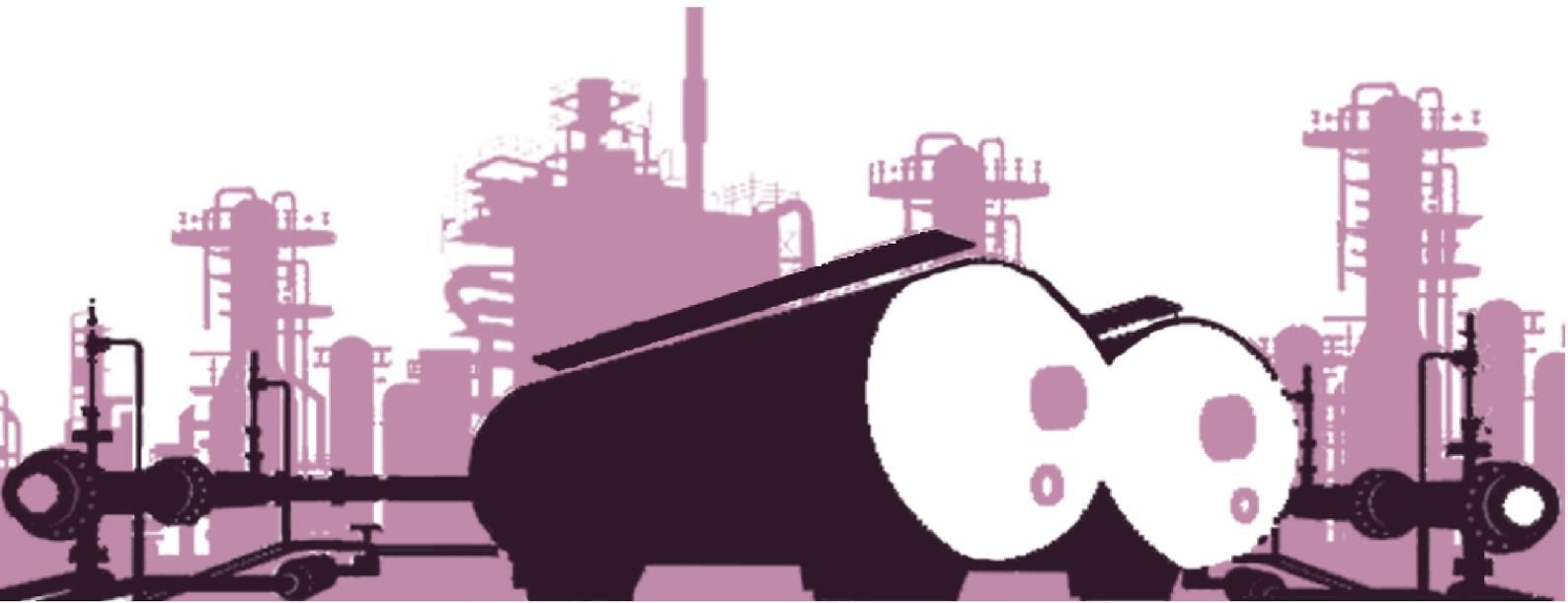
7.1 Resumen ejecutivo.....	269
7.2 Objetivos.....	270
7.3 Sistema de gestión ambiental.....	270
7.3.2 Modelo PHVA.....	270
7.4 Política ambiental.....	271
7.5 Relevamiento de impactos ambientales en la planta.....	274
7.5.1 Impactos generados durante el montaje de la planta.....	274
7.5.1.1 Modificaciones en el terreno.....	274
7.5.1.2 Construcción y acondicionamiento de la planta.....	275
7.5.2 Impactos generados por el funcionamiento de la planta.....	275
7.5.2.1 Emisiones atmosféricas.....	276
7.5.2.2 Utilización de materia prima.....	277
7.5.2.3 Efluentes líquidos.....	278
7.5.2.5 Efluentes y residuos sólidos.....	280
7.5.2.6 Consumo de agua.....	280
7.5.2.7 Consumo de energía eléctrica.....	281
7.5.2.8 Riesgo de explosión.....	281
7.5.2.9 Riesgo de incendio.....	282
7.5.2.10 Derrame de químicos.....	282
7.5.3 Impactos socioeconómicos.....	282
7.5.4 Valoración de los impactos.....	283
7.6 Medidas preventivas y correctoras.....	286
7.6.1 Consumo de recursos naturales.....	286
7.6.1.1 Consumo de agua.....	286
7.6.1.2 Consumo de energía eléctrica.....	287
7.6.1.3 Consumo de gas natural.....	287
7.6.2 Control de vehículos, equipos y maquinarias pesadas.....	288
7.6.3 Emisiones.....	288
7.6.4 Ruido.....	289
7.6.5 Reducción de residuos.....	289
7.6.6 Tratamiento de efluentes líquidos.....	291
7.6.6.1 Corrientes efluentes.....	291

7.6.6.2 Residuos líquidos.....	291
7.6.7 Riesgo de explosión.....	292
7.6.8 Riesgo de incendio.....	292
7.6.9 Control de posibles accidentes.....	293
7.6.10 Indicadores de medición.....	293
7.7 Bibliografía.....	295
Anexo A - Diagrama de la planta.....	299

Estudio de factibilidad de producción de
acetaldehído a partir de bioetanol

CAPÍTULO 1

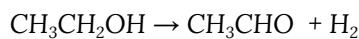
Estudio preliminar



1.1 Resumen ejecutivo

Este proyecto tiene como objetivo llevar a cabo un estudio de factibilidad para incorporar una nueva planta de producción de acetaldehído contigua a la planta existente que produce bioetanol a partir de remolacha azucarera. Se buscará obtener como producto final el acetaldehído en especificación de alta pureza (99,7% p/p). La capacidad de producción de la planta de bioetanol es 120.000 m³/año con una pureza del 98,7%.

Como proceso productivo se seleccionó la deshidrogenación catalítica del etanol, que ocurre en un rango de temperatura de entre 250-300°C. La reacción se da en presencia de un catalizador que será seleccionado en los capítulos posteriores.



Si este proceso se realiza a bajas conversiones, se obtienen selectividades altas hacia el acetaldehído. La coexistencia del acetaldehído y el etanol en el medio da lugar a la producción de acetato de etilo e hidrógeno como subproductos. Por lo tanto, se tienen dos subproductos deseables que se buscará obtener bajo especificación para luego ser comercializados.

Se decide diversificar un 20% de la producción de bioetanol para obtener acetaldehído logrando así una capacidad productiva de 20.000 toneladas de acetaldehído al año. Con esta cifra se estará abarcando alrededor del 15-20% del segmento regional latinoamericano y consiguiendo una participación proyectada del 1-1,5% en la producción mundial de este compuesto.

Se estima que los productos obtenidos en la planta a construir tendrán un precio de venta acorde a los existentes en el mercado: 1250 USD/ton para el acetaldehído, 1216 USD/ton para el acetato de etilo y 4000 USD/ton para el hidrógeno.

La planta será anexada a la ya existente productora de bioetanol dentro del Parque Industrial de General Conesa, Río Negro, lo que reducirá considerablemente los costos logísticos.

Luego de un análisis preliminar del mercado, se llegó a la conclusión de que existe evidencia que justifica avanzar con un estudio detallado del proyecto.

1.2 Objetivos del capítulo

La intención de este primer capítulo es proporcionar una imagen acerca del panorama en el que se encuentra la planta de bioetanol a base de remolacha proyectada en el 2018, que fue instalada y puesta en marcha en los años posteriores.

Se buscará retratar el mercado actual del bioetanol en Argentina, y evaluar de forma preliminar la posibilidad de diversificar la matriz productiva de la planta a través de la instalación de una nueva línea de proceso destinada a la elaboración de acetaldehído, utilizando hasta el 50% del bioetanol producido como reactivo inicial. Se centrará el análisis en la obtención de un producto con una pureza del 99,7%

Para estudiar la prefactibilidad de esta iniciativa, se utilizarán diversos indicadores de producción de acetaldehído a escala local e internacional. Se indagará acerca de los protagonistas (consumidores y potenciales competidores) con los que cuenta actualmente el mercado, a la vez que se intentará predecir la proyección que tendrá el mismo en el futuro. De igual importancia será el análisis alrededor de los usos que tiene el acetaldehído, y cual es la proyección de los productos derivados.

Además, se compararán las diferentes vías de obtención del producto a partir de la materia prima. Se seleccionará la de mayor conveniencia teniendo en cuenta los subproductos obtenidos en cada una, el catalizador, los equipos a utilizar, y la energía invertida en el proceso de producción.

Se definirá la ubicación de la planta productora en base al precio y la dificultad de exportación de la materia prima y el producto obtenido. Además se tendrá en cuenta a los consumidores del producto de interés.

Por último, se realizará la justificación preliminar del proyecto teniendo en cuenta todos los aspectos analizados previamente.

1.3 Introducción

El acetaldehído es un intermediario químico de gran importancia y utilización. Su origen petroquímico ha comenzado a ser cuestionado en los últimos años, por lo que se ha enfatizado en la posibilidad de desarrollar nuevas rutas de síntesis para la obtención de este compuesto.

Desde las últimas décadas del siglo XX, existe un importante esfuerzo por impulsar el uso de nuevas materias primas renovables y sostenibles como alternativa al petróleo y a sus derivados.

En este cambio, desde los fósiles hacia los renovables, los materiales derivados de la biomasa emergen como una alternativa relevante.

Entre los compuestos obtenidos de la biomasa se destaca el bioetanol, el cual puede ser transformado mediante diferentes reacciones catalíticas en numerosos productos de elevado valor, sustitutivos de los procedentes del petróleo, entre los que se encuentra el acetaldehído. Históricamente la principal vía de síntesis de este compuesto ha sido la oxidación de etileno, que se obtiene directamente del craqueo petroquímico, y a día de hoy sigue prevaleciendo como la más utilizada.

Como se puede ver en la Figura 1.1, el impacto ambiental es considerablemente menor si la producción de acetaldehído se lleva a cabo con bioetanol y es por esto que esta ruta química está siendo tan estudiada.

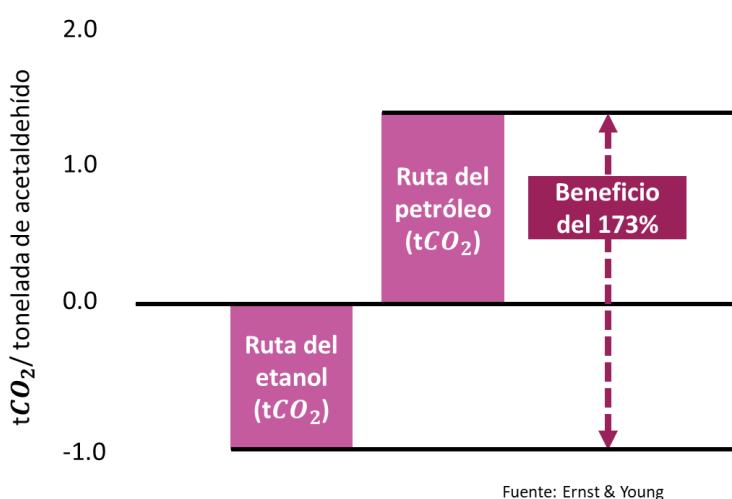


Figura 1.1 - Estudio de la huella de carbono.^[1,1]

Publicaciones especializadas^[1,2] han hecho foco en la utilización del bioetanol como materia prima para la producción de acetaldehído. Actualmente, existen determinados compuestos de uso masivo en la industria química para los cuales se ha demostrado que la ruta de síntesis a partir del bioetanol resulta de mayor sostenibilidad a largo plazo que la tradicional a base de hidrocarburos. Entre ellos se puede mencionar al acetato de etilo, el dietil éter o el 1,3-butadieno, para los cuales ya existen proyectos operativos de producción a escala industrial. En este contexto, el acetaldehído emerge como un compuesto “prometedor”, para el cual se debe estudiar cada situación en particular. En determinados contextos, donde el escenario geográfico y económico resulte favorable, la instalación de establecimientos para la producción de este compuesto pueden convertirse en una alternativa sostenible a largo plazo, tanto económica como medioambientalmente.

1.4 Reactivo: bioetanol

El bioetanol es un alcohol primario de dos carbonos y un grupo hidroxilo, anticorrosivo y oxigenante. Es un líquido incoloro, biodegradable y de baja toxicidad. Se obtiene a partir de biomasa de origen vegetal que contenga azúcares simples o algún compuesto que pueda convertirse en azúcares.

En la Tabla 1-1 se resumen algunas de las propiedades físicas y químicas del bioetanol que son de utilidad, incluyendo datos de cambio de fase y de otras características importantes para la manipulación del mismo.

Tabla 1-1 Propiedades físicas y químicas del bioetanol [1.3]

Propiedades físicas y químicas del bioetanol	
Peso molecular	46,1 g/mol
Punto de fusión	-117 °C
Punto de ebullición	79 °C
Densidad relativa (en relación al agua)	0,8
Presión de vapor (20°C)	5,8 kPa
Punto de inflamación	13°C

El bioetanol puede ser utilizado como combustible debido a su alto octanaje. El octanaje es una medida de la resistencia del combustible a la detonación durante la compresión. Cuanto mayor sea este valor, la combustión se producirá de manera suave y eficiente.

Si se agrega el bioetanol a la nafta en diferentes proporciones y se oxigena la mezcla, se logra que la combustión sea más completa, de forma que se reduce la emisión de gases contaminantes en la atmósfera.

Las mezclas de nafta con etanol se identifican con la letra E y el porcentaje de etanol en la mezcla. El corte más común en Estados Unidos es de 10% de etanol (E10). Los motores convencionales no requieren ningún tipo de modificación para la utilización de nafta E10, sin embargo, para mayores composiciones de etanol en la mezcla se necesitan autos con motores específicos para bioetanol llamados "Flex Fuel". Esto se debe a que la presión en los cilindros es mayor cuando se opera con bioetanol, y por lo tanto se necesita fortalecer el pistón, cigüeñal, biela y asiento de las válvulas del motor para operar con mezclas de alto contenido de etanol.

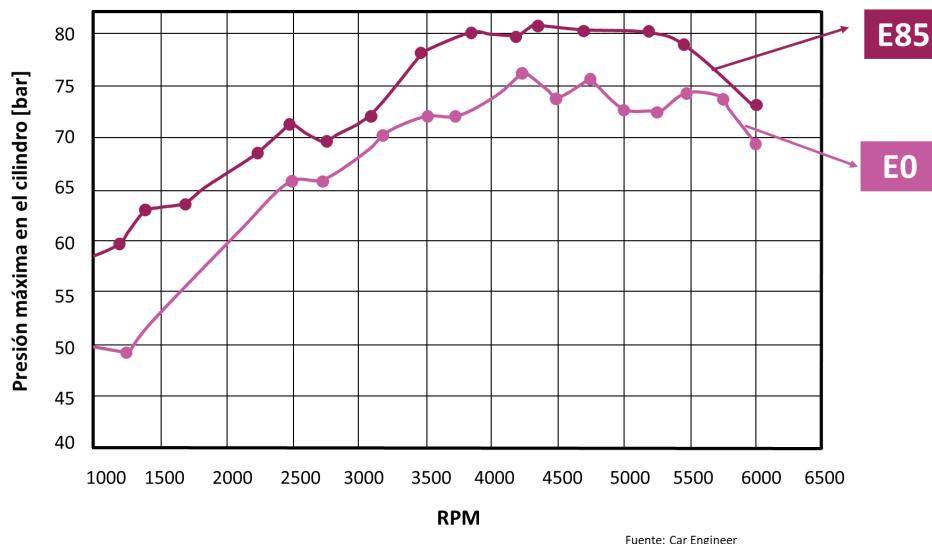


Figura 1.2 - Presión máxima en el cilindro con mezclas E0 y E85. ^[1.4]

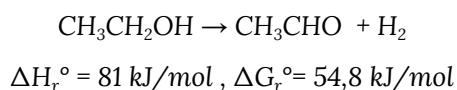
En la Figura 1.2 se puede ver el aumento en los picos de presión dentro de los cilindros del motor cuando se utilizan mezclas combustibles con altos contenidos de etanol. De esta forma, se justifica la importancia de la utilización de motores específicos para mezclas de más de 15% de etanol en su composición.

1.5 Proceso productivo

Las reacciones catalizadas del etanol pueden ocurrir sobre catalizadores ácidos y/o básicos para formar ésteres, cetonas, éteres, alcoholes y muchos otros derivados. El acetaldehído se obtiene a partir del etanol, típicamente, por dos vías catalíticas: deshidrogenación no-oxidativa u oxidación del mismo.

I) Obtención del acetaldehído por deshidrogenación catalítica del bioetanol ^[1.5]

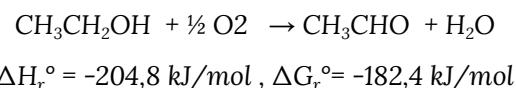
La deshidrogenación catalítica es una reacción endotérmica que se da a elevadas temperaturas (250-300°C) y presión atmosférica. En este proceso se liberan átomos de hidrógeno de un sustrato orgánico a partir de la siguiente reacción:



Se produce una cantidad estequiométrica de gas hidrógeno como un subproducto deseable y fácil de separar que puede incorporarse a la economía del mismo. Además, la conversión de acetaldehído a productos de mayor valor puede requerir el uso de hidrógeno en los pasos de reacción posteriores. Se deben utilizar catalizadores para favorecer la cinética de la reacción.

II) Obtención del acetaldehído por oxidación parcial del bioetanol

La oxidación parcial del bioetanol es un proceso exotérmico a partir del cual, por cada molécula de acetaldehído, se obtiene una de agua. Este proceso implica la pérdida de los átomos de hidrógeno del etanol según la siguiente reacción:



Si bien la oxidación puede llevarse a cabo a bajas temperaturas, se requiere de una gran cantidad de energía para separar el acetaldehído del agua. Cuando este proceso se lleva a cabo industrialmente a altas temperaturas con catalizadores de plata, se lo conoce como Veba-Chemie Process. De esta manera, se puede lograr una conversión de etanol entre el 50 y el 70% con un rendimiento de reacción del 99%. Sin embargo, se debe realizar posteriormente una destilación para purificar el producto. Por otro lado, este proceso requiere que se alimente una corriente muy grande de aire para que la reacción alcance en las conversiones deseadas, lo que puede encarecer notablemente su implementación.

1.5.1 Selección del proceso productivo

En comparación con la oxidación selectiva, la deshidrogenación presenta ciertas ventajas. Entre ellas, se evita la oxidación excesiva a ácido acético y CO_2 y no se presentan dificultades para separar el acetaldehído de otros productos. Cabe destacar que las mezclas de etanol y O_2 obtenidas de la oxidación presentan riesgos al trabajar en un proceso de gran escala industrial. El acetaldehído, por su parte, es un compuesto inflamable, por lo que deben extremarse cuidados al trabajar en presencia de oxígeno.

Si bien la deshidrogenación requiere trabajar a temperaturas más altas, las altas selectividades, el gran valor comercial del subproducto obtenido y la facilidad de la separación del producto de interés, justifican la implementación de la deshidrogenación catalítica como ruta de obtención de acetaldehído.

Aunque las selectividades hacia el acetaldehído se encuentran en valores por encima del 95% cuando se trabaja a bajas conversiones del etanol, la coexistencia del acetaldehído y el etanol da lugar a la formación de cantidades menores de acetato de etilo como subproducto.

1.5.2 Selección del catalizador

Para la selección del catalizador se deben considerar diferentes factores, como la selectividad hacia los productos deseados, la actividad del catalizador y los posibles efectos de desactivación

que podrían ocurrir. Muchos de los sistemas utilizados para la deshidrogenación directa del etanol se enfocan en el uso de nanopartículas metálicas soportadas y óxidos metálicos, con tecnologías emergentes para prevenir la sinterización y desactivación de los sistemas soportados.

Los catalizadores necesarios para producir acetaldehído a partir de bioetanol requieren, además de sitios ácidos débiles, la presencia de centros básicos fuertes o de sitios superficiales metálicos. Diversos estudios dejaron asentado que los catalizadores con un alto grado de acidez no son recomendables para la deshidrogenación de etanol a acetaldehído.

Se ha demostrado que los sistemas catalíticos homogéneos tienen un rendimiento sobresaliente en el proceso de deshidrogenación de bioalcoholes, consiguiendo muy buenas conversiones y excelente selectividad hacia los productos deseados. Sin embargo, la dependencia de estos con los metales nobles y el elevado costo de los ligandos limita el proceso a grandes escalas en este tipo de catalizadores. Es por esto que se sigue analizando el uso de catalizadores con metales no nobles y ligandos de menor costo.

En paralelo, creció ampliamente la exploración de los catalizadores heterogéneos. Estos últimos son más fáciles de reciclar y de separar que los homogéneos. Una vez que la corriente efluente abandona el reactor, separar un catalizador homogéneo implica generalmente procedimientos costosos y difíciles, mientras que los heterogéneos gozan de relativa facilidad. Por este motivo se prefieren los catalizadores en una fase distinta a las corrientes de proceso.

Si se considera el impacto económico y ambiental, el uso de los metales no nobles (por ejemplo Zn, Mg, Ni) es deseado por tener mayor disponibilidad y ser más accesibles económicamente. Los llamados metales nobles suelen presentar mejores resultados, pero su costo es notablemente superior, por lo que en muchas ocasiones no es justificable su utilización como principio activo.

Por la compatibilidad que presentan, los catalizadores de cobre han sido ampliamente estudiados para este proceso. Tienen la característica de ser muy eficientes, robustos y estables. Existe bibliografía específica de estudios cinéticos efectuados para la deshidrogenación de alcoholes en catalizadores cúpricos con soportes de diferentes propiedades y características. Por su amplia disponibilidad y bajo costo relativo, es un metal que resulta muy interesante para la deshidrogenación catalítica de alcoholes a escala industrial.

Al momento de elegir un catalizador heterogéneo, se debe de tener en cuenta el soporte a utilizar. Para elegirlo, se debe analizar el efecto de la actividad química, en cuanto a la porosidad y el área superficial del mismo. Además de considerar sus propiedades mecánicas y su estabilidad. Dicho estudio será realizado en capítulos posteriores.

1.6 Productos

1.6.1 Acetaldehído

El acetaldehído (CH_3CHO) es un líquido incoloro, volátil e inflamable que es miscible en agua, alcohol, benceno y otros solventes orgánicos.

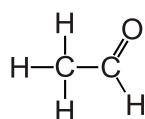


Figura 1.3 - Estructura del acetaldehído

En la Tabla 1-2 se resumen algunas de las propiedades físicas y químicas del acetaldehído.

Tabla 1-2. Propiedades físicas y químicas del acetaldehído [1.6]

Propiedades físicas y químicas del acetaldehído	
Peso molecular	44,1 g/mol
Punto de fusión	-123,5 °C
Punto de ebullición	20,2 °C
Densidad relativa (en relación al agua)	0,78
Presión de vapor (20°C)	101 kPa
Punto de inflamación	-38°C

Los aldehídos tienen un grupo carbonilo como grupo funcional, es decir, un átomo de carbono que se une mediante un enlace doble con un oxígeno. El grupo carbonilo se enlaza con un radical alquilo y un átomo de hidrógeno.

Por las características del radical que está unido al grupo funcional, el acetaldehído es un aldehído del tipo alifático, lo que significa que no hay anillos aromáticos en su estructura. Este tipo de moléculas no presentan estabilización por resonancia y por ende su reactividad es alta.

El acetaldehído es muy versátil ya que puede ser utilizado de diversas formas para la obtención de otros compuestos de gran valor. Es principalmente usado para la producción de ácido acético, anhídrido acético, acetato de etilo, piridina, medicamentos, plásticos, pinturas y resinas.

También puede utilizarse para producción de cauchos, actuando como solvente, en el curtido de cueros, la preservación de alimentos (frutas y pescados), la industria del papel, el saborizado de comidas y la producción de alcohol desnaturalizado.

1.6.2 Hidrógeno

Además de acetaldehído, en el proceso de deshidrogenación se obtiene hidrógeno. Se trata del gas más ligero que existe, y si bien es uno de los elementos más abundantes, no se encuentra como molécula gaseosa en la naturaleza, sino que debe obtenerse por métodos químicos.

Aunque se ha empleado históricamente como gas de uso industrial en los procesos de síntesis de amoníaco, metano y otros procesos que involucran el tratamiento del petróleo, en los últimos años ha surgido un fuerte movimiento que busca introducir al hidrógeno como vector energético sustituto de los actuales, principalmente del gas y el petróleo.

Como se puede ver en la Figura 1.4, el gasoil tiene un contenido energético de 44 MJ/kg, mientras que el hidrógeno 120 MJ/kg. Es decir que, en términos básicos, el hidrógeno posee casi tres veces el contenido de energía del gasoil. Lo contrario sucede en términos volumétricos, la capacidad del gasoil es de 32 MJ/L y la del hidrógeno es de 8 MJ/L. Por ende, para un tanque de igual volumen se contará con un mayor contenido energético cuando el mismo esté lleno de gasoil. Esto último, es producto de que el gasoil es mucho más denso que el hidrógeno, lo que provoca que el almacenamiento del hidrógeno sea una de las limitaciones más importantes para su uso en forma masiva, aspecto que se analizará posteriormente en el desarrollo del presente capítulo.

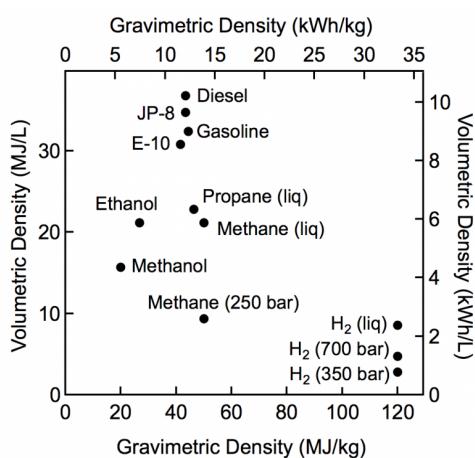


Figura 1.4 - Comparación entre el H_2 y otros combustibles [1,7]

También existen aspectos negativos de su utilización. Entre ellos, se debe tener en cuenta que el hidrógeno es un elemento muy volátil e inflamable por lo que se requiere de medidas de seguridad estrictas para evitar fugas y explosiones, y sus principales procesos de producción requieren más energía que para otros combustibles.

1.6.3 Acetato de etilo

En menor medida en el proceso se obtiene el compuesto acetato de etilo como subproducto. Si bien podría considerarse como un efluente industrial, la posibilidad de comercializar este producto será analizada ya que posee diversos usos y aplicaciones en la industria.

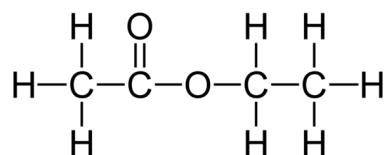


Figura 1.5 - Estructura del acetato de etilo.

Es un compuesto que pertenece a la familia de los ésteres, siendo de los más sencillos y comunes en la industria, es miscible con la mayoría de disolventes orgánicos y parcialmente con agua. Sus usos más comunes son como saborizantes, solvente de pinturas y producción de tintas. En la Tabla 1-3 se resumen algunas características y propiedades que serán de interés para próximos análisis del proyecto.

Tabla 1-3. Propiedades físicas y químicas del acetato de etilo [1,8]

Propiedades físicas y químicas del acetato de etilo	
Peso molecular	88,11 g/mol
Punto de fusión	-84 °C
Punto de ebullición	77 °C
Densidad relativa (en relación al agua)	0,902
Presión de vapor (20°C)	10 kPa
Punto de inflamación	-4 °C

Si bien la comercialización de este producto será a priori beneficiosa para la economía del proyecto, no se debe dejar de lado que su separación será más difícil que la del acetaldehído debido a los azeótropos que forma con el agua y el etanol. Sin embargo, esta separación será de suma importancia en el proceso ya que implica la separación de etanol no reaccionado para su recirculación, y como se mencionó anteriormente, las bajas conversiones de etanol derivan en una alta selectividad hacia el producto de interés. Por lo tanto, será indispensable realizar esta separación y se debe analizar la posibilidad de separar el acetato de etilo en condiciones de comercialización que indican una pureza del 99,7% p/p. Dicho análisis se realizará con mayor profundidad en capítulos posteriores.

1.7 Estudio preliminar de mercado

1.7.1 Análisis del mercado de bioetanol

En Argentina existe desde el año 2010 un corte obligatorio a la nafta con bioetanol elaborado a partir de maíz, caña de azúcar y otros cultivos con potencial energético cosechados en el territorio nacional (ley 27.640). Inicialmente el porcentaje fue establecido en un 5% sobre el volumen final del combustible, y con los años dicha cifra se incrementó hasta el valor actual fijado en un 12%. Esta medida fue implementada por ley con el objetivo de avanzar hacia alternativas que tiendan a la sustentabilidad de la matriz energética y al máximo aprovechamiento de los cultivos, reduciendo de esa forma los desechos generados. A día de hoy la producción de bioetanol en Argentina está esencialmente acotada a dos cultivos protagonistas: el maíz y la caña de azúcar. De acuerdo a la ley que reglamenta el corte obligatorio, se encuentra determinado que la participación de ambas materias primas debe ser idéntica, aspecto que llevado a la práctica no se cumple de manera efectiva, tal como lo demuestra la Figura 1.6.

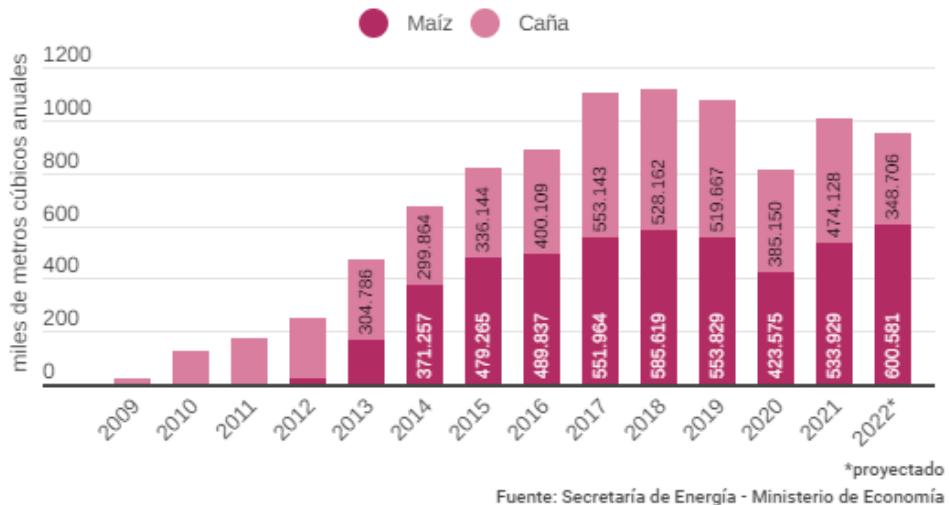


Figura 1.6 - Producción anual de bioetanol de maíz y caña de azúcar en Argentina ^[1.9]

La Figura 1.6 además permite contemplar cuál fue la evolución en los últimos años del mercado interno del bioetanol. Desde el momento de la sanción de la ley 27.640, la producción de este biocombustible escaló año a año de forma considerable, hasta alcanzar su valor máximo en el año 2018, cuando se elaboraron alrededor de 1.100 millones de metros cúbicos totales. A partir de dicho hito, la tendencia se estancó e incluso parece decrecer lentamente. Si se extrapolan los datos de la Secretaría de Energía para el año 2022, se estima una producción anual menor a los 1.000 millones de metros cúbicos, lo que marcaría aún más el declive del sector.

De acuerdo con los datos de la Secretaría de Energía, actualmente hay instaladas y en operación 18 plantas productoras de bioetanol. Su distribución territorial, que se detalla en la Figura 1.7, denota la marcada presencia de las plantas azucareras en el norte del país, y de las maiceras en la región Centro y Litoral. Entre todas ellas, de forma combinada, se estima que existe actualmente un 20% de capacidad ociosa^[1,10] (pudiendo llegar en determinados relevamientos hasta un 40-50%).

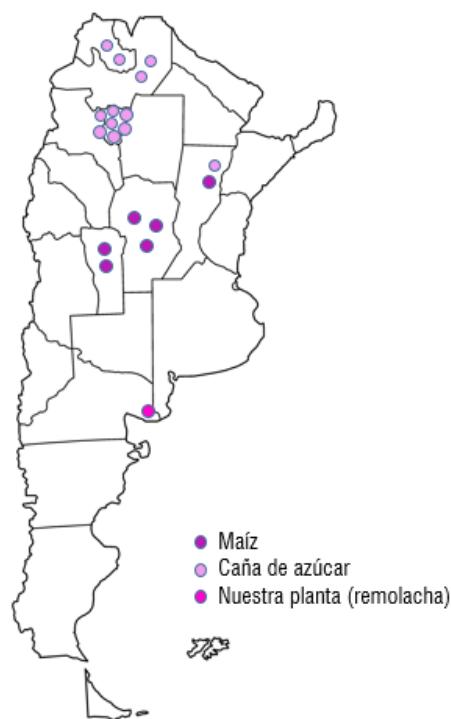


Figura 1.7 - Distribución territorial de las plantas productoras de bioetanol en Argentina

Las políticas estatales incentivaron el aumento en la producción de bioetanol año a año desde la entrada en vigencia de la ley 27.640. Además del corte obligatorio, se fomentó la producción de biocombustibles por medio de la quita de impuestos y la fijación de precios que garanticen una rentabilidad aceptable a las empresas productoras.

El precio del litro de bioetanol se encuentra regulado por el acuerdo entre la Secretaría de Energía, las empresas productoras y las refinerías que lo utilizan para el corte de los combustibles. En la Figura 1.8 se aprecia la evolución temporal del precio del litro de bioetanol, expresado en dólares estadounidenses (USD). Puede verse el descenso que sufrió el precio del biocombustible de manera progresiva desde 2014 hasta 2020, con una leve recuperación a partir de 2021. Entre las razones que explican esta tendencia se pueden mencionar la inflexibilidad del régimen de precios y la continua devaluación que sufrió el peso argentino respecto del dólar estadounidense en la última década. Al estar los precios del bioetanol fijados en pesos

argentinos, la conversión a la moneda estadounidense arroja valores cada vez menores para el litro de bioetanol.



Figura 1.8 - Evolución del precio del litro de bioetanol en Argentina en USD/litro [1.1]



Figura 1.9 - Evolución de la relación entre el precio del bioetanol (por litro) y del maíz (por kilogramo)

La tendencia de la Figura 1.8 debe ser complementada con la información de la Figura 1.9. En esta última puede verse la relación entre el precio del litro de bioetanol respecto del precio del kilogramo de maíz. Al estar el precio del bioetanol fijado por reglamentación gubernamental, su valor comercial se ha ido depreciando en comparación con el del maíz, cuyo precio está dictado esencialmente por el mercado internacional, y que ha visto un notable aumento en los últimos años, alcanzando su valor máximo histórico a finales de 2021.

Este comportamiento puede extrapolarse a la gran mayoría de los granos, cultivos y materias primas que crecen en suelo argentino: la rentabilidad relativa que supone el agregado de valor mediante la elaboración de subproductos industrializados está decreciendo paulatinamente, lo

que supone un potencial riesgo a mediano y largo plazo si no se estudian y analizan alternativas mejoradoras.

1.7.2 Mercado del acetaldehído

1.7.2.1 Mercado de los acetilos

El acetaldehído puede incluirse dentro de una familia de compuestos orgánicos y productos derivados conocidos como acetilos, todos ellos caracterizados por la presencia del grupo funcional $-COCH_3$.

La materia prima con la que comienzan las rutas de obtención de los acetilos es esencialmente el etanol, elaborado a su vez a partir de maíz, caña de azúcar o remolacha. Todos los compuestos y bienes involucrados en la cadena de agregado de valor pueden categorizarse en cinco grandes grupos, desde la materia prima inicial hasta los productos industriales para uso final, con los que culmina la cadena:

- *Materias primas*: suponen el primer paso de la cadena de valor, y son generalmente extraídos directamente de la naturaleza. Pueden ser de origen animal, mineral o vegetal.
- *Productos químicos básicos*: son sintetizados a partir de la materia prima, y representan el reactivo inicial para la posterior diversificación de los productos derivados. Se producen a gran escala y su valorización relativa es baja, por lo que en muchos casos se comportan como commodities. Sus rutas de obtención son el resultado de muchos años de estudio y maduración.
- *Intermediarios diferenciados*: son compuestos obtenidos a partir del reactivo inicial en una primera etapa reaccionante. Son participantes necesarios en el proceso de agregado de valor hasta llegar a los productos finales. También cuentan con un grado avanzado de maduración en las rutas de síntesis, pero son más propensos a someterse a nuevas alternativas.
- *Productos químicos funcionales o especializados*: compuestos químicos utilizados para fines muy específicos. Suelen producirse en volúmenes bajos y cuentan con un alto valor agregado.
- *Productos industriales de uso final*: representan el eslabón final en la cadena de agregado de valor. Son los bienes que serán finalmente comercializados.

Tabla 1-4. Categorías y ejemplos de productos en el mercado de los acetilos.

Materia prima inicial	Químicos de base	Intermediarios diferenciados	Productos especializados	Productos de uso final
Maíz Caña de azúcar Remolacha	(Bio)etanol	Acetaldehído Ácido acético Vinil acetato Etil acetato	Emulsiones Aditivos Pigmentos Solventes	Comida y bebidas Fármacos Pinturas y revestimientos Tintas de impresión Adhesivos Fertilizantes

En la Tabla 1-4 se catalogan los diferentes materiales, bienes y compuestos que intervienen en el mercado global de los acetilos. Allí se observa que el acetaldehído participa como intermediario diferenciado. Dado a que se utiliza posteriormente para la producción de una amplia variedad de productos, en este sentido puede resultar de gran atractivo integrar verticalmente una línea de elaboración de acetaldehído a partir del bioetanol sintetizado en la planta existente.

Para cuantificar el potencial del sector, se detalla en la Figura 1.10 la evolución del mercado global de acetilos, de acuerdo a un reporte de mercado realizado para Laxmi Organics, una empresa del rubro radicada en la India. Esta estimación tiene en consideración únicamente los productos intermediarios derivados del etanol, que luego son transformados en bienes de uso final.

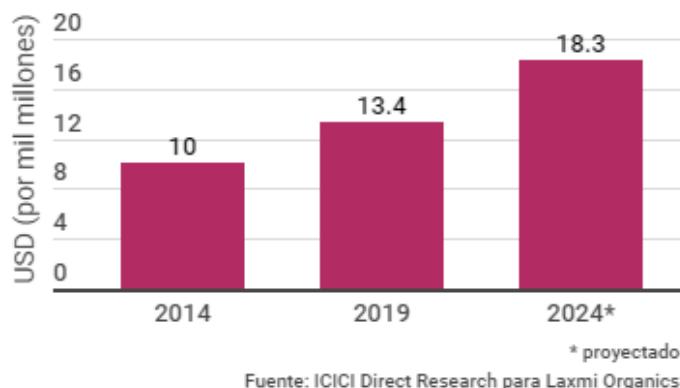


Figura 1.10- Evolución y proyección del mercado global de acetilos (sin incluir ácido acético) ^[1,12]

La tendencia muestra que el panorama del mercado de acetilos es alentador de cara al futuro, ya que se espera un crecimiento apreciable en los próximos años. El mismo reporte indica que la tasa compuesta de crecimiento anual (CAGR, por sus siglas en inglés) es del 6,4%, mientras que otros estudios arrojan cifras que rondan entre el 3% y el 7%, pronosticando todos ellos un escenario favorable en los años venideros. Este aumento se atribuye en buena medida a la creciente demanda de los productos industriales de uso final.

La amplia variedad de aplicaciones que tienen los acetilos en la actualidad sirve de sustento para explicar las proyecciones. Su mercado se encuentra sumamente diversificado, por lo que su volatilidad no depende de las fluctuaciones a las que se encuentre sometido un único segmento. Para retratar mejor esta realidad, se muestra en la Figura 1.11 la distribución del mercado de acetilos de acuerdo a su aplicación industrial final. Esta atomización le otorga un margen de respuesta en caso de que alguno de los mercados derivados sufra una recaída.

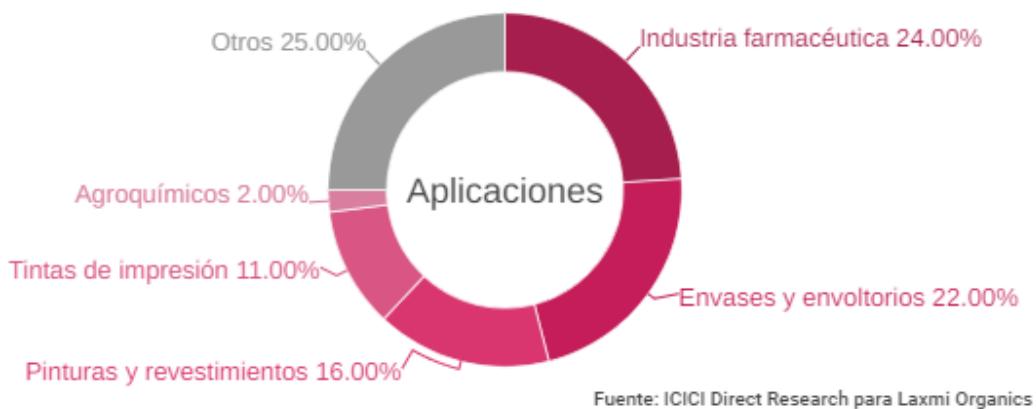
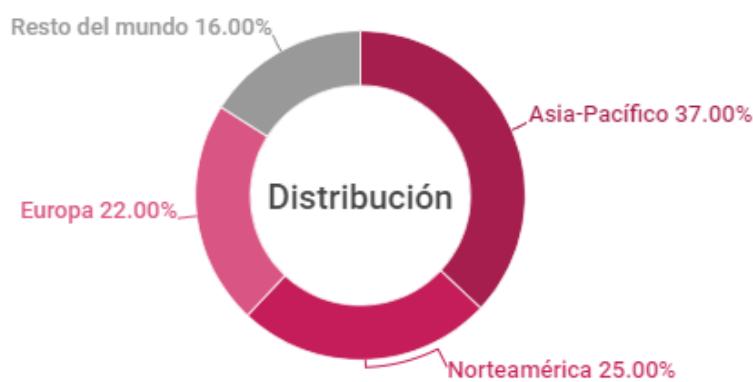


Figura 1.11 - Mercado de acetilos de acuerdo al uso industrial final

1.7.2.2 Protagonistas del mercado de acetaldehído

De acuerdo a diversas estimaciones, la producción mundial de acetaldehído en la actualidad es de entre 1 y 1,5 millones de toneladas anuales. Las principales empresas que elaboran este compuesto pertenecen a capitales estadounidenses y asiáticos, con marcada presencia en la India y Japón. También participan empresas europeas, con un porcentaje ligeramente menor. Argentina y Latinoamérica en general tienen una presencia mínima en el mercado global. La Figura 1.12 detalla la distribución geográfica porcentual del mercado de los acetilos, que puede extrapolarse y considerarse representativa para el caso particular del acetaldehído.



Fuente: ICICI Direct Research para Laxmi Organics

Figura 1.12 - Mercado de acetilos de acuerdo a la distribución geográfica

Las mayores empresas productoras de acetaldehído a nivel mundial se listan en la Tabla 1-5. En ella figuran corporaciones de marcada trayectoria en la industria química, que integran verticalmente múltiples procesos de síntesis de productos intermedios y especializados. Sin embargo, se debe remarcar que el mercado no se encuentra concentrado en pocas empresas, por lo que no existe en ese sentido una fuerte barrera de ingreso como potenciales proveedores. Al estar atomizado existe una mayor competencia, pero sin un dominante claro que imponga sus decisiones unilateralmente, sino que da lugar a la oportunidad de ofrecer un producto diferenciado o con tecnologías novedosas para captar posibles consumidores.

Tabla 1-5. Principales empresas productoras de acetaldehído.

Corporación	Origen	Capacidad de producción [ton/año]	Reactivos iniciales
Eastman Chemical Co.	Estados Unidos	183.000 (2011)	Etileno
Sumitomo Chemical Co.	Japón	No se encontraron datos	-
Showa Denko	Japón	No se encontraron datos	-
Celanese Corporation	Estados Unidos - Alemania	No se encontraron datos	Etileno
Jubilant Ingrevia Ltd.	India	No se encontraron datos	Bioetanol
Laxmi Organic Ind. Ltd.	India	10.500	Bioetanol
Sekab	Suecia	No se encontraron datos	Bioetanol
Ashol-Alko Chemical	India	11.000	Bioetanol

La participación de compañías argentinas y de otros países de Latinoamérica es menor al 8% del mercado mundial. De acuerdo al Instituto Petroquímico Argentino (IPA), desde 2018 no hay ninguna planta activa que sintetice acetaldehído en el país. En años previos se encontraban en operación dos establecimientos pertenecientes a la empresa Atanor S.C.A. Una de las plantas se ubicaba en la localidad de Río Tercero, provincia de Córdoba, y tenía una capacidad de diseño de 4.100 toneladas de acetaldehído al año obtenidas por medio de la oxidación catalítica de etanol. La otra planta empleaba la ruta de deshidrogenación catalítica de etanol, podía producir hasta 9.000 toneladas anuales y se estaba emplazada en Baradero, provincia de Buenos Aires.

En este contexto, puede anticiparse que la inserción del producto al mercado local y regional no deberá ser un elemento prioritario. Si bien existen empresas dentro de Latinoamérica que emplean el acetaldehído en la producción de bienes como pinturas, fármacos o agroquímicos, hay una mayor concentración de consumidores en otros mercados. Europa y Asia son especialmente dos regiones con una industria química sumamente desarrollada y representan un gran foco de demanda de productos químicos intermedios. Los países europeos de mayor tradición en la industria química son en la actualidad los mayores importadores de acetaldehído a nivel global, de acuerdo con datos del International Trade Centre (ITC).

1.7.3 Mercado del hidrógeno

Dado que la ruta de síntesis escogida supone la formación de hidrógeno como subproducto, se proporciona un panorama generalizado de su mercado.

Actualmente, el hidrógeno es considerado un gas de uso industrial. Históricamente, el sector de mayor consumo es la producción de amoníaco (61%) seguido de los procesos de refinado de petróleo (23%) y la producción de metanol (9%). El 7% restante se consume en procesos industriales.

En el último tiempo, frente a una necesidad creciente de conseguir abastecimiento energético estable a partir de fuentes de energía alternativas al gas y el petróleo, el hidrógeno ha emergido como una fuente de energía limpia ya que solo emite vapor de agua y no deja residuos de impacto ambiental considerable.

Por esto, se estudia el uso de hidrógeno como vector energético que, mediante su combinación con oxígeno, genera una gran cantidad de energía (120 MJ/kg). Esta misma queda almacenada en forma de enlaces químicos en la molécula de hidrógeno y una parte de ella puede recuperarse luego mediante combustión.

No es sencillo estimar con exactitud los niveles de producción mundiales del hidrógeno, ya que se trata de un compuesto de uso masivo en la industria química y que recientemente ha visto incrementada su demanda producto de las innovaciones en el campo energético. Algunas estimaciones determinan que en 2010 la demanda global fue de 43 Mton, y se prevé que ascienda a 50 Mton para 2025.

La pureza del hidrógeno es un factor importante, dado que un gas de alta pureza es esencial para su uso como combustible en celdas *fuel cell*. En cambio, si es quemado para producir energía calorífica en calderas y demás equipos térmicos, la pureza no es un factor crítico. La pureza suele expresarse en términos de N's, que se corresponden con el número de dígitos iguales a 9 en su concentración molar:

- 2N (o 99% puro): es el empleado en industrias para la síntesis de amoníaco y metanol, la reducción de metales y la hidrogenación de aceites y grasas, entre otros.
- 3N (o 99,9% puro): tiene aplicaciones industriales en productos de mayor especialización, como químicos finos, semiconductores y productos electrónicos.
- 4N (o 99,99% puro): se utiliza en la fabricación de productos electrónicos avanzados, en investigación científica y en aplicaciones de laboratorio.
- 5N (o 99,999% puro): es el grado de pureza requerido para su utilización como combustible automotriz. También se emplea en microprocesadores y circuitos integrados.

La norma GB/T 3634.1-2006 del National Standard of the People's Republic of China determina que el hidrógeno industrial de grado "excelente" contiene, como mínimo, un 99,95% v/v de hidrógeno. Teniendo en cuenta los altos valores de pureza que los potenciales consumidores solicitan, se escogerá una serie de equipos que permitan cumplir con este requisito. El objetivo será obtener una corriente de hidrógeno que alcance el grado "excelente" para su posterior comercialización.

Como se mencionó anteriormente, por ser el hidrógeno es el gas más ligero que existe, su densidad energética en términos volumétricos (cantidad de energía/unidad de volumen) es muy pequeña en comparación con otros compuestos utilizados como vectores energéticos (gasolina, diesel etanol, metano). Por este motivo, las formas físicas de almacenarlo para su posterior comercialización requieren altas condiciones de presión y/o bajas temperaturas, siendo las más comunes:

- *Como gas comprimido:* requiere tanques de alta presión, que van típicamente desde los 350 a 700 bar. A mayor presión de almacenamiento, mayor es la densidad energética por unidad de volumen del hidrógeno, tal como se ve en el gráfico. Actualmente es la forma más difundida de almacenar este compuesto.
- *En estado líquido:* esta alternativa aprovecha al máximo la densidad energética por unidad de volumen del hidrógeno, mediante el enfriamiento a muy bajas temperaturas (menores a -253°C). Para mantener el líquido a esa temperatura, el tanque debe estar perfectamente aislado. Esta opción se encuentra aún en etapa de I&D para aplicaciones como combustible vehicular, ya que es más costosa que la del gas comprimido y requiere mayores tiempos en los procesos de carga y descarga.

Los envases empleados para el almacenamiento de hidrógeno pueden categorizarse según lo mostrado en la Tabla 1-6.

Tabla 1-6. Descripción de los envases para el hidrógeno^[1,13]

	Tipo I	Tipo II	Tipo III	Tipo IV
Composición	Metálicos	Metálicos con revestimiento de fibra de carbono o vidrio	Revestimiento interno metálico, envuelto por materiales compuestos	Camisa polimérica de alta densidad, envuelta por fibra de carbono.
Presión soportada	150-300 bar	Hasta 1000 bar	350-700 bar	350-700 bar
Aplicaciones	Gas industrial. No apto para uso en vehículos.	Hidrogeneradores	Aplicaciones portátiles, ya que son mucho más livianos.	Aplicaciones portátiles, aptos para uso en vehículos.
Costo	\$	\$\$	\$\$\$	\$\$\$\$ (alto contenido de fibra de carbono)



Como el hidrógeno no es el producto principal de la planta, se optara por comercializarlo como un gas industrial con una pureza del 99,95%, ya que una mayor especificación requiere de costos de producción más elevados. Por este motivo, se almacenará en envases del tipo I.

1.8 Productos que pueden obtenerse del acetaldehído

El acetaldehído que se obtiene del bioetanol puede utilizarse para sintetizar otros productos de mayor valor comercial, cuyas rutas de obtención pueden verse detalladas en la Figura 1.13.

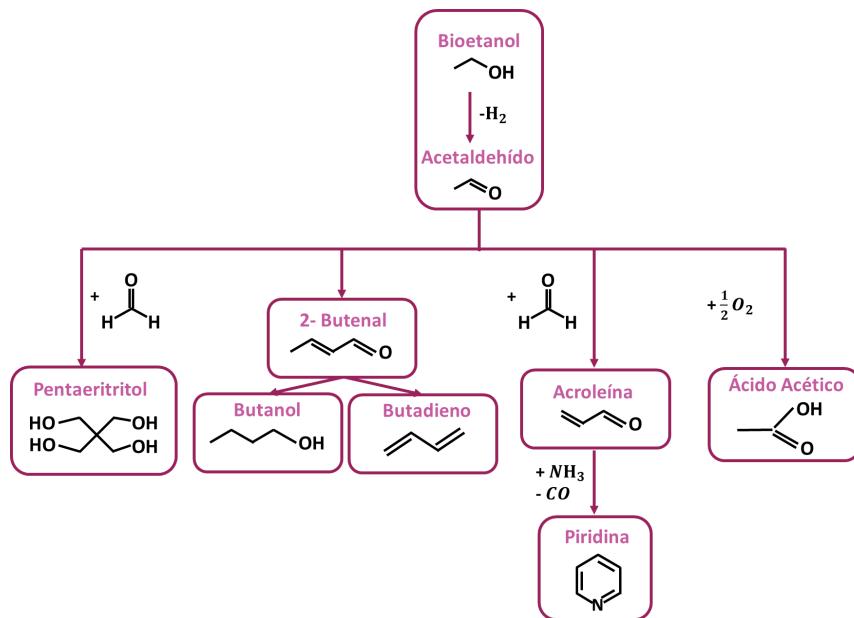


Figura 1.13 - Esquema de reacciones y productos derivados del acetaldehído

Todos los productos derivados del acetaldehído son de gran aplicación e importancia en la industria química:

- El pentaeritritol es un componente básico para la síntesis y producción de plásticos, pinturas, electrodomésticos, cosméticos y muchos otros productos comerciales.
- El butanol se emplea como disolvente de pinturas, lacas, barnices, resinas naturales y sintéticas, gomas, aceites vegetales, tintes y alcaloides.
- El butadieno se utiliza para fabricar productos de caucho sintético, como neumáticos o llantas, resinas, plásticos y otras sustancias químicas.
- El uso principal de la piridina es como precursor de los herbicidas Paraquat y Diquat. Además, se utiliza como disolvente de baja reactividad, básico y polar.
- El ácido acético es comúnmente utilizado en las industrias alimentaria, química, textil e incluso farmacológica.

1.9 Determinación de la capacidad de producción de la planta

La capacidad de producción de la planta actualmente es de 120.000 m³ de bioetanol anuales, de los cuales se considera la posibilidad de utilizar hasta un máximo del 50% como reactivo para sintetizar acetaldehído.

Previo a definir qué porcentaje específico de bioetanol se destinará a la nueva línea de proceso, se definirá la producción máxima de acetaldehído que podrá elaborarse anualmente. Es decir, cuánto se podrá producir si se utiliza el 50% de bioetanol disponible en la planta. La capacidad de planta que resulte de este cálculo se comparará con los valores de referencia de la planta de deshidrogenación catalítica de Atanor S.C.A. mencionada en la sección 1.6.2.2 y de otras empresas proveedoras en el mercado.

El objetivo es lograr un volumen de producción suficiente como para posicionar a la empresa de forma considerable, a priori, dentro del mercado exportador en Latinoamérica. Si se tiene en cuenta que Latinoamérica representa aproximadamente del 5 al 8% de la producción mundial (alrededor de 70.000 toneladas anuales), conseguir una participación de un 10 a 20% del segmento supone una meta realista.

1.9.1 Cálculo de máxima capacidad de planta

De acuerdo con la bibliografía citada en la sección 1.4.2, se suelen conseguir selectividades hacia el acetaldehído muy buenas (en general mayores al 90%) y valores de rendimiento típicos para la deshidrogenación catalítica de etanol de entre el 50 y el 80%, dependiendo del método de

preparación del catalizador, la carga, la temperatura y el agregado de compuestos que mejoran el desempeño. Considerando un valor de rendimiento del 65%, se calcula la producción máxima de acetaldehído. También se efectúa el cálculo para el hidrógeno.

$$\begin{aligned}
 & 0,5 \cdot 120.000 \frac{m^3 \text{bioetanol}}{\text{año}} \cdot 789 \frac{kg \text{bioetanol}}{m^3 \text{bioetanol}} \cdot \frac{1}{46} \frac{kmol \text{bioetanol}}{kg \text{bioetanol}} \cdot 1 \frac{kmol \text{acetaldehido}}{kmol \text{bioetanol}} \cdot 0,65 \cdot 44 \frac{kg \text{acetaldehido}}{kmol \text{acetaldehido}} \\
 & = 29.433.130 \frac{kg \text{acetaldehido}}{\text{año}} = 29.430 \frac{ton \text{acetaldehido}}{\text{año}} \\
 \\
 & 0,5 \cdot 120.000 \frac{m^3 \text{bioetanol}}{\text{año}} \cdot 789 \frac{kg \text{bioetanol}}{m^3 \text{bioetanol}} \cdot \frac{1}{46} \frac{kmol \text{bioetanol}}{kg \text{bioetanol}} \cdot 1 \frac{kmol \text{hidrógeno}}{kmol \text{bioetanol}} \cdot 0,65 \cdot 2 \frac{kg \text{hidrógeno}}{kmol \text{hidrógeno}} \\
 & = 1.337.900 \frac{kg \text{hidrógeno}}{\text{año}} = 1.338 \frac{ton \text{hidrógeno}}{\text{año}}
 \end{aligned}$$

Sí se diseñan correctamente los equipos y el proceso en su conjunto, se pueden conseguir conversiones más elevadas, lo que supone un menor consumo de reactivo y una mayor optimización de los recursos. Seguramente se deberán incorporar equipos que incluyan operaciones de transferencia de masa para separar los compuestos efluentes, permitiendo así la recirculación del reactivo no convertido y la recolección del producto formado con el grado de pureza requerido.

1.9.2 Elección de la capacidad de planta

Como se mencionó previamente, las plantas de bioetanol en Argentina presentan un porcentaje de capacidad ociosa cercano al 20%. Por ese motivo, se fijará ese valor de producción de la planta existente de bioetanol como porcentaje mínimo para destinar a la línea de acetaldehído. Realizando un cálculo análogo al del 50%, se pueden sintetizar 11.800 toneladas anuales utilizando el 20% del bioetanol.

Teniendo en consideración las proyecciones para los años venideros en cuanto al mercado global de los acetilos y sus productos derivados, así como las restricciones a las que se encuentra sometido el mercado de bioetanol en Argentina, resultará atractivo diseñar una planta con capacidad intermedia entre los dos valores calculados.

Por un lado, destinar solamente el 20% podría a futuro significar que no se aproveche en su totalidad una oportunidad de negocio en un mercado en alza. Con un volumen de producción mayor será posible lograr una rápida inserción y un mejor posicionamiento como proveedores.

En el otro extremo, utilizar la cantidad máxima disponible de bioetanol puede resultar una decisión muy agresiva, optimista y a la vez riesgosa, ya que el pronóstico para el mercado de los acetilos es favorable pero cuenta con cierto grado de incertidumbre.

Por estos motivos, se considera definir la capacidad productiva en 20.000 toneladas de acetaldehído al año. Con esta cifra se estará abarcando alrededor del 15-20% del segmento regional latinoamericano y consiguiendo una participación proyectada del 1-1,5% en la producción mundial de este compuesto.

1.10 Prefactibilidad económica

1.10.1 Precio de venta del Acetaldehído

De acuerdo a las cifras de la Secretaría de Energía, en el último mes (febrero de 2022) el precio de la tonelada de bioetanol en Argentina es de aproximadamente 760 USD. Tal como se mencionó anteriormente, el precio del bioetanol se encuentra regulado, y su variación depende exclusivamente del ajuste en el régimen de precios que realice el Estado. Por otro lado, la tendencia de los últimos meses indica un decaimiento progresivo, por lo que se podría inferir que no todo el bioetanol producido en la planta pueda venderse, generándose de esta forma una capacidad ociosa que podría utilizarse para sintetizar otros productos de mayor valor.

En cuanto al acetaldehído, la disponibilidad de información acerca de precios a granel es escasa, y para obtener valores precisos es necesario contactar formalmente con las empresas proveedoras. Sin embargo, es posible estimar el valor de la tonelada de acetaldehído utilizando los datos disponibles en portales de comercio internacional. Si se conoce el flujo monetario y la cantidad de toneladas de acetaldehído comercializadas, de manera sencilla puede calcularse un precio confiable. La Tabla 1-7 muestra cifras extraídas de la base de datos del International Trade Center (ITC), un órgano subsidiario de las Naciones Unidas y la Organización Mundial de Comercio. Al tratarse de datos de comercio internacional, se asume que los valores monetarios son Free on Board (FOB), es decir, que ya incluyen los cargos de traslado hasta el puerto de exportación, aduaneros y de internacionalización del producto. Se eligió trabajar con cifras de exportación ya que se considera que representan en mejor medida el rol potencial que puede tener la empresa en el mercado.

Tabla 1-7. Estimación del precio por tonelada de acetaldehído ^[1,14]

	2017	2018	2019	2020	
Valor de exportaciones (miles de USD)	53800	51055	44545	37522	
Cantidad exportada (toneladas)	43604	38573	35224	32101	Promedio
Precio por tonelada (USD/ton)	1233,8	1323,6	1264,6	1168,9	1247,7

Se estima entonces un precio FOB por tonelada de acetaldehído de 1250 USD. Se debe tener en cuenta que este precio ya incluye los cargos adicionales previamente mencionados, por lo que el valor real del producto es menor.

1.10.2 Precio del acetato de etilo

La estimación del precio de venta del acetato de etilo se llevó a cabo de una manera análoga a lo explicado para el acetaldehído debido a la escasez de información disponible. Nuevamente, los precios son considerados con FOB incluido y las cantidades tenidas en cuenta para el cálculo son de exportación. Se estima entonces un precio FOB por tonelada de acetato de etilo de 1216 USD.

1.10.3 Precio del hidrógeno

Finalmente, el precio del hidrógeno resulta el más complicado de estimar, ya que depende fuertemente del nivel de pureza con el cual se comercializa. Un *insight* de la firma australiana Allens^[1,16] afirma que no existe actualmente ningún precio o índice de referencia firme en el mercado que las empresas puedan utilizar en sus acuerdos de compra. Otros relevamientos indican que puede ir desde menos de 2 USD/kg hasta más de 10 USD/kg, dependiendo del modo de producción y el uso final.

En líneas generales, suele haber consenso acerca de que se trata de un producto que presenta alta variabilidad en su precio. Sin embargo, también son coincidentes las fuentes de que el hidrógeno para aplicaciones industriales u obtenido a partir de procesos químicos suele tener un precio que oscila entre los 3-5 USD/kg, mientras que el llamado *hidrógeno verde* suele comercializarse a precios mayores debido a su costoso proceso de obtención.

Por ende, se opta por comercializar el hidrógeno a **4000 USD/ton**. De todas formas, cabe remarcar que se deberá realizar un análisis de mayor alcance respecto del mercado del hidrógeno en caso de que el proyecto supere esta etapa, a fin de conocer con mayor certeza los actores involucrados y el comportamiento de las variables microeconómicas propias del segmento.

Tal como se mencionó en la sección 1.6.1, la realidad actual del mercado de bioetanol en Argentina compromete cada vez en mayor medida el margen de rentabilidad con el que cuenta la planta existente. Teniendo en cuenta la diferencia de precios de venta de la tonelada de acetaldehído en comparación con la de bioetanol, y sumado a los factores regulatorios a los que se encuentra sometido este último, se considera que este proyecto de diversificación productiva cuenta con argumentos sólidos que justifican el avance a una etapa de proyección con mayor grado de detalle.

Los precios por sí mismos no avalan la factibilidad del proyecto, sino que se deben estudiar los costos implicados en la instalación y puesta en marcha de la nueva planta. Por medio de una correcta investigación y un proyecto de inversión completo, finalmente se podrá evaluar la viabilidad de la propuesta.

1.11 Localización de la planta de producción de acetaldehído

En el año 2018 se proyectó el emplazamiento de una planta productora de bioetanol a partir de melaza de remolacha. El establecimiento industrial en cuestión se instaló en la localidad de General Conesa, provincia de Río Negro. La ubicación se escogió teniendo en consideración las condiciones idóneas para el cultivo de remolacha. De acuerdo a dichas especificaciones, se relevaron las características edafológicas de las diferentes regiones en Argentina, y se concluyó que los suelos cercanos a la costa rionegrina resultan provechosos.

1.11.1 Logística

El bioetanol es combustible y puede encenderse por fuentes de ignición potenciales. Es por esto que para su exportación se deben tener muchos recaudos para que el traslado sea seguro. Es un producto que debe mantenerse alejado del calor, de superficies calientes, chispas o llamas abiertas. El recipiente que lo contenga debe mantenerse herméticamente cerrado. Se recomienda su almacenamiento en lugares con ventilación y a temperatura de entre 15 y 20 °C.

Por su parte, el acetaldehído también es fácilmente inflamable y nocivo, por lo que debe actuarse con precaución frente a fuentes de ignición. Este producto no debe ser manipulado cerca de alimentos o agua de bebida y debe mantenerse en el envase original bien cerrado, en un lugar con ventilación, seco y protegido de la luz.

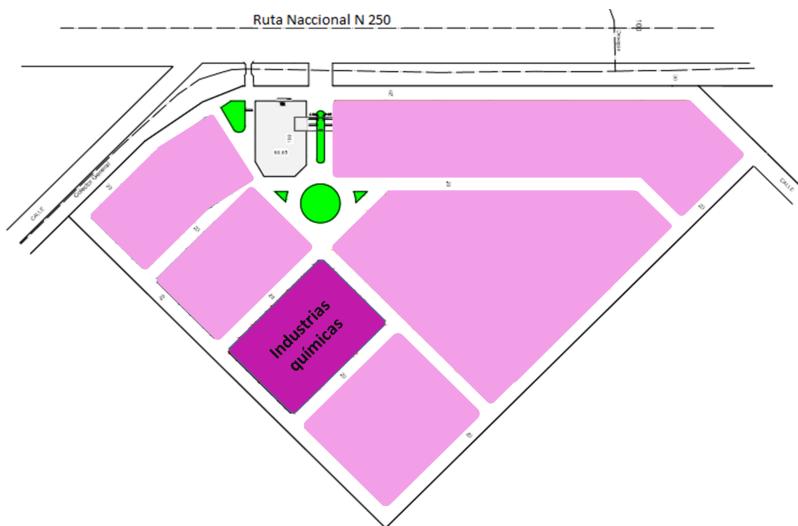
Como se puede apreciar en la Tabla 1-8, el transporte de ambos productos requiere de prácticamente las mismas indicaciones y dificultades. Por consiguiente, el hecho de trasladar el bioetanol hacia otra localización para luego volver a tomar las mismas y numerosas precauciones al final de la producción de acetaldehído, no está justificado.

Tabla 1-8. Información relativa al transporte

	TRANSPORTE AÉREO O MARÍTIMO	
	Acetaldehído ^[1.17]	Bioetanol ^[1.18]
Nº ONU	UN 1993	UN 1170
Denominación de envío	Líquido inflamable, n.e.p (Contiene Acetaldehído)	Etanol
Grupo embalaje	II	II
Clase	3	3

1.11.2 Ubicación de la planta

Dentro del Parque Industrial de General Conesa se ha destinado un sector de lotes especialmente a industrias químicas y petroquímicas (Figura 1.14). La planta productora de bioetanol se encuentra instalada en este polo. El emplazamiento de una nave anexa en alguno de los lotes adyacentes resultará sumamente provechoso para reducir costos de transporte de reactivos. Realizando una correcta comunicación de los establecimientos será posible impulsar el bioetanol sintetizado en la planta original a la nueva línea de producción de acetaldehído. Adicionalmente, los proveedores de insumos de la línea de bioetanol podrán abastecer al mismo tiempo a la línea de acetaldehído, reduciendo los costos logísticos.

**Figura 1.14 -** Plano del parque industrial de General Conesa, Río Negro.

Por su parte, esta localización resulta provechosa por su cercanía a la ciudad de Bahía Blanca. Esta localidad, a tan solo 370 km de General Conesa, representa un importante polo petroquímico en Argentina, que cuenta con refinerías de petróleo y uno de los principales puertos de exportación del país. De esta forma, es posible aprovechar la ruta logística ya diagramada para distribuir el bioetanol producido a las refinerías, e incorporar a ella el traslado

de acetaldehído al puerto para su exportación. También se encuentra a 100 km del puerto de San Antonio Este, en la provincia de Río Negro. Si bien se trata de un puerto de menor envergadura, allí se realiza el cargamento para exportación de diversos productos de la región, principalmente de la industria frutihortícola y minera.

1.12 Justificación preliminar

Este proyecto, cuyo estudio preliminar se desarrolla a lo largo del capítulo, tiene como objetivo la producción de acetaldehído a partir de bioetanol.

El origen del proyecto radica en ampliar la matriz productiva del bioetanol dado que su principal uso, por ser un combustible, es para el corte de nafta reglamentado por las autoridades estatales. Quedó demostrado que no puede aumentarse ese porcentaje indefinidamente porque se deberían realizar modificaciones en la configuración de los motores de los vehículos. Entonces, por ser un mercado que se ve atado a las regulaciones que el gobierno impone sobre el precio del producto, se analizó la posibilidad de convertir el bioetanol en productos de mayor valor, en este caso, el acetaldehído. De esta manera se agrega valor dentro de la misma cadena de producción.

El proyecto se vió aún más impulsado porque la demanda mundial de acetaldehído decreció cuando el interés por disminuir la emisión de gases contaminantes entró en la mira del mundo por ser su ruta de obtención dependiente de la petroquímica. A raíz de esto, se genera la necesidad de encontrar nuevas vías de producción, haciendo énfasis en minimizar el impacto ambiental generado. Quedó demostrado que la obtención de este producto por la deshidrogenación de bioetanol disminuye ampliamente la huella de carbono. Además, la posibilidad de producir hidrógeno es una consecuencia positiva, ya que el mismo está siendo analizado como una nueva fuente de energía de la química verde, además de ser uno de los gases más utilizados históricamente en la industria química. Esto le confiere al proyecto un principio de sostenibilidad ambiental.

La producción de derivados químicos a partir de bioetanol es una rama de la industria química sobre la que ya existen experiencias positivas. En este contexto, en un intento de profundizar y diversificar aún más en la cadena de valor, resulta propicio plantear un proyecto para sintetizar acetaldehído, un compuesto que ha sido catalogado como “prometedor”.

En virtud de lo analizado y expuesto anteriormente, se concluye que se justifica avanzar con un estudio detallado del proyecto.

1.13 Bibliografía

[1.16] Allens Linklaters. Putting a Price on Hydrogen. Agosto de 2022.

[1.17] Lluch Essence. Ficha de seguridad acetaldehído.

http://www.lluche.com/es/productos/Pages/OpenDocuments.aspx?artNumber=100296200&type=3&template=02376FQOO_LC_L1_V2.doc&outFileName=100296200_L1_V2.pdf&productName=ACETALDEHIDO%2050%%20PG&reachNumber=--/-#:~:text=PRODUCTO%3AACETALDEHIDO%2050%25%20PC,-Fecha%20revisi%C3%B3n%3A24&text=P%C3%A1qina%3A%202%2F7-,Frases%20de%20riesgo%3A%20R1%3A%20F%C3%A1cilmente%20inflamable.,fuente%20de%20chispas%20%2D%20No%20fumar

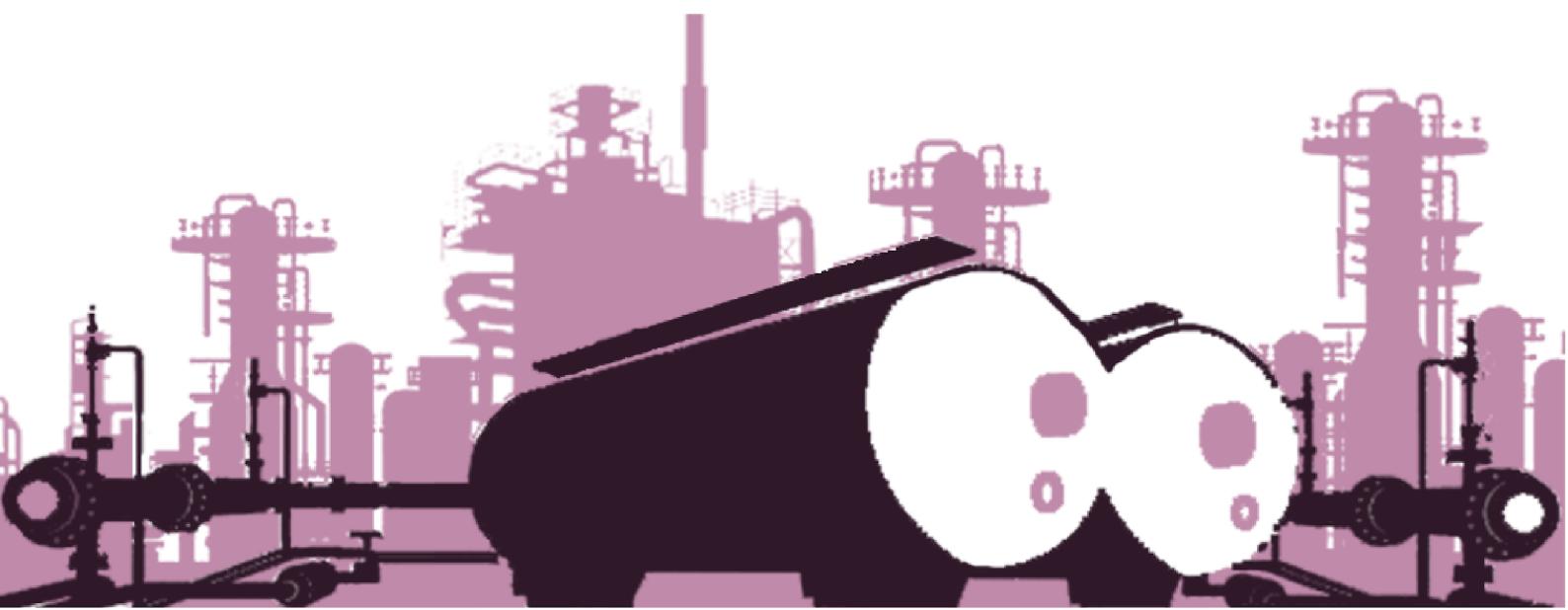
[1.18] Roth. Ficha de seguridad bioetanol.

<https://www.carlroth.com/medias/SDB-6724-ES-ES.pdf?context=bWFzdGVyfHNlY3VyaXR5RGFOYXNoZWV0c3wyNzcyMjZ8YXBwbGlyXRpb24vcGRmfHNlY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0cy9oZWVyaDNkLzkwMjc4MTA0NTk2NzqucGRmfDc5NzE5MTQ0YzJiZjRjYTAwNTg2ODU4OWE3ZjdmMmRkYjk5ODM5MDRKYWRiOWVkN2M0MjY2Y2MwMGJlMWRmNmQ>

Estudio de factibilidad de producción de
acetaldehído a partir de bioetanol

CAPÍTULO 2

Balances de materia de la planta



2.1 Resumen ejecutivo

De las diversas rutas de obtención de acetaldehído a partir de bioetanol, se selecciona la deshidrogenación catalítica. Considerando dicho método de obtención, se debe tener en cuenta el sistema de reacciones. Se tiene la deshidrogenación como reacción principal deseada, pero se deben considerar además las reacciones indeseadas que pueden ocurrir a las condiciones de operación.

Deshidrogenación a acetaldehído	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{CHO} + \text{H}_2$
Deshidratación de etanol a etileno	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} \rightleftharpoons \text{CH}_2\text{CH}_2 + \text{H}_2\text{O}$
Deshidratación de etanol a dietil éter	$2\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{CH}_2\text{OCH}_2\text{CH}_3 + \text{H}_2\text{O}$
Formación de acetato de etilo	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{CH}_3\text{CHO} \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{CH}_2\text{OCOCH}_3 + \text{H}_2$

La materia prima a utilizar será el bioetanol producido a partir de remolacha en la planta existente. Dadas la alta pureza del etanol en cuestión, empleado para su uso en corte de nafta, se trata de un producto con un contenido mínimo de agua (4% p/p) que no impacta apreciablemente el proceso propuesto. Tampoco posee impurezas que deban ser removidas de la corriente de entrada, por lo que se deduce que no se requiere un etapa exhaustiva de pretratamiento.

La etapa de reacción se da bajo el efecto de un catalizador. En este caso el elegido por presentar los mejores resultados para la reacción deseada es la cromita de cobre. La reacción heterogénea se llevará a cabo en un lecho fijo o fluidizado, dependiendo del requerimiento de regeneración del catalizador. Las condiciones de operación del reactor se definen de forma tal de mejorar la selectividad hacia el acetaldehído y el rendimiento de la reacción. Dichas condiciones se resumen en la Tabla 2.1

Tabla 2-1: Condiciones óptimas de operación.

Condiciones de operación	
Presión	1-5 atm
Temperatura	250-300 °C
Conversión de etanol	< 60%

Luego de la etapa de reacción, se realiza la separación de los productos deseados de las impurezas y del etanol no reaccionado, este último se realimenta al reactor con el fin de aprovechar al máximo la materia prima disponible. El objetivo de esta etapa es obtener acetaldehído con los requerimientos de pureza establecidos.

Se plantean los balances de masa totales en los cuales se considera que toda la materia entrante debe salir como la suma de los productos, y los balances por componente deben verificarse considerando:

$$(flujo \ entrada) + (generación \ por \ reacción \ química) = (flujo \ salida) + (consumo \ por \ reacción)$$

En el estudio de prefactibilidad del proyecto, se definió la capacidad nominal de la planta en un valor de 20.000 toneladas anuales de acetaldehído. En este capítulo se establece un factor de efectividad global de la planta (EGP) que tiene en consideración los diferentes sucesos inesperados, comunes en todo proceso industrial, que pueden provocar una merma en la producción. Este factor se define en 0,8 de manera que resulta en una capacidad instantánea de 25.000 toneladas anuales. Al llevar a cabo los cálculos del balance de masa para dicha capacidad se obtiene una producción de acetaldehído final de **25.000 ton/año**.

2.2 Objetivos del capítulo

El objetivo principal de este capítulo es el diseño de la planta de producción de acetaldehído a partir de bioetanol. Para llevar esto a cabo, se definirá la secuencia de operaciones de pretratamiento de la materia prima y el catalizador, las condiciones operativas de los equipos que protagonizan el proceso productivo y las distintas instancias de purificación de las corrientes de producto.

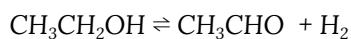
Por otro lado, se definirá un diagrama de flujo de la planta con el fin de identificar el número de operaciones y los equipos involucrados. Se tendrá en cuenta la posibilidad de instalar subplantas de producción en caso que sea necesario. En la confección de este esquema, se deben considerar las propiedades de cada una de las corrientes, tanto las que entran como las que salen.

Finalmente, se planteará el balance de masa global de la planta y para cada uno de los componentes involucrados. Para dicho balance se debe tener en cuenta la capacidad de producción a la hora de definir la corriente de proceso, y a raíz de la misma, seleccionar los caudales de servicio. Por esto, es de gran importancia conocer las composiciones y los flujos de las corrientes participantes así como las temperaturas y presiones para análisis posteriores.

2.3 Sistema de reacciones

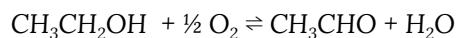
En el capítulo 1 se seleccionó la deshidrogenación catalítica de bioetanol como ruta química para la producción de acetaldehído en la planta proyectada. La reacción principal, y de la cual se buscará maximizar la conversión y selectividad, es la siguiente:

1) Deshidrogenación de etanol a acetaldehído



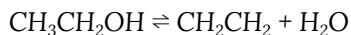
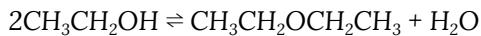
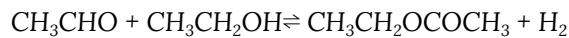
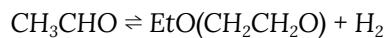
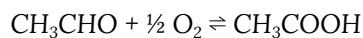
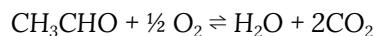
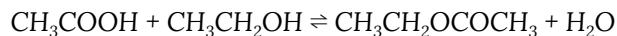
Sin embargo, se debe tener en cuenta que se pueden dar de forma simultánea las siguientes reacciones secundarias catalizadas, dependiendo de las especies presentes en el sistema y las condiciones de operación:

2) Oxidación de etanol a acetaldehído



3) Deshidrogenación de etanol a óxido de etileno



4) Deshidratación de etanol a etileno**5) Deshidratación de etanol a dietil éter****6) Formación de acetato de etilo a partir de acetaldehído y etanol****7) Deshidrogenación de acetaldehído****8) Oxidación acetaldehído a ácido acético****9) Combustión completa de acetaldehído****10) Formación de acetato de etilo a partir de etanol y ácido acético**

La deshidrogenación de alcoholes a aldehídos es favorable únicamente en presencia de catalizadores (preferentemente heterogéneos), encargados de acelerar la velocidad de reacción. Es necesario contar con una combinación partícula sólida-principio activo que proporcione una alta selectividad hacia el producto deseado y minimice las reacciones secundarias. De todas formas, en la amplia mayoría de los sistemas reactivos es inevitable la formación de cantidades menores de productos provenientes de reacciones secundarias.

Para el sistema de reacciones estudiado, investigaciones realizadas sobre diferentes combinaciones catalíticas han reportado que la deshidrogenación compite principalmente a altas temperaturas con la reacción de deshidratación de etanol a etileno y dietil éter (DEE). Por otro lado, la presencia de acetaldehído en el sistema puede dar lugar a la aparición de acetato de etilo, otro compuesto del grupo de los acetilos de gran interés en la industria química, pero que para los fines de este proceso puede comportarse como un producto no deseado que atente contra la selectividad del acetaldehído.

En cuanto al resto de las reacciones, se desprecian las reacciones de oxidación (2, 8 y 9) por el hecho de que el reactor y las corrientes del proceso tendrán un contenido despreciable de oxígeno. Al no contemplar la formación de ácido acético, la reacción (10) también se descarta. Por otro lado, se desprecia la reacción (3) y la reacción (7) porque, de acuerdo con las fuentes

bibliográficas consultadas, no se evidencia el avance de las mismas en las condiciones de operación seleccionadas.

De esta forma, se analizarán los aspectos que determinan la selectividad de cada una de las reacciones para el sistema en estudio. Se buscarán las condiciones que favorezcan en mayor medida la conversión de etanol por medio de la reacción (1) en detrimento de la (4), (5) y (6).

2.4 Aspectos termodinámicos de la reacción

La reacción de deshidrogenación de etanol a acetaldehído es endotérmica, lo que implica que se precisan temperaturas altas para que se vea favorecida. En la Figura 2.1 se muestra la energía libre de Gibbs (ΔG) en función de la temperatura para la reacción estudiada. También se incluye la gráfica para la reacción de formación de acetato de etilo, y la de deshidratación de etanol a etileno.

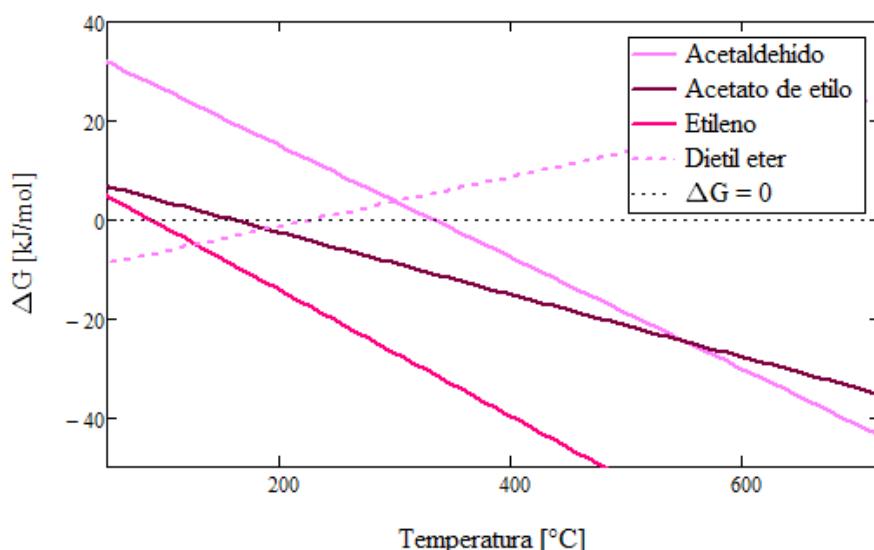


Figura 2.1 - Diagrama de energía libre de Gibbs en función de la temperatura para la deshidrogenación de etanol a acetaldehído (reacción 1), formación de acetato de etilo (6) y deshidratación de etanol a etileno (4) y a dietil éter (5). Gráficos a presión atmosférica [2.1]

La energía libre de Gibbs es una función de estado extensiva, es decir, que no depende de la cantidad de materia involucrada. Sirve como medida para evaluar la espontaneidad de una reacción a una determinada temperatura. Se dice que una reacción química es espontánea cuando la energía libre de Gibbs de los productos es menor a la de los reactivos, es decir, $\Delta G < 0$. Caso contrario, cuando $\Delta G > 0$, la reacción no ocurre espontáneamente y su avance hacia los productos deseados es termodinámicamente desfavorable.

El cambio de la energía libre de Gibbs se define matemáticamente de la siguiente manera:

$$\Delta G = \Delta H - T \Delta S \quad (2.1)$$

El término ΔH de la ecuación 2.1 representa la entalpía de reacción, que para el caso estudiado es positiva (reacción endotérmica). Por su parte, el término ΔS denota el cambio de entropía del sistema. Dependiendo del signo de este último término la pendiente de la recta de energía libre de Gibbs en función de la temperatura tendrá un valor positivo o negativo. Si $\Delta S > 0$, la recta tendrá pendiente negativa y será más favorable a medida que se aumente la temperatura, tal como se ve en la Figura 2-1 para la deshidrogenación de etanol a acetaldehído.

La formación de acetaldehído a escala industrial se lleva a cabo en reactores que operan a temperaturas superiores a los 250°C (550 K). Este valor coincide con la región de la recta de ΔG que toma valores negativos. A temperaturas más bajas la reacción sería termodinámicamente inviable.

Sin embargo, este rango de temperaturas también supone condiciones termodinámicas en las que es favorable y espontánea la formación del etileno y del acetato de etilo, por lo que la competencia entre las reacciones ocurrirá indefectiblemente. Se deberán entonces evaluar condiciones operativas adicionales que puedan incrementar la selectividad hacia el acetaldehído. Por su parte, la deshidratación de etanol a DEE no es espontánea a las temperaturas mencionadas ($\Delta G > 0$).

Un aumento en la selectividad puede conseguirse escogiendo una presión de operación adecuada. Para entender esta suposición basta con analizar el cambio en el número de moles de las reacciones intervinientes, que a las temperaturas de trabajo ocurren todas en fase gaseosa. De acuerdo con el principio de Le Chatelier, un aumento en la presión del sistema provoca un desplazamiento del equilibrio hacia el lado de la reacción química que tenga el menor número de moles gaseosos. En el caso contrario, menores presiones desplazan el equilibrio hacia el lado de mayor número de moles.

De esta forma, presiones bajas son ventajosas para la deshidrogenación de etanol a acetaldehído, donde el número de moles de productos es mayor a la de reactivos. Esto también ocurre para la formación de etileno, pero reduce la selectividad hacia el acetato de etilo, donde el número de moles no varía entre reactivos y productos, y por ende no produce un desplazamiento del equilibrio. Efectivamente, Carotenuto et al. (2013)^[2,2] demostraron que sobre un determinado tipo de catalizador, operar a presión atmosférica favorece la formación de acetaldehído, mientras que a presiones de 20-30 bar, el producto formado en mayor cantidad es el acetato de etilo.

Finalmente, la implementación de un catalizador con elevada actividad hacia el producto deseado permite obtener mejores selectividades. En general, es posible encontrar un catalizador que sea muy activo para la reacción deseada y que inhibe las reacciones en competencia. Para el caso de las reacciones de deshidrogenación y deshidratación de etanol, existen catalizadores que son muy selectivos para cada una de ellas. De esta forma, es posible escoger aquel que resulte más adecuado para la reacción deseada.

En la Tabla 2-2 se resume lo debatido respecto a las condiciones operativas que favorecen a la deshidrogenación de etanol en relación a las principales reacciones con las que compite. Se debe tener en cuenta que las reacciones no favorecidas en determinadas condiciones pueden aún ocurrir, pero su selectividad se verá claramente disminuida.

Tabla 2-2. Comparación relativa de condiciones que favorecen cada reacción.

	Acetaldehído	Etileno	Acetato de etilo	DEE
Temperatura	Alta	Alta	Alta	Baja
Presión	Baja	Baja	Alta	Baja
Catalizador	Se busca catalizador que dé mayor selectividad del producto deseado	-	-	-

2.5 Aspectos que afectan a la cinética de la reacción

Dado que la reacción bajo estudio solo puede ser llevada a cabo con la presencia de un catalizador, se debe analizar cómo el mismo influye en la cinética. El catalizador participa como una sustancia que no toma parte estequiométrica del proceso total, pero sí cambia las propiedades cinéticas del sistema reaccionante. Por su parte, los aspectos termodinámicos que gobiernan la reacción permanecen inalterados, más allá de que la misma se desarrolle en presencia o no de catalizador.

En la catálisis heterogénea, el catalizador tiene un estado de agregación diferente al de reactivos y productos. En el caso de estudio, el catalizador es sólido y los reactivos y productos están en fase gaseosa, por lo que la reacción se lleva a cabo sobre la superficie del sólido.

La dependencia de las constantes cinéticas de reacción con la temperatura puede modelarse con la ley de Arrhenius, y sigue la siguiente forma:

$$k(T) = A \cdot e^{-E_a/RT}$$

Siendo, T la temperatura en Kelvin, A el factor preexponencial, Ea la energía de activación y R la constante universal de los gases. Cabe destacar que la energía de activación y el factor

preexponencial son parámetros aparentes, ya que se debe considerar que la reacción se lleva adelante de forma heterogénea, por lo que intervendrán fenómenos de transporte que modifican el desempeño cinético.

En bibliografía especializada aparecen diversos estudios cinéticos para esta reacción. Si bien en algunos de ellos se menciona la posibilidad de modelar la velocidad de reacción como un pseudo primer orden en función de la presión parcial o concentración de etanol, la mayoría de los autores se inclinan por modelos heterogéneos que involucran el efecto de los fenómenos de adsorción. El más utilizado de estos modelos es el de Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW), que resulta de fácil determinación y aplicación, pero describe con buena precisión la conjunción de etapas intervenientes en las reacciones heterogéneas.

2.6 Tecnología del proceso

2.6.1 Diagrama de flujo primitivo

El diagrama de flujo que representa el proceso de obtención de acetaldehído a partir de etanol se puede ver en la Figura 2-2. El mismo supone una primera esquematización generalizada y tentativa de los procesos más importantes con los que contará la planta. Aún no se detallan equipos específicos, corrientes, composiciones ni condiciones de operación, ya que ello se irá dilucidando a medida que se haga un enfoque más concreto en cada una de las etapas.

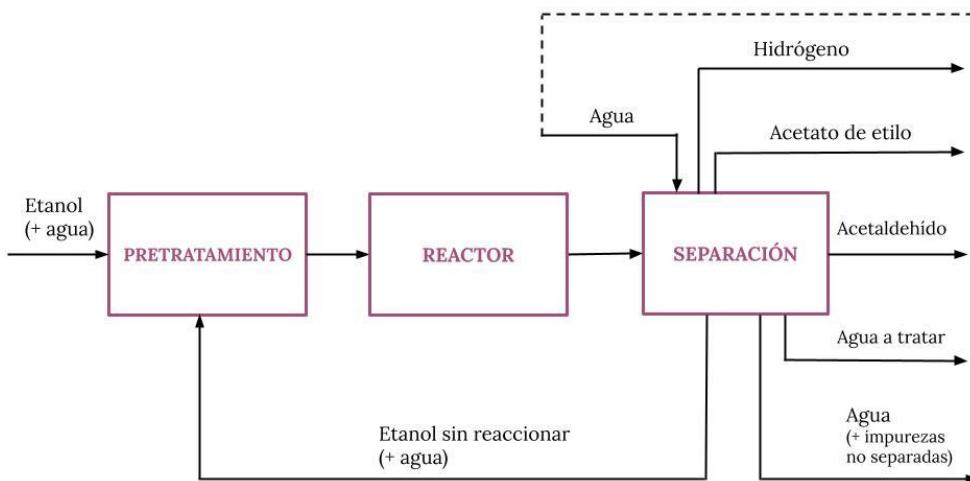


Figura 2.2 - Diagrama de flujo primitivo de la planta

2.6.2 Etapa de pretratamiento

El bioetanol que será usado como materia prima contiene un mínimo porcentaje de agua, ya que ingresa con alta pureza proveniente directamente de su planta de producción ya emplazada. El agua no genera efectos adversos sobre la reacción o el catalizador por lo que, la corriente de etanol puede alimentarse directamente al proceso sin necesidad de ser pretratada.

Si bien la presencia de agua provoca que el tamaño del reactor a utilizar sea mayor, es más económico usar un reactor más grande que instalar una serie de equipos para separar las dos corrientes. Por ende, el proceso es alimentado con etanol y agua, cuyo impacto en la selectividad de acetaldehído es despreciable.

Por cuestiones de especificaciones de proceso, la pureza final del bioetanol proveniente de la planta abastecedora es del 98,7%. Sin embargo, para alcanzar esta composición, se hace pasar la corriente de salida del sistema de reactores de dicha planta por una torre de destilación extractiva, en contacto con una corriente de glicerina que purifica el producto. Previo a la torre en cuestión, la corriente presenta una composición del 96% p/p en etanol, por lo que puede considerarse la obtención de la materia prima por medio de una purga de esta corriente. De esta forma se reduce también el costo energético vinculado con el proceso de destilación extractiva, ya que se estará alimentando al equipo un caudal másico menor. La contraindicación que puede resultar de esta alternativa es una disminución de la eficiencia de la torre.

Respecto al proceso de producción de acetaldehído, no corresponde realizar una separación exhaustiva de las especies en la etapa de pretratamiento porque el bioetanol posee una pureza del 96%. El principal objetivo de este paso, entonces, es captar parte de la corriente de etanol que no se convirtió en productos para que vuelva a ingresar al reactor. Esta corriente de reciclo posee además alguna traza de otros compuestos que no pudo ser separada.

Para diseñar esta fase, se debe tener en cuenta la temperatura de operación del reactor y la necesidad de precalentar la alimentación, por lo que seguramente se deba incorporar cierto equipo o arreglo de equipos que involucren fenómenos de transferencia de calor para llevarlo a cabo.

2.6.3 Etapa de reacción

2.6.3.1 Catalizador a emplear

Como se mencionó en el Capítulo 1, los catalizadores que emplean cobre como sitio activo son especialmente selectivos para la deshidrogenación de etanol a acetaldehído. En la mayoría de los

estudios realizados se obtienen selectividades superiores al 95%, aunque la conversión de etanol a las temperaturas óptimas de operación (280-340°C) sea baja, de entre el 30 y el 60%.

Se ha publicado bibliografía especializada sobre la deshidrogenación de etanol catalizada por cobre sobre soportes comerciales de: carbón activado^[2.3], hidrotalcita^[2.4], aluminato de zinc^[2.5], alúmina^[2.6], zeolita^[2.7] y sílice^[2.8], entre otros. En todos ellos se alcanzan valores de selectividad hacia el acetaldehído superiores al 90%. Esto se atribuye a que la presencia de cobre inhibe las reacciones que compiten con la deshidrogenación, como por ejemplo la deshidratación del etanol que da como resultado etileno y agua.

Dentro de los catalizadores disponibles comercialmente, resalta el uso a escala industrial de la cromita de cobre como partícula sólida sobre la cual añadir el cobre para llevar a cabo esta reacción.

De acuerdo con los estudios llevados a cabo por Peloso et al. (1979)^[2.9], el mecanismo que controla la ley de velocidad de la deshidrogenación catalítica de etanol sobre catalizadores no soportados de cromita de cobre es la reacción superficial del etanol adsorbido. La adsorción del etanol ocupa dos sitios activos por molécula. Este estudio desarrolló expresiones cinéticas contemplando este fenómeno como etapa controlante. Anteriormente, Franckaerts y Froment^[2.10] habían demostrado que este mecanismo también gobernaba la cinética en catalizadores soportados.

Por su parte, Tu et. al (1994)^[2.11] comprobaron cuál era el efecto de la relación molar de cromo respecto del cobre (Cr/Cu) en la actividad y estabilidad del catalizador. Llegaron a la conclusión de que la velocidad de reacción puede expresarse de acuerdo a la ley de la potencia, con pseudo-primer orden respecto al etanol. A su vez, desarrollaron expresiones para evaluar la velocidad de desactivación, ya que observaron que el catalizador estaba sujeto al sinterizado en determinadas condiciones de operación del reactor, especialmente a temperaturas por encima de los 300°C. En un estudio posterior realizado por los mismos autores^[2.12], concluyeron que los catalizadores de cobre promovidos por Cr₂O₃ son menos propensos a sufrir sinterizado, especialmente cuando se logra una buena disposición del promotor. También estudiaron que los catalizadores que presentan la combinación cromo-cobre en la forma CuCr₂O₄, pese a proporcionar buenos resultados en la reacción estudiada, dan como resultado menor actividad catalítica inicial y estabilidad térmica reducida frente a la desactivación, en comparación con los promovidos por Cr₂O₃.

Los catalizadores estudiados en los últimos años intentan reemplazar a los de cromo, ya que este metal genera residuos sumamente tóxicos y dañinos para el medio ambiente, por lo que al

momento de cambiarlo debe ser tratado adecuadamente. Alternativas más amigables incluyen catalizadores cúpricos soportados en óxido de zinc (Cu-ZnO), sílica (Cu-SiO_2), alúmina ($\text{Cu-Al}_2\text{O}_3$), entre otros. Por su parte, estudios más recientes han incursionado en soportes menos convencionales, como la ceniza de cascarilla de arroz^[2,13]. Se ha llegado a resultados sorprendentemente buenos pero su implementación a escala industrial actualmente es prácticamente imposible.

Debido a que los catalizadores de cromita de cobre han sido los de uso más difundido históricamente al llevar a cabo esta reacción, es posible contar con información suficiente sobre su cinética y las condiciones operativas que lo favorecen. Por este motivo, se escoge esta configuración para el diseño del reactor de la planta (el cual se realiza en el capítulo 3). El cromo en estos catalizadores se presenta en su forma trivalente Cr^{+3} , que debe diferenciarse de la forma hexavalente altamente tóxica y peligrosa para el medio ambiente, Cr^{+6} . De todas formas, este último compuesto puede formarse en el transcurso de los procesos industriales que involucren cromo, especialmente cuando se opera en condiciones inadecuadas. Por este motivo, la implementación de catalizadores de cromita de cobre debe realizarse teniendo en cuenta las consideraciones seguras para su manipulación, preparación y disposición.

2.6.3.2 Configuración del reactor

Los reactores más utilizados en la industria para llevar a cabo reacciones heterogéneas son los lechos fijos. El catalizador sólido se dispone en forma de lecho empacado, que permanece inmóvil, y por el espacio libre circula el fluido que contiene reactivos y productos. Su comportamiento es el más sencillo de modelar, y los modelos más refinados pueden resolverse incluso con información básica acerca de las características del flujo, las especies reaccionantes y las dimensiones del reactor.

La principal desventaja que presenta este tipo de reactores es la incapacidad de regenerar el catalizador de forma constante. Cuando el catalizador se desactiva en períodos cortos de tiempo, especialmente por efectos térmicos como el sinterizado, el proceso de regeneración resulta ineficiente para la producción de una planta. Sí el catalizador puede permanecer activo durante tiempos prolongados, este reactor es sin duda el más conveniente y utilizado.

En los casos en los que se debe regenerar constantemente el catalizador, se debe optar por otro tipo de reactor o disposición de reactores:

1. Sí la desactivación del catalizador se da por mecanismos irreversibles como el sinterizado, no existe más remedio que cambiarlo por uno nuevo, ya que la estructura porosa se ve modificada. En estas situaciones, se debe contemplar el tiempo en el que

comienzan a verse evidencias de decaimiento en la producción para apartar el catalizador desactivado y reemplazarlo por uno fresco. Si el tiempo de desactivación es corto, puede optarse por operar en un lecho en suspensión o fluidizado, donde el catalizador puede ser arrastrado en la corriente de salida si la velocidad del fluido es suficiente.

2. Cuando el catalizador se desactiva por envenenamiento en tiempos cortos, deberán contemplarse como alternativas el uso de reactores de lecho fluidizado o en suspensión.
3. Para el caso en que la desactivación ocurra por ensuciamiento, es posible regenerar el catalizador de forma relativamente sencilla, ya que generalmente se trata de un fenómeno reversible. Uno de los casos más comunes de ensuciamiento es la formación de depósitos de coque que obstruyen los sitios activos. Esto ocurre principalmente en reacciones químicas que involucran compuestos orgánicos. Para regenerar el catalizador se suele hacer circular una corriente de aire a altas temperaturas por el lecho. Si el mecanismo de desactivación es este, una posible solución consiste en contar con dos o más reactores en paralelo que operen de manera alternada. Cuando el catalizador de uno de ellos se encuentra en proceso de regeneración, el otro está en operación, y viceversa.

Cabe recordar que los catalizadores de cobre a altas temperaturas suelen ser susceptibles a una rápida desactivación. El agregado de determinados promotores o dopantes evita el sinterizado y alarga el tiempo útil de los mismos, mientras que el ensuciamiento con coque suele ser frecuente.

Para el proceso que se está estudiando, teóricamente bastará con una única etapa de reacción para obtener acetaldehído. Como la deshidrogenación de etanol a acetaldehído consiste en un único paso, no se deberá lidiar con productos intermediarios que supongan la incorporación de más etapas con diferentes condiciones operativas.

2.6.4 Etapa de separación y purificación

Como se trata de un cálculo preliminar del balance de masa de la planta no se entrará en mucho detalle en el sistema de separación y purificación. Este se tratará como una “caja negra” en este capítulo y se abordará con la profundidad apropiada más adelante en el Capítulo 4.

En el proceso catalítico empleado, el hidrógeno obtenido se encuentra mezclado con otros gases, por lo que se requiere de etapas adicionales para la separación y purificación del mismo si se lo quiere utilizar para fines energéticos, o bien para su posterior venta. Una de las principales dificultades para emplear hidrógeno como vector de energía, es el almacenamiento, ya que es necesario comprimirlo a altas presiones y, al poseer baja densidad energética por unidad de

volumen, se necesitan grandes tanques para comparar su potencial energético con combustibles actuales. También, algunos de los procesos donde se usa hidrógeno como energía pueden llegar a ser sensibles a las impurezas, por lo que se debe obtener un producto muy puro.

La etapa de separación comienza con una serie de equipos que tienen la función de separar el hidrógeno del resto de los componentes de la mezcla efluente del reactor. Esto puede lograrse con la incorporación de un separador flash de altura adecuada para una correcta separación de las fases de la corriente alimentada. El objetivo es lograr un vapor por tope del separador que esté enriquecido en hidrógeno. De acuerdo con los parámetros y especificaciones que se establecieron para este compuesto (99,95% v/v), se deberá estudiar la necesidad de incorporar algún equipo adicional (principalmente un absorbedor) para lograr mayores niveles de pureza.

Los demás compuestos abandonan la subplanta de separación de hidrógeno para su tratamiento. Esta corriente se separa mediante una sucesión de destilaciones en serie, debido a los diferentes puntos de ebullición de los componentes de la mezcla, que se detallan en la Tabla 2-3. Dependiendo de la volatilidad relativa de cada una de las especies, en un estudio más detallado de esta etapa de separación se deberá evaluar la factibilidad de separarlos en el modo que aquí se está proponiendo.

Tabla 2-3. Puntos de ebullición de los compuestos de la corriente efluente del reactor, a presión atmosférica.

Compuesto	Punto de ebullición (°C)
Hidrógeno	-253
Acetaldehído	20.2
Acetato de Etilo	77.1
Etanol	78.4
Agua	100.0

A raíz de las bajas conversiones a las que se lleva a cabo la reacción, se debe recuperar el etanol no reaccionado con el fin de ser reintegrado en el reactor para lograr el máximo aprovechamiento posible de materia prima y aumentar el rendimiento global de la planta.

Debido al azeótropo que forma entre el etanol y el agua, no se podrá realizar una separación completa a menos que se decida la instalación de un destilador azeotrópico. Por ende, se tendrá un bajo porcentaje de agua en la composición de la corriente recirculada al reactor. Tal como se mencionó anteriormente, la presencia de agua en la alimentación no tiene incidencia considerable en el rendimiento del reactor, por lo que no sería un mayor problema recircular la corriente rica en etanol con un cierto contenido mínimo de agua.

Por último, además de las corrientes de acetaldehído y acetato de etilo en especificación, se obtendrá una corriente de salida compuesta principalmente por agua. Entonces se propone utilizarla como alimentación al subsistema de separación de hidrógeno. Esto será conveniente si se opta por la utilización de un absorbedor para lograr un mayor grado de pureza. Si dicha corriente de agua llegara a tener algún resto de otros compuestos, se deberá analizar si su presencia afecta al proceso de absorción o resulta inocua.

2.7 Definición de capacidad de planta

La capacidad nominal o de producción de la planta se definió en el capítulo 1 en función del estudio de mercado y de la selección del catalizador que favorece la producción de acetaldehído a partir de bioetanol. Los estudios realizados en bibliografía especializada para esta reacción, utilizando el catalizador seleccionado, mencionan una maximización de la selectividad (cercana al 95%) hacia el acetaldehído para valores de conversión de etanol menores al 60%. Tomando como referencia estos valores, se considera una conversión de etanol del 50% y una selectividad del 95% hacia el acetaldehído, resultando en un rendimiento global del 47,5% para el cálculo de la producción del acetaldehído. La realimentación del etanol no reaccionado de vuelta al reactor ayudará a mejorar el rendimiento global del sistema, acercándose a valores cercanos a la unidad. Esto significa que todo el etanol alimentado será convertido a productos.

Rendimiento global = moles de acetaldehído generados / moles de etanol alimentados

$$\text{Producción de acetaldehído} = 20.000 \frac{\text{ton acetaldehído}}{\text{año}}$$

Además, se debe tener en cuenta la capacidad instantánea o de diseño que surge de la capacidad de producción afectada por un valor de efectividad global del proceso de diseño. Esta última se debe definir teniendo en cuenta diferentes aspectos, como lo son la disponibilidad, el porcentaje de producto conforme y la performance del proceso.

La disponibilidad relaciona las horas disponibles para operar en la planta respecto de las horas totales disponibles, es decir, se tienen en cuenta las paradas de mantenimiento programadas e imprevistas y factores externos como cortes de luz u otros. El valor de referencia suele ser de 95%.

$$\text{Disponibilidad} = \frac{\text{Horas de producción}}{\text{Horas totales}} * 100$$

El porcentaje de producto conforme considera la cantidad de producto que cumple con las especificaciones requeridas en relación al producto total obtenido. Los factores que llevan a que

el producto no cumpla dichas especificaciones pueden ser la calidad de las materias primas, los desvíos de proceso o fallas en equipos. Este mismo se puede considerar como referencia de un 98-99%.

$$\% \text{ Producto conforme} = \frac{\text{Producto en especificación}}{\text{Producto total}} * 100$$

La performance considera la disponibilidad de materias primas, desvíos en el proceso, fallas en equipos, capacitación de operarios y limitaciones externas. Su valor de referencia depende de la madurez de la operación.

$$\text{Performance} = \frac{\text{Producción instantánea}}{\text{Producción estándar}} * 100$$

Teniendo en cuenta todos los aspectos mencionados, y considerando que no se tendrán dificultades para disponibilidad o pureza de las materias primas, ya que la que se utilizará en el proceso es el producto de una planta previamente diseñada, se considera una EGP del 80%. Pudiendo calcular entonces la capacidad instantánea de la planta.

$$\text{Capacidad instantánea} = \frac{\text{Capacidad de producción}}{\text{EGP}} = \frac{20.000 \text{ ton/año}}{0,8} = 25.000 \frac{\text{ton acetaldehido}}{\text{año}}$$

2.8 Balance de masa de la planta

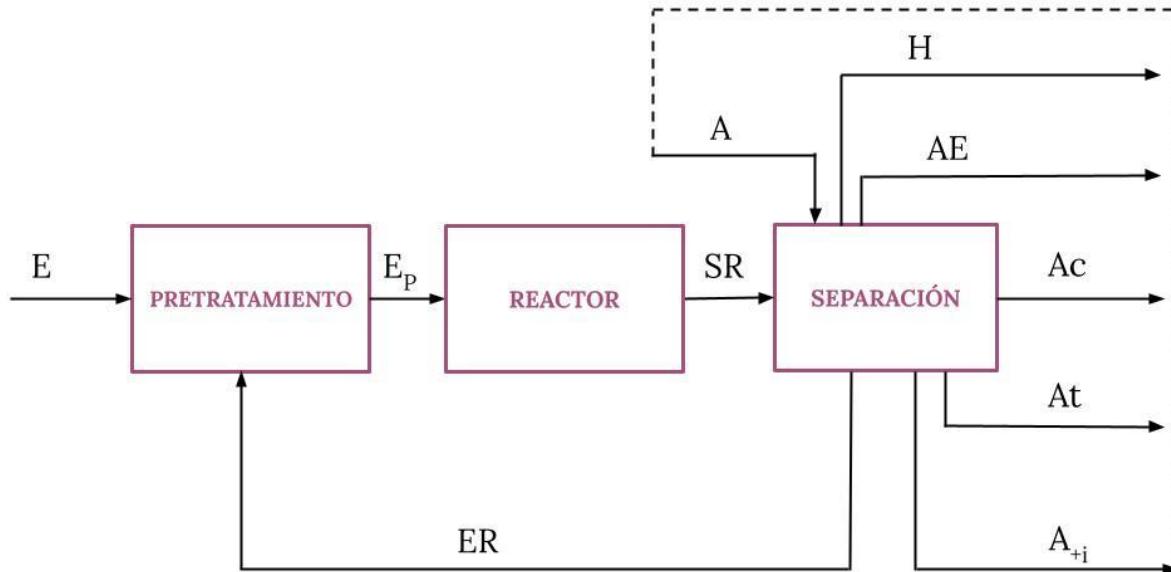


Figura 2.3 - Diagrama de flujo de la planta.

A continuación, se plantean los balances de masa para la totalidad del proceso en estado estacionario, considerando que la sumatoria de las corrientes que ingresan debe ser igual que la sumatoria de las que salen.

$$\text{Entrada} - \text{Salida} = 0$$

En primer lugar, se planteó el balance de masa global del proceso.

Balance de masa global del proceso

$$E + A = H + Ac + AE + A_{+i} + At$$

Luego, se definen los flujos de entrada a la planta E y A de forma arbitraria pero verificando que los resultados obtenidos tengan sentido físico y que la capacidad resultante sea la establecida.

Para calcular las corrientes de salida del reactor se utilizaron valores teóricos de conversión y rendimiento para cada reactivo. El planteo se realizó siguiendo la estequiométría de la reacción.

Caudal molar de etanol a la salida del reactor

$$SR'_{Etanol} = EP'_{Etanol} (1 - x)$$

Caudal molar del componente i a la salida del reactor

$$SR'_i = EP'_i + R_i (EP'_{Etanol} - SR'_{Etanol}) \quad R_i = \frac{SR'_i - EP'_i}{EP'_{Etanol} - SR'_{Etanol}}$$

i = acetaldehído, hidrógeno, acetato de etilo.

Para calcular las corrientes de salida de la etapa de separación se consideró en este cálculo preliminar que se podría separar por completo el producto y los subproductos sin impurezas. En la práctica esto resulta imposible, por lo tanto en los siguientes capítulos se calculará la composición de dichas corrientes rigurosamente a través de la simulación de los procesos involucrados y teniendo en cuenta que se cumplan los requerimientos de pureza establecidos. A su vez, el caudal de la corriente de agua que ingresa al sistema de separación se definió de forma arbitraria, por lo tanto su valor está sujeto a modificaciones en los capítulos posteriores.

Balance de masa global en la etapa de separación

$$SR + A = H + Ac + AE + A_{+i} + ER + At$$

Los balances por componentes se plantearon en términos de fracciones másicas (w).

Caudal másico del componente i en la etapa de separación

$$SR \cdot w_{j,SR} + A \cdot w_{j,A} = H \cdot w_{j,H} + Ac \cdot w_{j,Ac} + AE \cdot w_{j,AE} + A_{+i} \cdot w_{j,A} + ER \cdot w_{j,ER} + At \cdot w_{j,At}$$

j=acetaldehido, hidrógeno, acetato de etilo, agua, etanol.

Caudal másico de la corriente de Acetaldehído

$$Ac = SR \cdot w_{Ac,SR}$$

Caudal másico de la corriente de Acetato de etilo

$$AE = SR \cdot w_{AE,SR}$$

Caudal másico de la corriente de Hidrógeno

$$H = SR \cdot w_{H,SR}$$

Caudal másico de etanol en la corriente recirculada ER

$$ER_{Etanol} = SR \cdot w_{E,SR}$$

Se debe tener en cuenta que la corriente recirculada ER tenga composición azeotrópica.

Caudal másico de agua en la corriente recirculada ER

$$ER_{Agua} = ER_{Etanol} \cdot \frac{0.04}{0.96}$$

Una vez considerada la recirculación de la corriente ER hacia el reactor, se resolvieron nuevamente los cálculos de forma iterativa teniendo en cuenta que los balances de masa de cada uno de los componentes se verifiquen.

Balance global para el equipo de pretratamiento

$$E_p = E + ER$$

Balance para el componente j en el equipo de pretratamiento $E_p \cdot w_{j,E_p} = E \cdot w_{j,E} + ER \cdot w_{j,ER}$

j=acetaldehido, hidrógeno, acetato de etilo, agua, etanol.

Balance global del componente i en la planta

$$\text{Entrada} = \text{Salida} + \text{Consumo}/(-\text{Generación})$$

$$E + A = H + Ac + AE + A_{+i} + At$$

$$(E \cdot w_{j,E} + A \cdot w_{j,A}) + 0 = (H \cdot w_{j,H} + A_{+i} \cdot w_{j,A_{+i}} + Ac \cdot w_{j,Ac} + AE \cdot w_{j,AE} + At \cdot w_{j,At}) + (E_p \cdot w_{j,E_p} - SR \cdot w_{j,SR})$$

j=acetaldehido, hidrógeno, acetato de etilo, agua, etanol.

Finalmente, teniendo los valores de las corrientes de salida H, Ac, AE, A_{+i} y At se verifica el balance global de masa.

$$\text{Entrada} = E + A = (28.658.293 + 25.200.000) \text{ kg/año} = 53.858.293 \text{ kg/año}$$

$$\begin{aligned} \text{Salida} &= H + A_{+i} + Ac + AE + At = (1.196.172 + 25.200.000 + 25.000.000 + 1.315.789 + 1.146.332) \text{ kg/año} = \\ &53.858.293 \text{ kg/año} \end{aligned}$$

Teniendo en cuenta las consideraciones mencionadas previamente, se resolvieron simultáneamente los balances planteados y se confeccionó la Tabla 2-4 que resume los resultados obtenidos.

Tabla 2-4. Corrientes másicas y sus composiciones.

	E	Ep	SR	A	H	AE	Ac	A+i	ER	At
Flujo Másico [kg/año]	28.658.293	57.316.587	57.316.587	25.200.000	1.196.172	1.315.789	25.000.000	25.200.000	28.658.293	1.146.332
Composición Másica										
Acetaldehido	0	0	0,436	0	0	0	1	0	0	0
Hidrógeno	0	0	0,021	0	1	0	0	0	0	0
Etanol	0,960	0,960	0,480	0	0	0	0	0	0,960	0
Agua	0,040	0,040	0,040	1	0	0	0	1	0,040	1
Acetato de Etilo	0	0	0,023	0	0	1	0	0	0	0

2.9 Bibliografía

- [2.1] G. Garbarino, G. Pampararo, T. K. Phung, P. Riani, G. Busca. Heterogeneous Catalysis in (Bio)Ethanol Conversion to Chemicals and Fuels: Thermodynamics, Catalysis, Reaction Paths, Mechanisms and Product Selectivities. Energies, 2013
- [2.2] G. Carotenuto, R. Tesser, M. Di Serio, E. Santacesaria. Kinetic study of ethanol dehydrogenation to ethyl acetate promoted by a copper/copper-chromite based catalyst. Catalysis Today, Vol. 203, 2013
- [2.3] J. Ob-eye , P. Praserthdam, B. Jongsomjit. Dehydrogenation of Ethanol to Acetaldehyde over Different Metals Supported on Carbon Catalysts (2019).
- [2.4] I. Campisano, C. Rodella, Z. Sousac, C. Henriques, V. da Silva. Influence of thermal treatment conditions on the characteristics of Cu-based metal oxides derived from hydrotalcite-like compounds and their performance in bio-ethanol dehydrogenation to acetaldehyde (2017).
- [2.5] G. Pampararo , G. Garbarino , P. Riani , M. García , V. Sánchez Escribano , G. Busca. A study of ethanol dehydrogenation to acetaldehyde over supported copper catalysts: Catalytic activity, deactivation and regeneration (2019).
- [2.6] J. DeWilde, C. Czopinski, A. Bhan. Ethanol Dehydration and Dehydrogenation on γ -Al₂O₃: Mechanism of Acetaldehyde Formation (2014).
- [2.7] D. Yu, W. Dai, G. Wu, N. Guan, Landong Li. Stabilizing copper species using zeolite for ethanol catalytic dehydrogenation to acetaldehyde (2019).
- [2.8] H. Zhang, H-R. Tan, S. Jaenicke, G-K. Chuah. Highly efficient and robust Cu catalyst for non-oxidative dehydrogenation of ethanol to acetaldehyde and hydrogen. Journal of Catalysis (2020).
- [2.9] A . Peloso, M. Moresi , C. Mustachi, B. Soracco. Kinetics of the Dehydrogenation of Ethanol to Acetaldehyde on Unsupported Catalysts. The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 57, 1979.
- [2.10] J. Franckaerts, J.F. Froment. Kinetic Study of the Dehydrogenation of Ethanol. Chemical Engineering Science, Vol. 19, 1964.
- [2.11] Y. Tu, Y. Chen, C. Li. Effect of Chromium Promoter on Copper Catalysts in Ethanol Dehydrogenation. Journal of Chemical Technology and Biotechnology, Vol. 59, 1994.
- [2.12] Y. Tu, Y. Chen, C. Li. Characterization of unsupported copper-chromium catalysts for ethanol dehydrogenation. Journal of Molecular Catalysis, Vol. 89, 1994.
- [2.13] A. Segawa, A. Nakashima, R. Nojima, N. Yoshida, M. Okamoto. Acetaldehyde Production from Ethanol by Eco-Friendly non-Chromium Catalysts Consisting of Copper and Calcium Silicate. Industrial & Engineering Chemical Research, 2018.
- [2.14] U. Bossel, B. Eliasson. Energy and the Hydrogen Economy.

[2.15] J. Giraldo, L.F. Cardona, D.A. Acosta. *Simulación de una planta de producción de acetaldehído en estado estacionario con estudio de rentabilidad.* 2014.

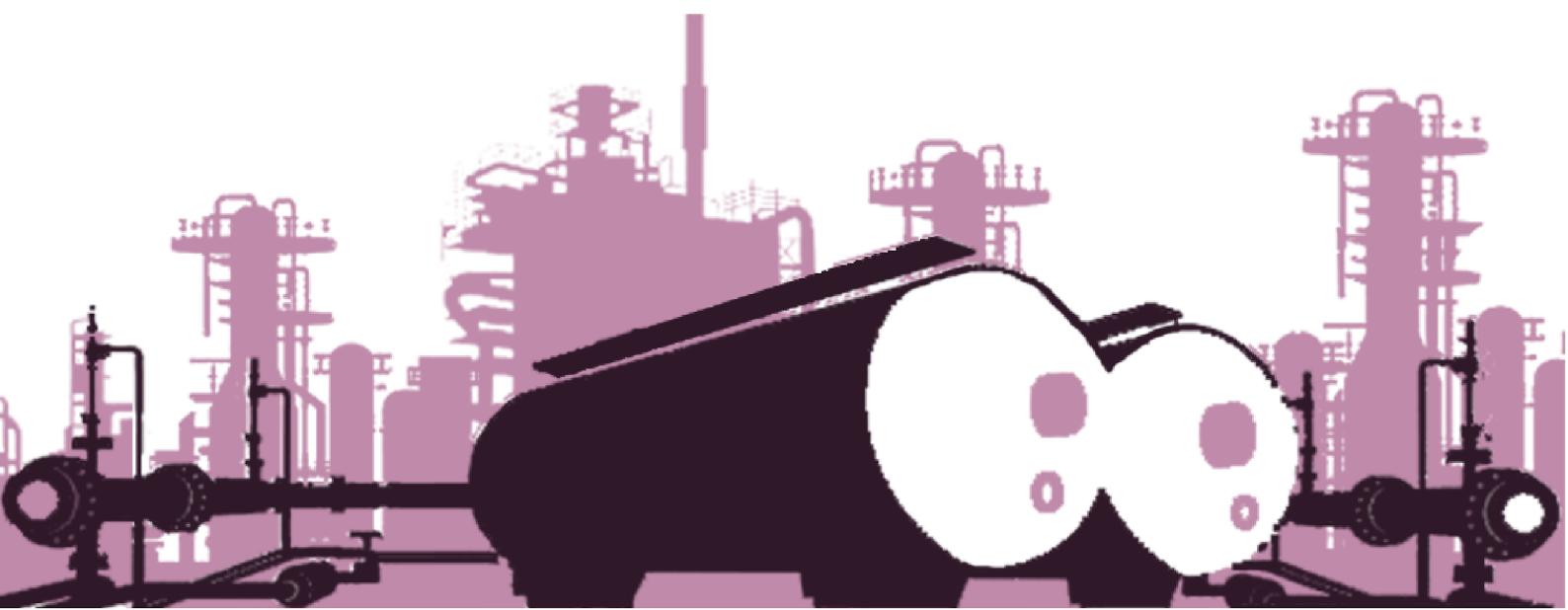
[2.16] R. Prasad, P. Singh. *Applications and Preparation Methods of Copper Chromite Catalysts: A Review.* Bulletin of Chemical Reaction Engineering & Catalysis, Vol. 6, 2011.

[2.17] National Institute of Standards and Technology. Chemistry Webbook.

Estudio de factibilidad de producción de acetaldehído a partir de bioetanol

CAPÍTULO 3

Diseño del sistema de reactores



3.1 Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se lleva a cabo el diseño, dimensionamiento y selección de parámetros operativos del reactor de deshidrogenación de etanol para la síntesis de acetaldehído. La reacción ocurre en un reactor heterogéneo en presencia de un catalizador de cobre soportado en cromita de cobre. La expresión cinética deducida por Peloso se describe mediante el mecanismo de Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW), que contempla etapas de adsorción y reacción en la superficie del catalizador.

Se opta por modelar un reactor de lecho fijo multitubo, donde las partículas esféricas de catalizador se disponen en un haz de tubos por el cual circula la mezcla reactiva. Debido a la endotérmica de la reacción, se propone la circulación por la coraza del fluido calefactor DURATHERM HF, capaz de calefaccionar corrientes a alta temperatura y entregar la energía necesaria para mantener la mezcla reactiva en una temperatura cercana a los 285°C, que resulta óptima para esta reacción.

Se dimensiona el reactor mediante un análisis de complejidad progresiva, comenzando con un modelo pseudo-homogéneo unidimensional isotérmico e isobárico, a partir del cual se establecen las primeras consideraciones de diseño. Posteriormente, se profundiza el análisis abordando las distintas variables que afectan el rendimiento del reactor heterogéneo: la importancia de las resistencias al transporte que supone la presencia del catalizador, la pérdida de carga en el lecho, el efecto de la temperatura y la presencia de reacciones secundarias y compuestos no reaccionantes.

Se arriba a un diseño final que reúne las características detalladas en la tabla a continuación.

Tabla 3-1. Dimensiones del reactor y condiciones de operación

Construcción		
Volumen	6	m ³
Número de tubos	346	-
Número de pasos por los tubos	1	-
Diámetro de los tubos	2	" Sch 40
Largo	8	m
Diámetro de la coraza	1,63	m
Carga de catalizador	6450	kg
Número de reactores	2	-

Operación		
Caudal de entrada al reactor	6750	kg/hr
Presión de entrada al reactor	230	kPa
Presión de salida	150	kPa
Temperatura de entrada	285	°C
Temperatura de salida	268	°C
Conversión de etanol	47,3	%
Intercambio energético		
Caudal de fluido calefactor	128	kmol/hr
Temperatura de entrada del fluido calefactor	310	°C
Temperatura de salida del fluido calefactor	268,8	°C
Espesor del material aislante	0,264	m

Se realiza un estudio de sensibilidad paramétrica para evaluar cómo afectan al proceso pequeñas alteraciones en la presión y temperatura de entrada al reactor, así como también en la temperatura y caudal de fluido calefactor. Como el proceso no es sensible a estos parámetros puede asegurarse que el diseño del reactor es seguro.

Se decide instalar dos reactores idénticos en paralelo que operen alternadamente por períodos de 24 horas. De esta forma, se puede regenerar el catalizador del reactor que no se encuentra en funcionamiento mediante la circulación de aire caliente y así prolongar su actividad por más tiempo.

Por último, se diseña un sistema de control de presión y temperatura a fin de monitorear las variables de mayor criticidad del reactor.

3.2 Objetivos del capítulo

El objetivo de este capítulo es diseñar el reactor o sistema de reactores involucrado en la producción de acetaldehído a partir de bioetanol para lograr las especificaciones mencionadas en capítulos anteriores.

En primer lugar, se define un modelo cinético basado en la bibliografía encontrada sobre el proceso y se calculan las dimensiones del reactor. Se definen las especificaciones constructivas del mismo tales como número de tubos, diámetro y largo, así como los requerimientos de catalizador. Se busca que el volumen resultante sea el adecuado para lograr la producción esperada del producto. Finalmente, se define el proceso térmico a utilizar y se analiza la sensibilidad paramétrica para tener en cuenta en el diseño térmico.

Por último, se plantean los sistemas de control necesarios para mantener las variables de proceso en un rango controlado y así lograr la producción deseada, además de proporcionar un sistema diseñado de forma segura en la planta.

3.3 Reactor

3.3.1 Cinética de reacción

3.3.1.1 Modelo cinético

Para empezar a definir un modelo cinético, se debe considerar que el proceso a través del cual suceden las reacciones catalíticas heterogéneas se puede desglosar en una serie de etapas o pasos individuales. En la Figura 3.1, se esquematizan los fenómenos de transporte y reacción en procesos heterogéneos.

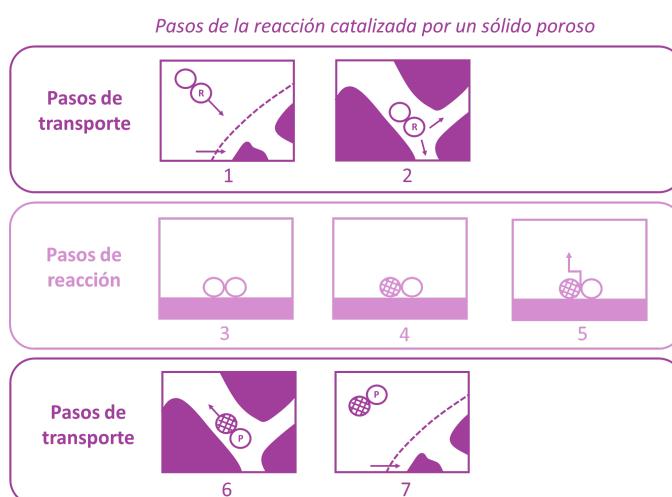


Figura 3.1 - Esquematización de los fenómenos de transporte y reacción en procesos heterogéneos

Las primeras etapas son consideradas pasos de transporte que se relacionan con la difusión de la materia hacia los sitios activos.

1. En primer lugar, se da la transferencia de masa de los reactivos a través de la capa límite externa, desde el fluido global hacia la superficie externa de la pastilla de catalizador donde ocurrirá la reacción.
2. Luego, sucede la difusión de los reactivos en el interior de los poros, desde la boca de los mismos en la superficie externa del catalizador hasta la proximidad de los sitios activos.

Los pasos que siguen, son considerados etapas de reacción donde ocurre la adsorción, la reacción en superficie y la desorción de los productos.

3. Ocurre la adsorción química de las moléculas de reactivo sobre la superficie del catalizador, existiendo una interacción entre ambas.
4. Se da la reacción en la superficie del catalizador.
5. Desorción de las moléculas de producto de la superficie del catalizador.

Finalmente, se repiten las etapas de transporte pero en sentido contrario.

6. Difusión de los productos desde el interior de los poros hacia la boca de los mismos en la superficie externa del catalizador.
7. Transferencia de masa de los productos a través de la capa límite.

A los fines prácticos, para definir modelos cinéticos, se considera que los pasos de difusión o transporte son muy rápidos en comparación con los pasos de reacción y por lo tanto no afectan la velocidad de reacción global. Además, el proceso sucede en tres etapas, adsorción, reacción en superficie y desorción, y se considera que la velocidad de reacción global es equivalente a la velocidad del paso más lento o etapa limitante del mecanismo. Una vez definida la expresión cinética que describe satisfactoriamente la reacción, se debe evaluar la relevancia de los fenómenos difusivos tanto en la película que rodea al sólido como dentro de los poros.

Para el catalizador escogido, existe un consenso entre los autores de bibliografía especializada en que la velocidad de la reacción puede describirse confiablemente empleando el modelo de Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW) considerando reacción reversible. De acuerdo con varios estudios cinéticos efectuados sobre catalizadores de cromita de cobre comerciales, la etapa controlante del mecanismo propuesto es la reacción en superficie de los reactivos adsorbidos. Este modelo supone que todas las especies que se adsorben lo hacen en equilibrio de acuerdo con el mecanismo de Langmuir. En este caso, asume que todas las especies se adsorben competitivamente sobre sitios activos de la misma naturaleza.

3.3.1.1 Adsorción química

Se denomina adsorción al fenómeno de acumulación de partículas sobre una superficie, existiendo una interacción fuerte o débil entre ambas. Es de gran importancia en los procesos de catálisis heterogénea y de purificación o separación de gases. La adsorción ocurre en la parte interna de la partícula y puede ser química o física. Al acercarse un átomo o una molécula gaseosa a una superficie encuentra un potencial de atracción que lo retiene, la fuerza de este potencial determina la naturaleza de la interacción entre los átomos de gas y la superficie, y el tiempo que quedan adheridos a la misma. La adsorción química es un proceso exotérmico y espontáneo. Se entiende por desorción el desprendimiento del adsorbato de la superficie.

La medición de la superficie sólida cubierta por el adsorbato y la velocidad de adsorción se definen respectivamente de la siguiente forma:

$$\theta = \text{Fracción cubierta} = \frac{\text{Nº de sitios de adsorción cubiertos}}{\text{Nº total de sitios de adsorción}}$$

$$\text{Velocidad de adsorción} = \frac{d\theta}{dt}$$

Si se considera que el gas libre y el gas adsorbido se encuentran en equilibrio termodinámico, la dependencia de θ con la presión a una determinada temperatura se denomina isoterma de adsorción. La isoterma característica en un proceso de quimisorción o adsorción química es la conocida como isoterma de Langmuir, donde la cantidad adsorbida aumenta con la presión hasta alcanzar un valor límite correspondiente al recubrimiento de la superficie por una monocapa.

El modelo de la Isoterma de Langmuir, conlleva una serie de suposiciones para obtener la expresión matemática que se presentan a continuación:

- Número infinito de sitios de adsorción en la superficie del sólido
- Cada sitio puede adsorber una molécula
- Sitios energéticamente equivalentes (igual entalpía de adsorción)
- Los átomos adsorbidos están localizados en sitios de la superficie sin interactuar entre sí
- En el equilibrio la velocidad de adsorción es igual a la velocidad de desorción
- En el equilibrio a temperatura y presión constantes se cumple: $\theta = V_{ads}/V_m$
- Adsorción en monocapa

Para la adsorción sin disociación, es decir moléculas monoatómicas que no se disocian, se obtiene para el gas A siendo adsorbido por una determinada superficie M



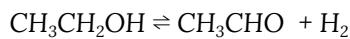
$$\text{Isoterma de Langmuir:} \quad \theta = \frac{K_A P_A}{1 + K_A P_A}$$

donde K_A es la constante de equilibrio de adsorción de A, y P_A la presión parcial del gas A.

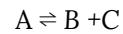
3.3.1.1.2 Modelo de Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson (LHHW)

Se plantea el mecanismo LHHW para la reacción de deshidrogenación de etanol a acetaldehído bajo las suposiciones de Langmuir y del mecanismo propuesto.

A continuación, se presenta la reacción de deshidrogenación catalítica del bioetanol para la producción de acetaldehído.



Para mayor practicidad, se simplifica la reacción de la siguiente manera:



donde A es el etanol, B el acetaldehído y C el hidrógeno.

El mecanismo se plantea para cada etapa de reacción. El sitio activo del catalizador se simboliza con un asterisco.

- **Adsorción de etanol:** $\text{A} + * \rightleftharpoons \text{A}^*$
- **Reacción en superficie (controlante)** $\text{A}^* + * \rightleftharpoons \text{B}^* + \text{C}^*$
- **Desorción de acetaldehído:** $\text{B}^* \rightleftharpoons \text{B} + *$
- **Desorción de hidrógeno:** $\text{C}^* \rightleftharpoons \text{C} + *$

Se plantean las isothermas de Langmuir de cada uno de los compuestos participantes en la reacción, considerando que la fracción de sitios vacíos es $\theta_V = (1 - \sum \theta_i)$.

- **Fracción de sitios activos cubiertos por A:** $\theta_A = K_A P_A \theta_V$
- **Fracción de sitios activos cubiertos por B:** $\theta_B = K_B P_B \theta_V$
- **Fracción de sitios activos cubiertos por C:** $\theta_C = K_C P_C \theta_V$

De esta manera, la fracción de sitios activos vacíos resulta:

$$\theta_V = \frac{1}{1 + K_A P_A + K_B P_B + K_C P_C}$$

Se plantea la expresión de la velocidad global de reacción como la correspondiente a la etapa de reacción en superficie, ya que se considera la etapa controlante.

$$r_S = k_s \theta_A \theta_V - k_S^{-1} \theta_B \theta_C = \theta_V^2 (k_s K_A P_A - k_S^{-1} K_B P_B K_C P_C)$$

Se define la constante KS que relaciona la constante velocidad de la reacción directa con la de la reacción inversa.

$$KS = \frac{k_s}{k_s^{-1}}$$

Reemplazando y reordenando, la expresión resulta:

$$r_s = \frac{k_s K_A (P_A - \frac{P_B P_C K_B K_C}{KS})}{(1 + K_A P_A + K_B P_B + K_C P_C)^2} \quad (3.1)$$

Los estudios cinéticos informados en bibliografía especializada presentan expresiones análogas a la 3.1. Peloso et al. (1979) reportaron la expresión 3.2, con las respectivas constantes expresadas en función de la temperatura. Estas constantes se muestran en la Tabla 3-2 y fueron estudiadas para un rango de temperatura de 225 a 285°C.

$$r = \frac{k (P_A - P_B P_C / Ke)}{(1 + K_A P_A + K_B P_B + K_C P_C)^2} \quad (3.2)$$

Tabla 3-2. Funcionalidad de las constantes con la temperatura.

	Funcionalidad con la temperatura	Unidades
k	$e^{(17.9 - \frac{5810.5}{T[K]})}$	$\frac{kmol}{kg_{cat} hr atm}$
Ke	$e^{(11.82 - \frac{6189.1}{T[K]})}$	atm
K_A	$e^{(-1.175 + \frac{1166.6}{T[K]})}$	$\frac{1}{atm}$
K_{BC}	$e^{(1.057 + \frac{690.2}{T[K]})}$	$\frac{1}{atm}$

3.3.1.2 Consideraciones del modelo cinético propuesto

El modelo cinético propuesto, supone que:

- Todas las especies que se adsorben lo hacen en equilibrio de acuerdo con el mecanismo de Langmuir.
- En este caso, asume que todas las especies se adsorben competitivamente sobre sitios activos de la misma naturaleza.
- Como el número de moles formados de acetaldehído (B) e hidrógeno (C) es el mismo, los términos $K_B P_B$ y $K_C P_C$ pueden englobarse bajo una única expresión $K_{BC} P_{BC}$, donde la

constante K_{BC} tiene en cuenta el fenómeno de adsorción de ambas especies. P_{BC} corresponde a la presión de uno solo de los compuestos, indistintamente, siempre que se cumpla la suposición que sus moles son iguales.

3.3.2 Dimensionamiento del reactor

3.3.2.1 Selección del tipo de reactor

En el proceso estudiado, todas las especies intervinientes en el sistema de reacciones se encuentran en la misma fase (gaseosa). La reacción sin embargo no es posible que ocurra en ausencia de un medio sólido que actúe como catalizador. Por este motivo, se la puede clasificar como una reacción fluido-sólido bifásica. En la industria química, el tipo de reactor de uso más extendido para estas reacciones es el lecho fijo: un tubo o serie de tubos en los que se dispone el catalizador en forma de pequeñas pastillas sólidas, y alrededor de los cuales se hace circular el fluido. La velocidad del fluido debe ser suficiente como para atravesar todo el largo del lecho, pero no tan alta ya que se puede producir el arrastre de las partículas de catalizador.

Todas las etapas descritas en la sección 3.3.1.1 ocurren dentro de un lecho fijo. Por este motivo, pueden existir variaciones en la concentración y temperatura no solo a lo largo del lecho, sino también en el interior de la partícula catalítica, dando lugar a valores locales para cada diferencial de volumen dentro del reactor. En general, el diseño de los lechos fijos se efectúa empleando coeficientes de transferencia globales o promedio, que se consideran constantes para todo su volumen. En la Figura 3.2 puede apreciarse la secuencia de escalas que puede encontrarse en un reactor de este tipo, así como el orden de magnitud de cada uno de ellos.

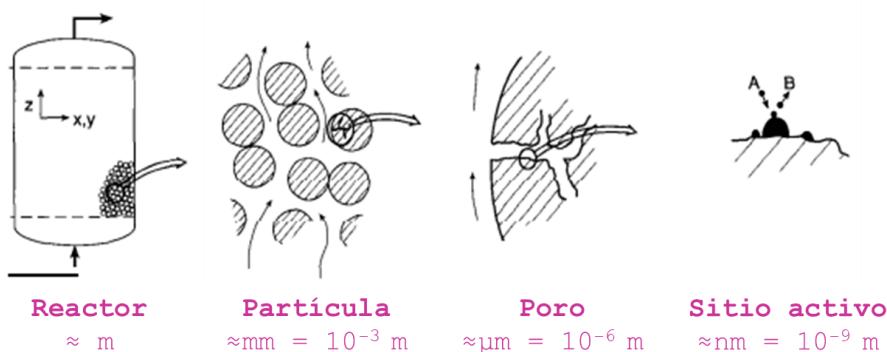


Figura 3.2 - Diferentes escalas dentro de un lecho fijo.

Las partículas catalíticas son generalmente porosas, es decir, contienen cierta fracción de su volumen vacío. Esto permite obtener sólidos con elevada área superficial, aspecto sumamente deseado teniendo en cuenta que la adsorción de las especies se realiza sobre la superficie de los

mismos. La porosidad de la partícula (ϵ_p) es el volumen de huecos respecto del volumen de una única pastilla catalítica.

A su vez, el lecho fijo también es poroso: el fluido circula por los espacios que hay entre las partículas, por lo que se puede definir también una porosidad para el lecho (ϵ_b): la fracción de huecos respecto del volumen total del reactor. Cuanto más pequeño sea el tamaño de las pastillas catalíticas, más compactado estará el lecho, y en consecuencia su porosidad disminuirá. Una baja porosidad de lecho no es recomendable, ya que puede dar lugar a pérdidas de carga excesivamente altas.

3.3.2.2 Características del catalizador

En el capítulo 2 se escogió un catalizador de cobre soportado en cromita de cobre para este proceso. Existe una tendencia en la bibliografía especializada hacia la elección de catalizadores de este tipo para la deshidrogenación de etanol a acetaldehído, ya que el cobre garantiza una alta selectividad y actividad, mientras que el cromo ha demostrado ser un gran promotor y estabilizador térmico.

El cobre es inestable frente a las altas temperaturas que caracterizan a la reacción estudiada, por lo que el agregado de óxidos de cromo junto a otros óxidos metálicos (cobalto, bario, silicio, etc.) mejora notablemente su tiempo de vida útil. Esta combinación ha sido ampliamente estudiada y puede encontrarse en los catálogos de los principales fabricantes de catalizadores del mundo.

En este caso, el diseño del reactor se efectúa considerando una pastilla esférica de cromita de cobre, cuyas propiedades se especifican en la Tabla 3-3. Estos datos son los del catalizador comercial Harshaw que empleó Peloso en su determinación de la cinética de la deshidrogenación de etanol a acetaldehído. En consecuencia, a fin de replicar las condiciones de su experiencia, se opta por utilizar un catalizador de igual morfología.^[3.2]

Tabla 3-3. Propiedades del catalizador.

Diámetro (d_p)	0,0035	m
Esfericidad	1	-
Densidad del sólido (ρ_s)	4300	$\text{kg}_{\text{solido}} / \text{m}^3_{\text{solido}}$
Porosidad (ϵ_p)	0,5	$\text{m}^3_{\text{hueco}} / \text{m}^3_{\text{pastilla}}$
Densidad de la pastilla (ρ_p)	2150	$\text{kg}_{\text{pastilla}} / \text{m}^3_{\text{pastilla}}$

3.3.2.3 Modelo del reactor

3.3.2.3.1 Primera aproximación: modelo pseudo homogéneo unidimensional

El modelo más sencillo para calcular el volumen de reactor necesario para un lecho fijo consiste en suponer que el sistema heterogéneo se comporta como uno homogéneo, y que se alcanzan las condiciones de flujo necesarias como para asumir que el flujo pistón. De esta manera, la ecuación de diseño del lecho fijo queda expresada de forma análoga a la de un reactor tubular homogéneo, donde interviene un término convectivo vinculado con el movimiento del fluido desde la entrada hasta la salida del reactor, y un término de reacción.

Para el diseño del reactor se considerará que las condiciones en la que se lleva a cabo la reacción son tales que se puede asumir que la selectividad es prácticamente completa hacia la formación de acetaldehído. Referencias bibliográficas reportan que si bien la formación de subproductos de reacción es inevitable (especialmente acetato de etilo), las cantidades producidas de los mismos pueden considerarse despreciables en un primer intento de estimar el volumen del reactor. En capítulos previos se mencionó que esta reacción suele realizarse en reactores industriales a bajas conversiones, ya que la existencia de cantidades apreciables de acetaldehído puede dar lugar a que se favorezca la reacción de formación de acetato de etilo. De esta manera, se prefiere dimensionar un reactor en el que se obtengan conversiones menores al 60%, y realimentar el etanol no convertido luego de haber separado los productos de interés.

Este modelo, que se plantea únicamente en la dirección axial del reactor, presenta las siguientes simplificaciones:

- El flujo es ideal, puede asumirse flujo pistón. De esta manera, se desprecia el efecto de dispersión axial que pueda existir dentro del reactor
- No se consideran efectos de mezclado en la dirección radial. Las concentraciones son constantes en el radio para una dada posición axial.
- Se desprecian las posibles resistencias al transporte de materia que pueda provocar la presencia de partículas sólidas de catalizador, tanto externas como intraparticulares.
- Se asume que el reactor es isotérmico e isobárico.

Finalmente, la ecuación del diseño a la que se arriba es la siguiente:

$$-\frac{dF_{EtOH}}{dV} = \frac{k (P_{EtOH} - P_{AcH} P_{H2} / K_e)}{(1 + K_A P_{EtOH} + K_{BC} P_{AcH})^2} \rho_p (1 - \varepsilon_b) \quad (3.3)$$

Como la reacción ocurre en fase gaseosa y existe una variación positiva en el número de moles conforme la misma avanza, el caudal volumétrico de la mezcla es variable con la posición dentro del reactor. Para tener en cuenta este efecto, la presión parcial de los compuestos se expresa de la siguiente manera, teniendo en cuenta que puede asumirse comportamiento ideal para los mismos:

$$P_i = y_i P_{total} = \frac{F_i P_{total}}{\sum F_j} \quad (3.4)$$

donde j son todos los compuestos presentes en la mezcla que circula por el reactor.

3.3.2.3.2 Incorporación de balances de energía y cantidad de movimiento

Con la ecuación de diseño del modelo pseudo homogéneo unidimensional isotérmico e isobárico se puede escoger un volumen de reactor que resulte apropiado para alcanzar las necesidades de diseño del proceso, de forma preliminar.

Sin embargo, los lechos fijos rara vez son factibles de operar en régimen isotérmico. El efecto del calor de reacción introduce la necesidad de contar con un sistema de intercambio energético con los alrededores. En este caso, al tratarse de una reacción endotérmica, se precisa entregar calor al reactor para mantener la temperatura en el valor óptimo. Como este intercambio se da generalmente con un fluido auxiliar circulando por fuera del tubo o los tubos del lecho, la fuerza impulsora para la transferencia de calor variará de acuerdo con la posición. Esto da lugar a la aparición de un perfil de temperaturas, que debe ser tenido en cuenta para el diseño del reactor, ya que afecta a la conversión de la reacción y también a la seguridad del propio diseño.

Por su parte, la presencia del catalizador sólido provoca resistencias al flujo a través del lecho, implicando una caída de presión que se incrementa cuanto más largo sea el reactor. La pérdida de carga en el lecho puede ser evaluada con la ecuación de Ergun para lechos llenos (3.6).

Para tener en cuenta todos estos efectos se deben resolver de forma acoplada los balances de materia (3.3), energía (3.5) y cantidad de movimiento (3.6) en función del largo o volumen del reactor:

$$F_{total} Cp \frac{dT}{dV} = \frac{k(T) (P_{EtOH} - P_{AcH} P_{H2} / K_e(T))}{(1 + K_A(T) P_{EtOH} + K_{BC}(T) P_{AcH})^2} \rho_p (1 - \varepsilon_b) (- \Delta H) + 4U (T_c - T) \quad (3.5)$$

$$- \frac{dP}{dV} = \frac{f \rho_f u_z^2}{d_p A_t} \quad (3.6)$$

F_{total}	caudal molar total [mol/s]	At	área transversal del reactor [$\text{m}^2_{\text{reactor}}$]
C_p	capacidad calorífica del fluido [J/K mol]	Tc	temperatura del fluido de intercambio
ΔH	entalpía de reacción [J/mol]	U	coef. de transferencia calor [W/m K]
f	factor de fricción	u_z	velocidad superficial del fluido [m/s]
ρ_f	densidad del fluido [kg/ $\text{m}^3_{\text{fluido}}$]		

El factor de fricción (f) se calcula con la correlación (3.7), que depende del número de Reynolds.

$$f = \frac{1 - \varepsilon_b}{\varepsilon_b^3} (1,75 + 150 \frac{1 - \varepsilon_b}{Re}) \quad Re = \frac{G d_p}{A_t \mu} \quad (3.7)$$

$$G \quad \text{caudal másico de fluido [kg/s]} \quad \mu \quad \text{viscosidad del fluido [kg/m s]}$$

Con la resolución de los tres balances en simultáneo es posible evaluar el desempeño de la reacción en función del volumen con un mayor grado de confiabilidad, ya que se estarán considerando dos efectos adicionales con gran relevancia en los reactores de lecho fijo.

3.3.2.3.2 Estudio de las resistencias al transporte interno y externo de materia y energía

Tal como se mencionó previamente, las reacciones heterogéneas involucran etapas de transporte de materia y energía que pueden afectar a la velocidad de reacción. Como la reacción ocurre principalmente en los poros de la pastilla catalítica, si las especies se enfrentan a resistencias difusivas considerables, menos cantidad de reactivo llegará a la superficie del sólido, y en consecuencia, se tendrán menores velocidades de reacción.

La primera resistencia a analizar es la de la película externa a la partícula sólida, determinada por el espesor de la capa límite fluidodinámica (etapa 1 de la Figura 3.1). Una vez que la especie reactiva alcanza la superficie externa del sólido, debe difundir por los poros intraparticulares (etapa 2 de la Figura 3.1), pudiendo presentarse aquí también una importante resistencia a la transferencia de masa.

La importancia de las resistencias se modifica diferencial a diferencial a través de todo el largo del lecho. Generalmente, las resistencias difusivas tienen mayor importancia en las cercanías de la entrada del reactor, donde se da la mayor concentración de reactivos. Por este motivo, se estudia el efecto de estos fenómenos en este punto, de forma de luego extrapolar el análisis al resto del equipo.

Las etapas de difusión externa e interna se encuentran en serie: es necesario que las especies reactivas primero difundan a través de la película externa para luego hacerlo por dentro del sólido poroso. De esta manera, la velocidad observada de una reacción catalítica heterogénea se puede describir con la igualdad de la expresión 3.8.

$$r_{obs} = k_m \frac{6}{d_p \rho_p} (C_{EtOH,b} - C_{EtOH,s}) = \eta \frac{k(T) P_{EtOH,s}}{(1 + K_A(T) P_{EtOH,s})^2} \quad (3.8)$$

b: en el seno del fluido ; s: en la superficie externa del sólido

La expresión 3.8 ya está adaptada a las condiciones de entrada al reactor, donde la única especie reactiva en existencia es el etanol. La presencia de otras especies, ya sean inertes o subproductos no separados, es despreciada ya que se considera que su concentración es mínima en comparación con la del etanol. A su vez, como la formación de productos puede considerarse despreciable, se elimina el término de la reacción inversa del numerador, y la influencia de la adsorción de los productos del denominador.

El coeficiente de transferencia de masa (k_m) determina con qué rapidez difunden los reactivos a través de la capa límite que existe alrededor del sólido. Valores altos de k_m significarán menores gradientes peliculares de concentración.

Para determinar k_m se emplea la correlación para el factor J_D de Colburn para transferencia de masa, del cual pueden encontrarse expresiones empíricas en función del Reynolds (en lechos llenos, entre 3-2000) y el número de Schmidt (Sc).

$$Sc = \frac{\mu}{D_M \rho_f} \quad J_D = \frac{k_m \rho_f}{G} Sc^{2/3} = \frac{0,357}{\epsilon_b} Re^{-0,359} \quad (3.9)$$

El factor de efectividad catalítico (η) se utiliza para comparar la velocidad de reacción observada con la máxima velocidad de reacción posible, la que ocurriría en las condiciones de la superficie externa. Por ende, es una medida de la importancia de las resistencias al transporte intraparticular.

$$\eta = \frac{r_{obs}}{r_{sup}} \quad (3.10)$$

Cuando $\eta=1$ las resistencias internas son despreciables, mientras que para valores tendiendo a 0, la etapa de difusión interna es controlante de la velocidad observada. Para determinar el valor del factor de efectividad, se puede calcular la velocidad observada planteando los balances de materia y energía en coordenadas esféricas dentro de la partícula:

$$\frac{D_{EtOH,ef}}{R T} \left[\frac{d^2 P_{EtOH}}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dP_{EtOH}}{dr} \right] = \frac{k(T) P_{EtOH}}{(1 + K_A(T) P_{EtOH})^2} \rho_p \quad (3.11)$$

$$k_{ef} \left[\frac{d^2 T}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dT}{dr} \right] = \frac{k(T) P_{EtOH}}{(1 + K_A(T) P_{EtOH})^2} \rho_p \Delta H r \quad (3.12)$$

D_{ef} difusividad efectiva del etanol [m^2/s] k_{ef} conductividad térmica efectiva [W/mK]

Resolviendo de manera acoplada los balances 3.11 y 3.12 se obtienen los perfiles intraparticulares de presión y temperatura. Evaluando el flujo de etanol en la superficie exterior de la partícula, es posible calcular la velocidad observada a mediante la siguiente expresión:

$$r_{obs} = \frac{6}{d_p} D_{EtOH,ef} \left. \frac{dP_{EtOH}}{dr} \right|_{r=R_p} \quad (3.13)$$

Por último, el gradiente de temperatura en la película externa se puede calcular utilizando la expresión 3.14, que lo vincula directamente con el gradiente de concentración (o presión) y los respectivos coeficientes de transferencia de materia (k_m) y energía (h).

$$T_s - T_b = \frac{k_m}{h} (C_{EtOH,b} - C_{EtOH,s}) (- \Delta H r) \quad (3.14)$$

Para determinar el valor del coeficiente de convección h se recurre a correlaciones para el número de Nusselt (Nu) desarrolladas especialmente para lechos rellenos en función del Reynolds ($3 < Re < 2000$) y del número de Prandtl (Pr).

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k_f} \quad Nu = \frac{h d_p}{k_f} = 2 + 1,8 Re^{0,5} Pr^{0,333} \quad (3.15)$$

k_f conductividad térmica del fluido [$\text{W}/\text{m K}$] h coeficiente convectivo del fluido [$\text{W}/\text{m}^2 \text{K}$]

3.3.2.4 Selección preliminar de variables operativas

En los capítulos previos se definió la capacidad nominal de la planta en 20.000 toneladas de acetaldehído al año. Se estableció también el factor de efectividad global del proceso (EGP) en un valor de 0,8. De esta forma, la capacidad instantánea de la planta resulta en 25.000 toneladas anuales de producto. Para el diseño del reactor se utiliza esta última cifra como base de cálculo, tal como se hizo en el capítulo 2 con los balances de materia de la planta.

El diseño del reactor o sistema de reactores resultante debe ser capaz de lograr los niveles de producción de la capacidad instantánea, y al mismo tiempo, operar bajo las condiciones de reacción más favorables hacia la formación de acetaldehído, de forma de obtener altas selectividades y minimizar costos vinculados a procesos de separación posteriores a la etapa de reacción.

3.3.2.4.1 Modelo pseudo-homogéneo unidimensional isotérmico e isobárico

En la Figura 3.3 se muestra la resolución de la ecuación de diseño del lecho fijo empleando la expresión 3.3 del modelo pseudo homogéneo unidimensional.

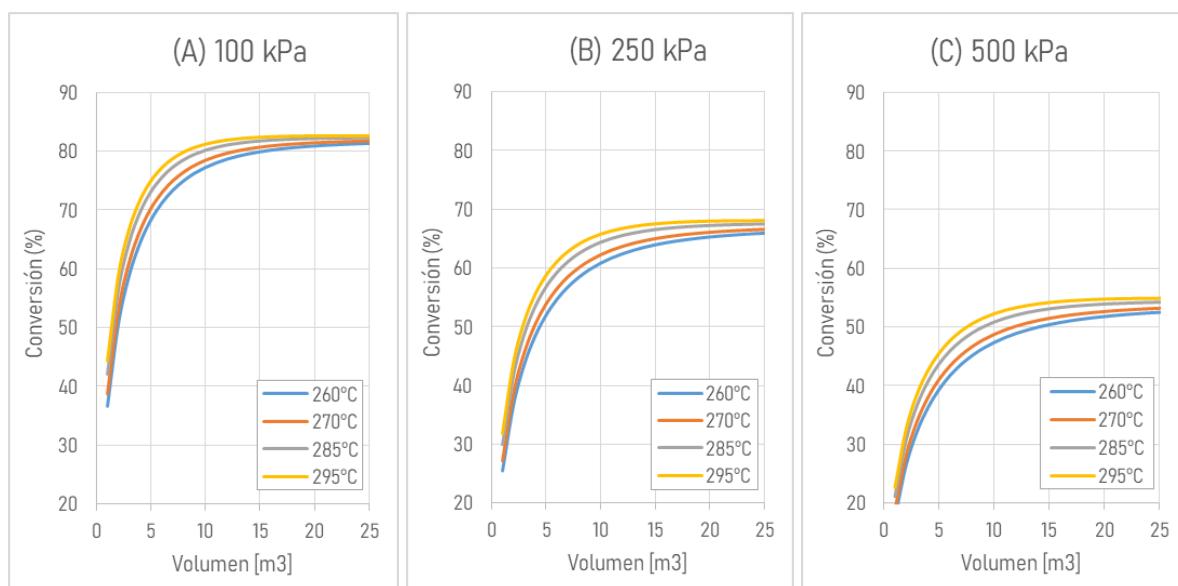


Figura 3.3 - Conversión en función del volumen para diferentes temperaturas y presiones.

Tal como se explicó en el análisis termodinámico del capítulo 2, la deshidrogenación de etanol a acetaldehído se ve favorecida por presiones bajas, ya que de esa forma se minimiza la formación de subproductos y se limita el desarrollo de la reacción inversa. Por otro lado, al tratarse de una reacción endotérmica, la conversión de equilibrio aumenta frente a un incremento en la temperatura.

Teniendo en cuenta las limitaciones que impone el catalizador en cuanto a temperatura, se establece como temperatura preliminar de entrada del fluido al reactor en 285°C. Por su parte, será imposible fijar la presión de entrada en un valor cercano a la presión atmosférica, ya que la caída de presión dentro del lecho es inevitable. Pese a que la reacción pueda verse desfavorecida, a priori se define una presión de entrada cercana a las 2 atmósferas. El análisis con modelos más detallados irá refinando estos valores.

En cuanto al volumen del reactor, aún no es posible determinar con certeza cuál es aquel que resulta más favorable para el proceso. Sin embargo, ya se puede vislumbrar que el reactivo se

convierte en productos de forma apreciable en los primeros 4-5 metros cúbicos. A volúmenes mayores, la conversión sigue en aumento pero a una tasa de cambio menor, estabilizándose en la conversión de equilibrio alrededor de los 10-12 m³ en todos los casos. Se continuarán analizando más variables de interés con el objetivo de determinar el volumen más conveniente.

3.3.2.4.2 Modelo termodinámico

Para los cálculos del proceso con los balances de materia, energía y cantidad de movimiento acoplados se empleó el simulador *UniSim Design*. Este software permite la resolución numérica de múltiples operaciones unitarias de la industria de procesos de forma modular-secuencial.

El simulador cuenta con una gran variedad de paquetes termodinámicos disponibles para el cálculo de propiedades físicas de compuestos puros y mezclas multicomponentes. De todos ellos es necesario seleccionar el más adecuado para el sistema reactivo estudiado.

Empleando el método de Carlson^[3,1] se escogió el modelo NRTL para la fase líquida, ya que se trata de compuestos esencialmente polares y no electrolíticos. La fase gaseosa se calculó con el modelo de Peng-Robinson, que resulta muy confiable a presiones bajas (<10 bar). Los coeficientes binarios se calcularon con el modelo UNIFAC VLE.

3.3.2.4.3 Influencia de las etapas de transporte

En la Tabla 3-4 se detallan las propiedades físicas de la mezcla reactiva a la entrada del reactor, y a partir de las cuales se lleva a cabo el análisis de las resistencias al transporte de materia y energía. Las mismas fueron extraídas de bibliografía y del simulador. Los datos del simulador corresponden a 285°C y 2 atm.

Tabla 3-4. Propiedades del fluido en la entrada al reactor

Viscosidad (μ)	1,3 x10 ⁻⁵	kg / m s
Densidad (ρ_f)	2,51	kg / m ³
Difusividad efectiva (D_{ef}) ^[3.2]	2,11 x10 ⁻⁶	m ² / s
Entalpía de reacción (ΔH)	68500	J / mol
Capacidad calorífica (Cp)	2246	J / kg K
Conductividad térmica del fluido (k_t)	0,036	W / m K
Conductividad del sólido (k_s) ^[3.3]	315	W / m K
Coeficiente de transferencia de masa (k_m) (3.9)	0,45	m / s
Coeficiente de convección (h) (3.15)	716	W / m ² K
Conductividad efectiva (k_{ef}) (3.17)	3,4	W / m K

La conductividad efectiva del sólido poroso (k_{ef}) fue calculada utilizando la estimación 3.17 en función de las conductividades térmicas del sólido y del fluido, y de la porosidad de la partícula.

$$k_{ef} = k_s \left(\frac{k_f}{k_s} \right)^{\varepsilon_p} \quad (3.17)$$

Al resolver los balances 3.8, 3.11 y 3.12 de forma simultánea se llega a los perfiles intraparticulares de presión y temperatura que se muestran en la Figura 3.4 La resolución se realizó de forma numérica empleando el método de Runge-Kutta para ecuaciones diferenciales ordinarias.

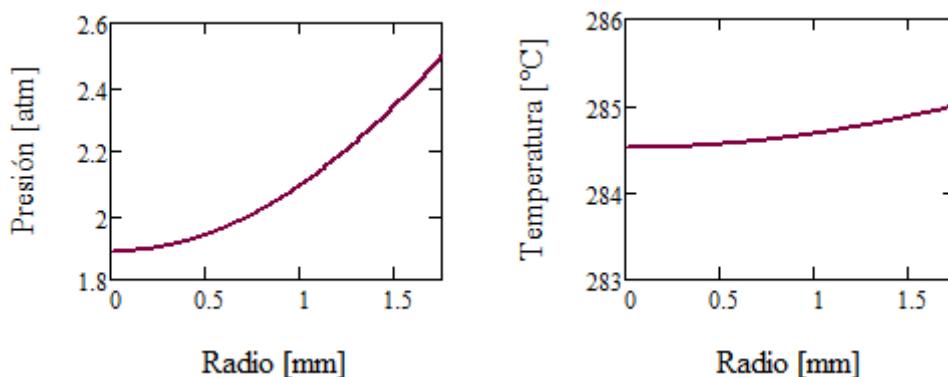


Figura 3.4 - Perfiles internos de presión de etanol y temperatura a la entrada del reactor.

El perfil de presión (y su análogo de concentración) denota la existencia de un gradiente intraparticular considerable, por lo que la velocidad observada diferirá de la evaluada en condiciones de superficie.

En cuanto al perfil de temperaturas, se concluye que es aceptable asumir que la pastilla catalítica se comporta de manera isotérmica, ya que la variación dentro de la misma es menor a 1°C.

La variación en la concentración en la película externa al catalizador resultó ser menor al 0,5%, y en consecuencia se desprecian tanto las resistencias al transporte de masa como al transporte de energía, tal como lo indica la expresión 3.14.

Sí se calcula la velocidad observada de acuerdo con la expresión 3.13, y luego se determina el valor del factor de efectividad catalítico, se llega a un valor de $\eta=1,07$. La razón por la que resulta mayor a 1 radica en la expresión cinética que describe al proceso. En la Figura 3.5, se puede ver que, a diferencia de reacciones con cinéticas tipo ley de la potencia cuyo comportamiento es creciente con la concentración y por ende con la presión, se tiene un valor máximo de velocidad a una presión dada de EtOH igual a 0.4 atm. Por lo tanto, cuanto más cerca se trabaje de dicha presión mayor será el valor de la velocidad. Por definición, el factor de efectividad catalítico es el cociente entre la velocidad observada real y la velocidad que se tendría si no hubiera resistencias al transporte de masa ni externas ni internas, es decir, si la concentración y presión dentro de la pastilla catalítica es en todo momento idéntica a la de la superficie, que a su vez es igual a la del seno del fluido. En la Figura 3.4 se evidencia que la presión de reactivo dentro de las partículas es menor a la superficial. Entonces, si se calcula la velocidad de reacción a una presión intraparticular promedio resulta mayor a la velocidad en la superficie y por ese motivo, el factor de efectividad catalítico resulta mayor a la unidad.

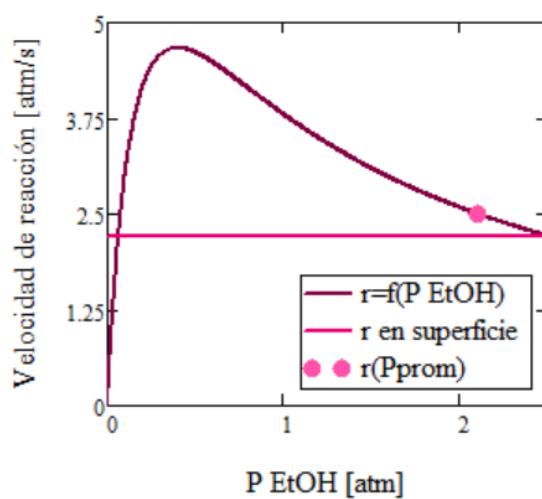


Figura 3.5 - Velocidad de reacción en función de la presión de etanol.

En consecuencia, se adoptará un valor de $\eta=1$ para el diseño del reactor, teniendo en consideración que se trata de una etapa de diseño preliminar. El comportamiento del reactor será estudiado con un grado mayor de detalle y complejidad sí se decide seguir adelante con el

proyecto, realizando ensayos progresivos de escalado desde reactores a escala laboratorio hasta culminar con el de tamaño industrial. La realización de pruebas experimentales seguramente arroje también mayores certezas respecto a la influencia de las etapas de transporte sobre la velocidad de reacción.

3.3.2.4.4 Configuración del reactor

Para determinar la geometría y la distribución más conveniente de los tubos que conforman el haz donde se coloca el catalizador, se recurre al simulador de procesos químicos *UniSim Design*. Esta herramienta permite resolver numéricamente los balances de materia, energía y cantidad de movimiento de las expresiones (3.3), (3.5) y (3.6), y evaluar diferentes configuraciones de tubos con gran agilidad.

La simulación se lleva a cabo con el reciclo material del etanol no convertido ya incorporado. Esto implica que todo el etanol que abandona el reactor sin reaccionar es separado de los productos (en esta instancia solo acetaldehído e hidrógeno) y realimentado al circuito. De esta forma es posible asegurar que la producción de acetaldehído sea la requerida por las condiciones de diseño. La secuencia de equipos utilizada en el simulador es la detallada en la Figura 3.6.

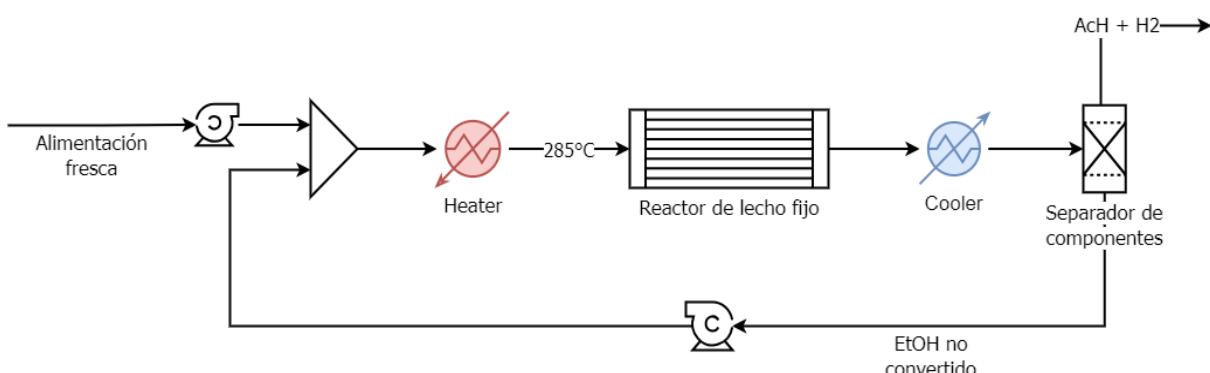
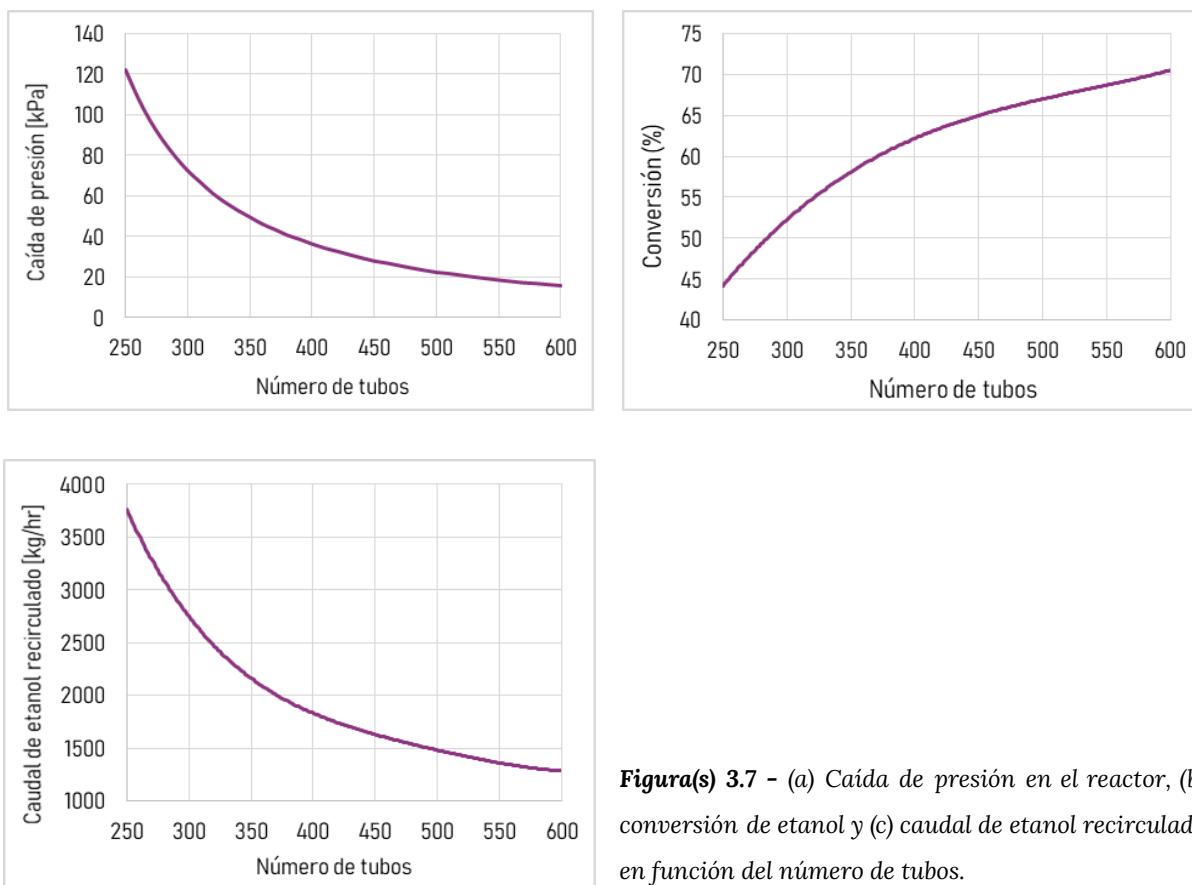


Figura 3.6 - Secuencia de equipos y procesos del simulador.

De modo de centrar el enfoque únicamente en el reactor, no se profundiza en el procedimiento de separación de los productos. Mediante un separador de componentes, se aísla el etanol no convertido para su recirculación al reactor. En capítulos posteriores se estudiará en mayor detalle las operaciones requeridas para separar los productos en las condiciones de diseño.

Se fija la presión a la salida del reactor en un valor de 150 kPa, de forma de contar con un margen de seguridad de 0,5 atm respecto de la presión atmosférica y evitar que salga en vacío. Por medio de una herramienta incorporada en el simulador, se ajusta la presión de entrada para cumplir con todas las condiciones de diseño y alcanzar la producción deseada.

Para el análisis se define la utilización de tubos de 2" DN Sch 40 y 8 metros de largo, dos medidas estándar en la industria. De esta forma, el volumen del reactor queda determinado por el número de tubos que conforman el haz. Se estudian configuraciones entre 250 tubos (equivalentes a $4,3\text{m}^3$) y 600 tubos ($10,4\text{m}^3$). En las Figuras 3-7 se muestran los resultados obtenidos de las simulaciones para las siguientes variables: caída de presión, caudal de etanol recirculado y conversión.



Figura(s) 3.7 - (a) Caída de presión en el reactor, (b) conversión de etanol y (c) caudal de etanol recirculado en función del número de tubos.

De la ecuación de Ergun (3.6) se desprende que la pérdida de carga es menor al disminuir la velocidad superficial del fluido que circula por el reactor. Un aumento en el número de tubos resulta en un aumento del área transversal de flujo, y en consecuencia, en una menor velocidad superficial.

Esto impacta también en la conversión del etanol dentro del reactor. A menor número de tubos, el etanol debe ingresar a una presión más elevada para cumplir con el requisito establecido de presión de salida. Como se vió anteriormente, menores presiones impactan favorablemente en la producción del acetaldehído.

Adicionalmente, al haber menores conversiones se introduce la necesidad de reingresar un mayor caudal de reactivo al reactor, incrementando el flujo que circula a través del mismo y produciendo una mayor pérdida de carga y agudizando el efecto.

Previamente se comentó que las conversiones se deben mantener por debajo del 60% para poder despreciar en esta instancia la formación de cantidades apreciables de acetato de etilo. De la Figura 3.7(b) Se observa que esta condición se cumple para configuraciones con menos de 380 tubos ($6,5\text{m}^3$).

Como la reacción es considerablemente endotérmica, se puede anticipar que será necesaria la incorporación de un fluido calefactor que mantenga al reactor operando en las condiciones más parecidas posibles a la isotérmica. La utilización de más de un tubo genera un aumento en el área de transferencia de calor, permitiendo un mejor grado de calefacción y minimizando la posibilidad de aparición de perfiles radiales de temperatura para una dada posición axial dentro del reactor. Además, incorporar una mayor cantidad de tubos de menor diámetro reduce las ineficiencias en el sistema de intercambio de calor por la presencia del sistema fluido-sólido dentro del lecho limita enormemente la transferencia de energía. De esta manera, se minimiza la formación de gradientes radiales de temperatura, que podrían dar lugar a puntos fríos en el centro del reactor donde las condiciones de reacción sean desfavorables para el avance de la misma.

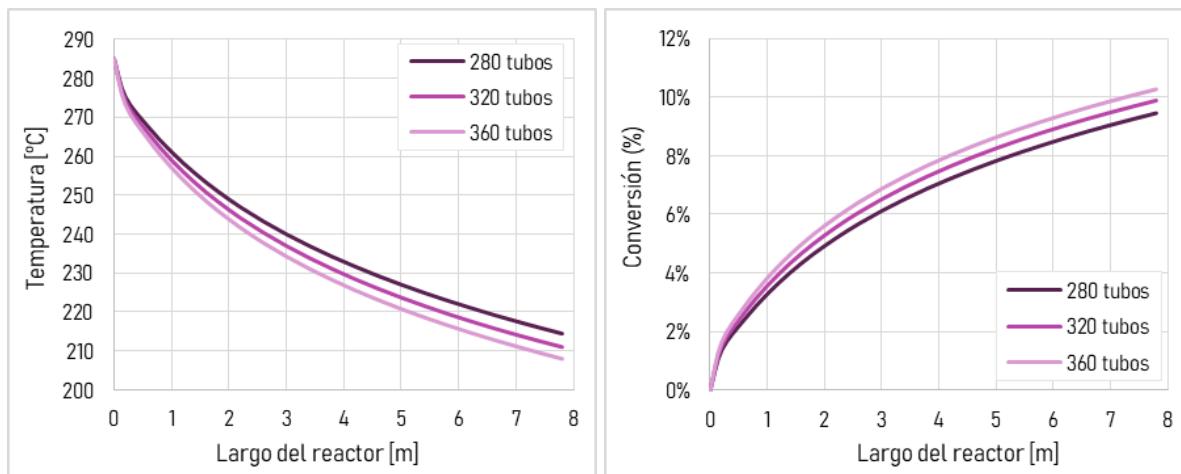
Teniendo en consideración estos efectos, se optará por el diseño de un lecho fijo multitubos, donde el catalizador se dispondrá dentro de múltiples tubos por donde circulará el fluido de proceso. Por su parte, el fluido calefactor será impulsado a través de una coraza que contendrá el arreglo de tubos.

En cuanto a la orientación del reactor, se escoge un arreglo horizontal, ya que comparativamente se producen menores pérdidas de carga respecto de los reactores verticales, donde el fluido circula desde el fondo hacia el tope del reactor.

3.3.2.5 Diseño térmico

3.3.2.5.1 Operación adiabática

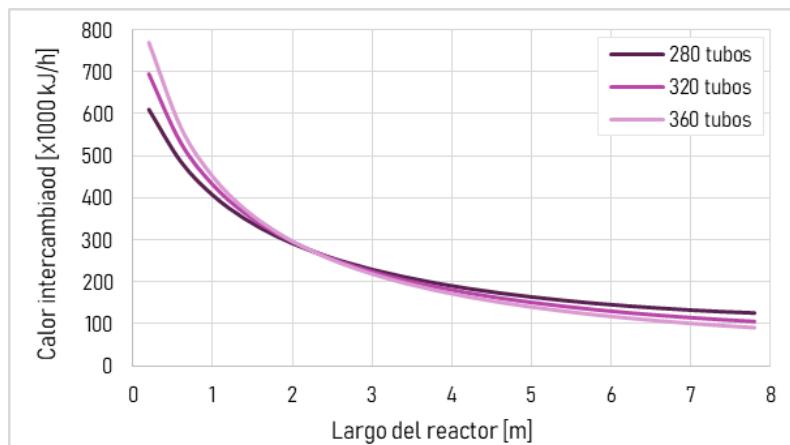
Una de las posibles formas de operar un reactor es adiabáticamente, es decir, sin intercambio de calor con los alrededores. Por medio del simulador se analiza este escenario para distintos números de tubos. Los resultados se muestran en las Figuras 3.8, donde se grafica como evolucionan la temperatura y la conversión dentro del reactor.

**Figuras 3.8** - Perfil de conversión y temperatura para un reactor adiabático.

Al estudiar un proceso altamente endotérmico, a medida que avance la reacción se consume energía, y como resultado la temperatura dentro del reactor disminuye progresivamente. Esto lleva a una disminución de los parámetros cinéticos y por ende, a un apagado de la reacción. Los niveles de conversión se mantienen muy por debajo de los obtenidos para el caso isotérmico, donde podía llegar a reaccionar hasta el 60% del etanol. Por este motivo, se descarta este modo de operación para el reactor de síntesis de acetaldehído.

3.3.2.5.2 Operación NINA

Como se mencionó anteriormente, la operación isotérmica del reactor presenta grandes complicaciones en reactores a escala industrial. La presencia de grandes entalpías de reacción atenta contra la necesidad de mantener la temperatura en un valor fijo en todo el volumen. Para retratar esta situación, en la Figura 3.9 se grafica el intercambio de calor que debe efectuarse a lo largo de un reactor de lecho fijo para mantener la condición de isotermicidad.

**Figuras 3.9** - Calor requerido para mantener isotermicidad en función del largo.

Para mantener la temperatura en 285°C en todo el reactor, es necesario entregar el flujo de calor exacto mostrado en la figura para cada punto del sistema, lo cual es prácticamente imposible. Esta imposibilidad de implementar un reactor isotérmico lleva a un tercer modo de operación, denominado NINA (Ni Isotérmico Ni Adiabático). Esta alternativa propone trabajar en condiciones tan cercanas a las isotérmicas como sea posible a través del calentamiento del fluido de proceso empleando un fluido calefactor. De esta forma, se intenta reponer el calor absorbido por la reacción y lograr que la disminución de temperatura sea baja. Para ello, en primer lugar se debe seleccionar el fluido calefactor acorde a la reacción estudiada.

3.3.2.5.2.1 Selección del fluido calefactor

Al momento de diseñar un reactor NINA para una reacción endotérmica, se debe hacer hincapié en cómo entregar el calor necesario al reactor. Para esto se puede estudiar la posibilidad de utilizar camisas calefactoras, resistencias o la existencia de un fluido calefactor circulante por el exterior del reactor. Este último método de calentamiento indirecto es sin lugar a dudas, el sistema más empleado en los reactores industriales. En este caso, se analiza la posibilidad de hacer circular un fluido calefactor por la coraza del reactor multitubos a fin de entregar la energía necesaria para mantener la reacción en los niveles de conversión esperados.

Dicho fluido debe cumplir con ciertos requerimientos para lograr funcionar de una manera óptima. Algunas de las características específicas que deben poseer para realizar su función de transporte de energía son

- Buenas propiedades de transferencia de calor.
- Buena estabilidad térmica a la temperatura de utilización, lo que además permite largos períodos de servicio.
- Baja viscosidad en todo el rango de trabajo, especialmente en las condiciones de arranque evitando consumos eléctricos elevados.
- Baja temperatura de solidificación que permita paradas prolongadas seguras.
- Baja corrosión a los elementos que formen parte del sistema.
- Baja toxicidad y ser respetuoso con el medio ambiente, facilitando la eliminación al cumplir su ciclo de trabajo.
- Costes moderados de adquisición como de mantenimiento.
- Bajos riesgos para personal y maquinaria.

No existe ningún fluido que pueda cumplir a la perfección con todas estas características, pero sin duda los comúnmente llamados aceites o fluidos térmicos, cumplen con la mayoría de los requisitos y aventajan a otros fluidos calefactores como el vapor, especialmente para calefaccionar corrientes de proceso a altas temperaturas.

Para elegir el aceite térmico más adecuado para un proceso se debe considerar que los mismos se dividen en tres grupos según su estructura química: aceites sintéticos, aceites minerales y otros (donde se incluyen mayoritariamente las siliconas).

Los aceites térmicos sintéticos, también denominados aromáticos, consisten en estructuras a base de benceno, y su rango de temperaturas de funcionamiento es del orden de -20°C a 400°C.

Cuando el aceite base procede del refino convencional del petróleo se denomina mineral. Su rango de operación es del orden de -10°C a 315°C.

Los fluidos a base de siliconas, se usan principalmente en aplicaciones especializadas que requieren compatibilidad de proceso/producto en caso de que se produzca alguna fuga en el intercambiador de calor. Las desventajas de este grupo en cuanto al rendimiento y al coste en relación a los ya mencionados, hacen que este tipo de aceites no sean elegidos para la gran mayoría de los procesos.

Debido a que las estructuras moleculares de los compuestos aromáticos son significativamente más estables térmicamente que los aceites minerales por encima de 280°C, en aplicaciones que sobrepasan esta temperatura se recomienda el uso de fluidos sintéticos. En la Tabla 3-5 se muestran las propiedades de algunos de los fluidos sintéticos empleados para calefaccionar corrientes a altas temperaturas en procesos industriales.

Tabla 3-5. Propiedades de diferentes fluidos calefactores comerciales de origen sintético.

Fluido calefactor	Rango de temperaturas [°C]	Conductividad térmica [W/m °C] A la T min (A la T max)	Calor específico [kJ/kg K] A la T min (A la T max)	Punto de inflamación [°C]	Temperatura autoignición [°C]
DOWTHERM A (Oxido de difenilo / mezcla de Bifenilo)	16 / 399	0.14 (0.078)	1.562 (2.969)	113	615
DOWTHERM J (Alquilatos aromáticos)	-79 / 316	0.149 (0.064)	1.574 (3.019)	58	420
DOWTHERM RP (Alquiro de diarilo)	-1 / 349	0.134 (0.089)	1.557 (2.6)	194	385
DURATHERM S (Basado en siliconas)	38 / 316	0.133 (0.093)	1.717 (2.248)	324	-
DURATHERM HF (sintético aromático)	38 / 338	0.149 (0.144)	1.876 (2.366)	277	-

A partir de la información brindada en la Tabla 3-5, y lo mencionado anteriormente, se escoge como el mejor fluido calefactor para el proceso al DURATHERM HF, por tener una estructura

atómica aromática que brinda estabilidad frente a elevadas temperaturas como las requeridas por el proceso.

El punto de inflamación es la temperatura a la cual los vapores producidos por el fluido térmico al calentarse, se inflaman, surgiendo una llamarada repentina sobre la superficie del fluido térmico cuando se aproxima una llama o se hace saltar una chispa, en presencia de oxígeno. No importa si la llamarada surgida se apaga inmediatamente después.

Se debe tener presente que un circuito de fluido térmico es cerrado, no existiendo por tanto presencia de oxígeno y siendo imposible una combustión sin una fuga. No se debe confundir el punto de inflamación con el punto de autoignición, que se entiende por la temperatura mínima a la cual el fluido se enciende por sí mismo en presencia de aire.

El fluido térmico seleccionado posee uno de los puntos de inflamación más altos en la industria. Si bien esto no es de gran importancia ya que no existen grandes posibilidades de tener fugas, la temperatura de autoignición de este fluido no está determinada, por lo general, estas suelen ser altas y al tratarse de un fluido con alto punto de inflamación se puede considerar que la misma será elevada y no traerá problemas ante una fuga.

Las propiedades físicas del fluido calefactor DURATHERM HF provistas por el fabricante se detallan en la Tabla 3-6. Estas propiedades son necesarias para efectuar el cálculo del intercambio de calor en el simulador.

Tabla 3-6. Propiedades del fluido calefactor a 315°C. [3.5]

Capacidad calorífica	2,32	J/g.K
Peso molecular promedio	399	g / mol
Coeficiente pelicular de transferencia de calor	6090	W/m ² .K

3.3.2.5.2.2 Selección de condiciones de la operación NINA

La operación NINA involucra la transferencia de calor entre los fluidos a través de las paredes de los tubos, en una serie de mecanismos conductivos y convectivos que dependen esencialmente de la diferencia de temperatura entre los fluidos, sus caudales, las capacidades caloríficas y los coeficientes peliculares de transferencia de calor. Para la evaluación de la operación bajo régimen NINA, se adopta un coeficiente de transferencia de calor constante tanto para el fluido de proceso que circula por los tubos como para el fluido térmico que lo hace por la coraza.

Se busca definir la combinación de variables que resulta más provechosa para el proceso, teniendo en cuenta sus factores limitantes. Para ello se estudian diferentes opciones de caudal y temperatura de fluido térmico, considerando que en bibliografía se recomienda efectuar esta reacción a temperaturas cercanas a los 285°C.

En las Figuras 3.10 se muestra el comportamiento de la conversión para diferentes temperaturas de ingreso del fluido calefactor al reactor (se utilizó un caudal de 100 kmol/hr de fluido térmico para las simulaciones. Este valor no es definitivo, sino que se empleó para observar el comportamiento de la conversión).

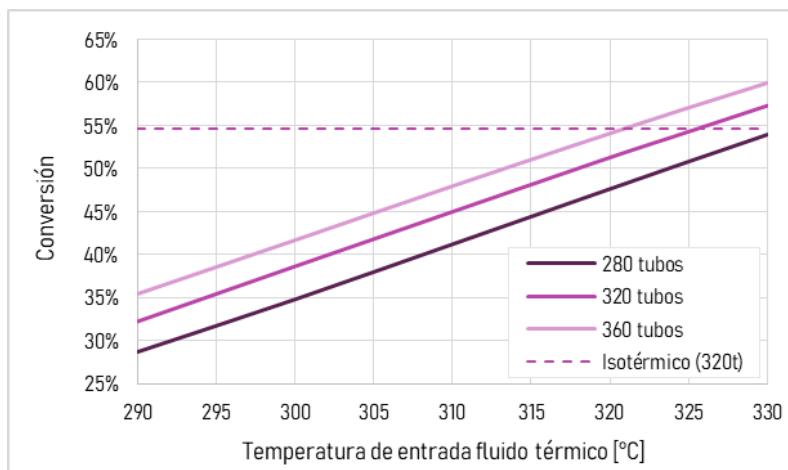
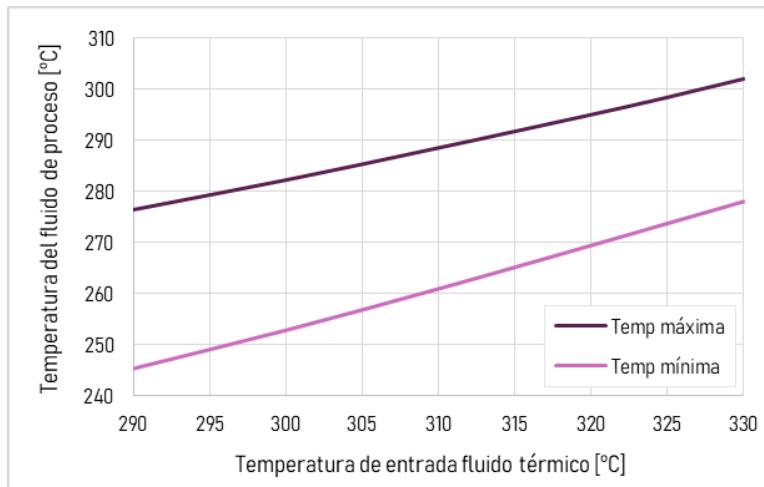


Figura 3.10 - Conversión en función de la temperatura de entrada del fluido térmico.

Como se puede apreciar, la conversión del etanol es mayor cuando el fluido calefactor ingresa a la coraza a temperaturas más elevadas. Esto se debe a que la diferencia de temperaturas de ambas corrientes aumenta con la temperatura de entrada, lo que incrementa la fuerza impulsora de la transferencia de calor. En consecuencia, hay mayor el flujo de calor desde el fluido térmico hacia la corriente de proceso, incrementando su temperatura y con ella, la conversión (este análisis se efectuó previamente con la Figura 3.3). Asimismo, temperaturas bajas del aceite térmico implican bajas velocidades de reacción a medida que se avanza en el reactor, y en consecuencia, menores conversiones.

Para alcanzar conversiones cercanas a la de la operación isotérmica, es necesario ingresar el fluido auxiliar a una temperatura de por lo menos 320°C. Sin embargo, la utilización de altas temperaturas supone un efecto colateral que debe ser tenido en cuenta: como la circulación de los fluidos está simulada en cocorriente, se da un aumento importante de temperatura a la entrada del reactor, que luego va descendiendo a medida que la mezcla recorre el largo de los tubos.

Para retratar este efecto, en la Figura 3.11 se grafican las temperaturas máxima y mínima que alcanza la mezcla reactiva dentro del reactor. Estos valores no varían de forma significativa cuando se modifica el volumen del reactor.



Nota: los valores graficados en esta figura se calcularon a partir de un caudal de fluido térmico de 100 kmol/hr. Este caudal no es definitivo para el diseño del reactor, sino que fue establecido con fines demostrativos. Las temperaturas mínima y máxima también pueden variar dependiendo del caudal de fluido calefactor utilizado en la simulación.

Figura 3.11 - Temperatura mínima y máxima de proceso en función de la temperatura de entrada del fluido térmico.

Tal como se mencionó en capítulos previos, el catalizador presenta una mayor propensión a desactivarse cuando se lo somete a temperaturas por encima de los 300°C. Para evitar este escenario, se establece un margen de seguridad de 10°C, lo que significa que el fluido de proceso en ningún momento puede superar los 290°C, poniendo especial atención a la entrada del reactor donde se registran los valores máximos. De esta manera se puede prolongar la vida útil del catalizador, manteniendo su actividad por un mayor período de tiempo.

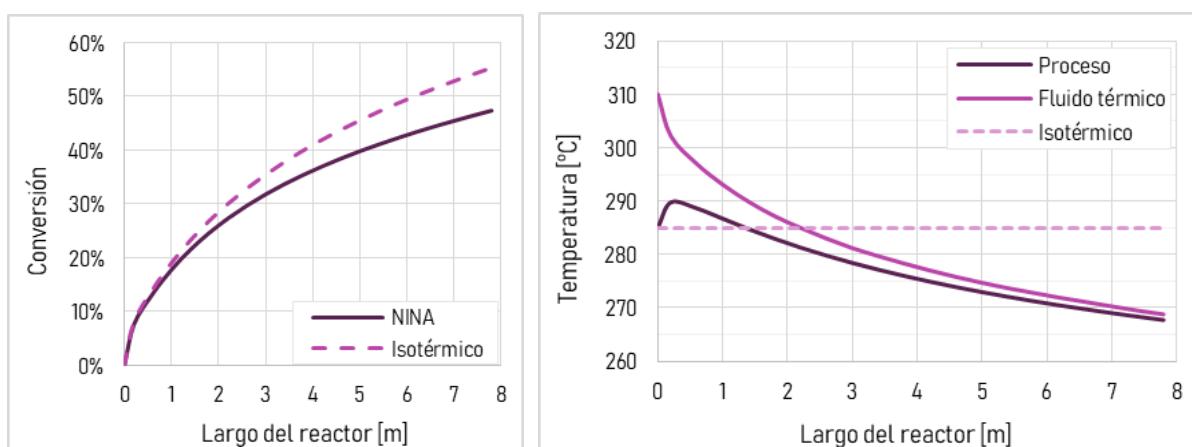
Por su parte, las bajas temperaturas no son deseables ya que ralentizan la reacción. Se fija adicionalmente una cota mínima de temperatura en 260°C, procurando que la reacción no se lleve adelante en condiciones de menor temperatura para no desfavorecer la formación de acetaldehído.

A continuación se presentan los resultados de la simulación para diferentes combinaciones de caudal y temperatura del fluido térmico. En todos los casos la temperatura mínima se encuentra por encima de los 260°C. Se empleó un reactor con un total de 320 tubos de 2" DN Sch 40 y 8 metros de largo.

Tabla 3-6. Conversión y temperatura máxima para diferentes combinaciones de caudal y temperatura del fluido térmico.

$Q_{FT} \downarrow$	$T_{FT} \rightarrow$	305°C	310°C	315°C
80 kmol/hr		32,3% 285,5°C	35,8% 287,9°C	39,7% 290,6°C
100 kmol/hr		39,2% 286,3°C	42,3% 289,2°C	46,7% 292,1°C
120 kmol/hr		43,6% 287,1°C	47,3% 290°C	50,9% 293,4°C
140 kmol/hr		47,1% 287,7°C	50,7% 291°C	54,2% 294,3°C

Como se puede ver en la tabla, sí el fluido térmico ingresa a la coraza con un caudal de 120 kmol/hr (aproximadamente 48.000 kg/hr) y a una temperatura de 310°C se alcanza la máxima conversión sin sobrepassar el límite de temperatura impuesto. A continuación, en la Figura 3.12, se muestra el perfil de temperatura de ambos fluidos, así como la conversión del etanol en los distintos puntos del reactor.



Figuras 3.12 - Perfiles de conversión y temperatura para la operación NINA (e isotérmica).

La conversión al operar el reactor de forma NINA se mantiene similar a la del caso isotérmico para los primeros metros, donde la temperatura se eleva producto del intercambio energético con el fluido calefactor. Al avanzar la reacción, su carácter endotérmico provoca un descenso en la temperatura, lo que hace que se alcancen conversiones menores en comparación con la operación isotérmica.

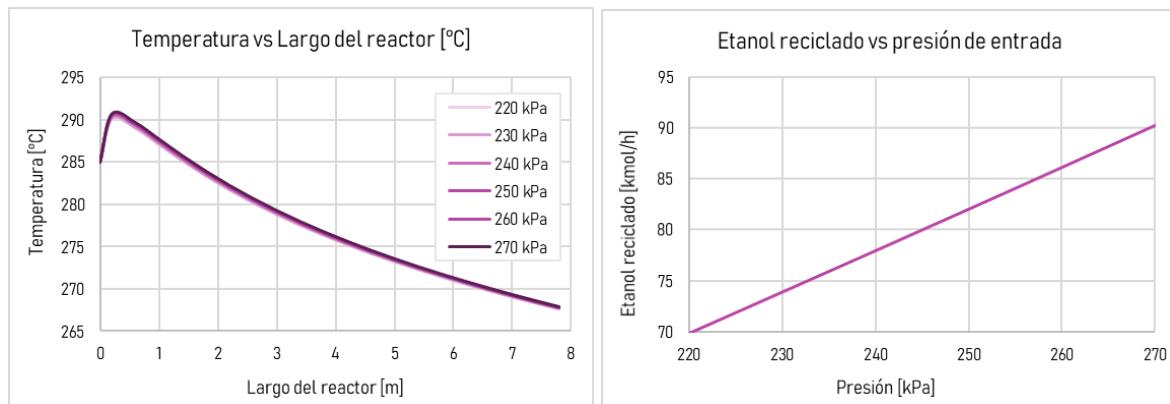
Es importante aclarar que el simulador no permite realizar simulaciones de reactores con los fluidos circulando en contracorriente. Sin duda este análisis resulta de mucho interés, ya que el punto de mayor temperatura del fluido térmico coincide con el más frío de la mezcla reactiva, y viceversa. De esa forma, el intercambio energético podría realizarse de modo mucho más

eficiente y manteniendo la temperatura por más tiempo cercana al valor óptimo. De ser así, con los mismos parámetros escogidos en cocorriente se podrían alcanzar mayores conversiones.

3.3.2.5.3 Análisis de sensibilidad paramétrica

Un reactor es sensible a un parámetro de operación si un cambio pequeño en dicho parámetro provoca un gran cambio en las condiciones de temperatura y concentración del reactor. En una reacción endotérmica que se lleva a cabo en un reactor tipo tubular, se puede dar la existencia de puntos de baja temperatura que pueden provocar el apagado de la reacción, por lo que para obtener un diseño seguro se debe analizar a qué parámetros es sensible el reactor.

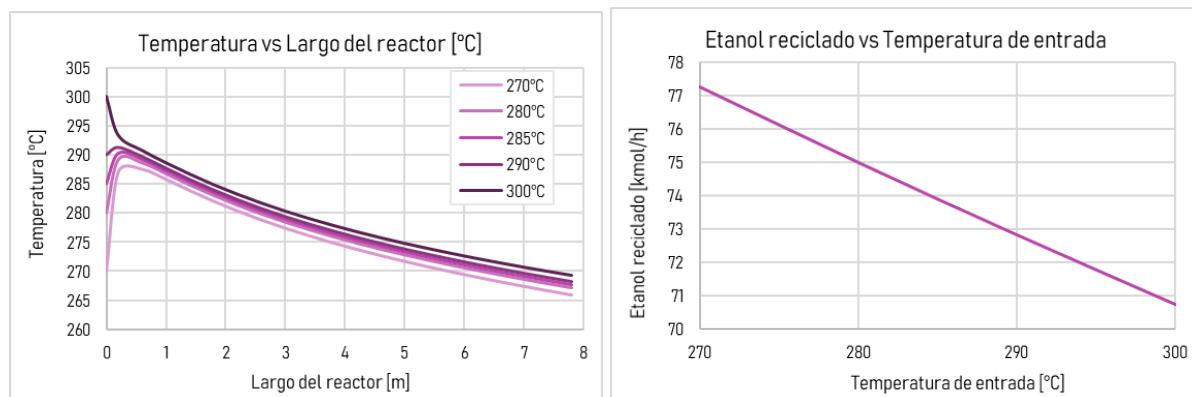
❖ Presión de entrada



Figuras 3.13 - Perfil de temperatura y etanol reciclado para distintas presiones de operación.

Ante pequeñas variaciones en la presión de entrada el perfil de temperatura no presenta variaciones considerables, sin embargo, a mayores presiones la conversión disminuye y por ende el caudal de etanol reciclado crece.

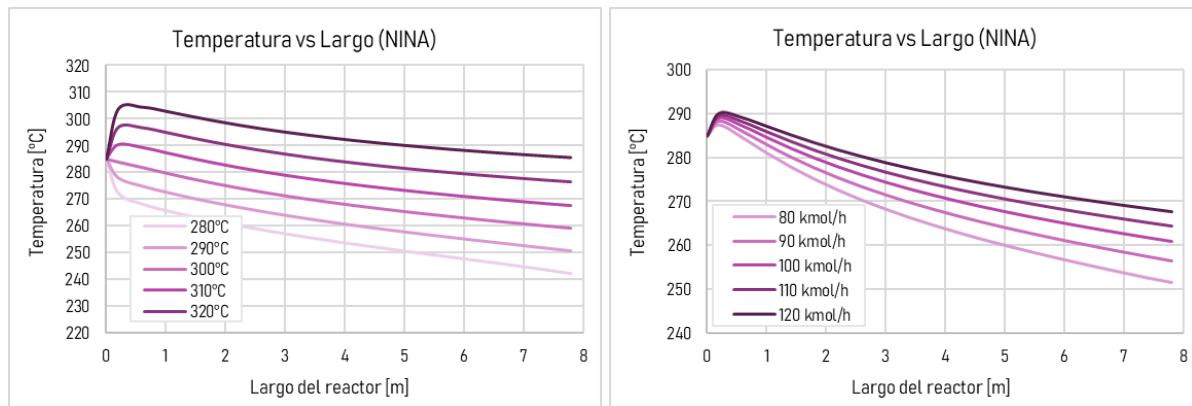
❖ Temperatura de entrada



Figuras 3-14. Perfiles de temperatura y etanol reciclado para distintas temperaturas de entrada.

Los cambios en la temperatura de entrada tienen impacto en el perfil de temperatura a lo largo del reactor. A medida que la temperatura aumenta, la temperatura media en el reactor también crece, produciendo una mayor conversión y como consecuencia un menor caudal de etanol en el reciclo.

❖ Caudal y temperatura de fluido calefactor



Figuras 3-15. Perfil de temperatura para distintos caudales y temperaturas de fluido calefactor

Ante aumentos de caudal o temperatura de fluido calefactor la temperatura dentro del reactor aumenta, produciendo una mayor conversión y por ende un menor caudal de reciclo.

3.3.2.6 Características geométricas y condiciones operativas del reactor

3.3.2.6.1 Dimensiones y materiales del reactor

En función de lo expuesto en los apartados previos, se simuló el proceso estudiado bajo diferentes condiciones operativas, hasta encontrar la combinación de parámetros considerada más conveniente por cumplir con las siguientes condiciones:

- Producción de la cantidad requerida de acetaldehído, considerando capacidad instantánea (25.000 toneladas anuales).
- Velocidad superficial de fluido tal que se pueda asegurar régimen turbulento ($Re > 1000$).
- Presión de entrada tal que la presión a la salida, considerando la pérdida de carga, sea superior a la presión atmosférica. Se adoptó un margen de seguridad de 0,5 barg, de modo de evitar vacío en la corriente efluente.
- Operación del reactor en niveles de conversión que favorezcan la selectividad hacia el producto deseado.
- Diseño del sistema de intercambio de calor con el fluido calefactor que circula por la coraza, de forma que la temperatura en ningún punto del reactor sea menor que 265°C, además de impedir la formación de puntos de apagado.

- Uso de tubos de diámetro y longitud estandarizados para minimizar los costos de inversión y facilitar su adquisición. Utilizar tubos de longitud diferente a las estándar supone una inversión de tiempo y recursos en los procesos de corte, además de que se incurre en la generación de residuos metálicos.

De esta forma, se llegó a un diseño preliminar de reactor que cumple con los requerimientos enunciados, y cuyos parámetros se detallan en la Tabla 3-7.

Tabla 3-7. Dimensiones y parámetros operativos del reactor

Temperatura de entrada al reactor	285	°C
Temperatura de salida del reactor	268	°C
Presión de entrada al reactor	207	kPa
Caída de presión en el reactor	57	kPa
Número de tubos	320	-
Diámetro de los tubos (interno)	0,0525	m
Diámetro de los tubos (externo)	0,0603	m
Número de pasos por los tubos	1	-
Largo de los tubos	8	m
Volumen del reactor	5,5	m ³
Temperatura de entrada del fluido calefactor	310	°C
Caudal de fluido calefactor	120	kmol/hr
Conversión del reactor	47,3	%

Contar con un reactor de tubo y coraza de un solo paso por los tubos, con un determinado largo y número de tubos, es equivalente a un equipo de dos pasos por los tubos, donde cada uno tiene la mitad del largo original. En reactores con una configuración de múltiples pasos por los tubos, el fluido de proceso recorre el largo del reactor tantas veces como número de pasos se defina.

3.3.2.6.2 Sobredimensionamiento del reactor: efectos no considerados

Los datos reportados en la Tabla 3-7 corresponden al diseño más conveniente encontrado al efectuar la simulación con un modelo de flujo ideal. El modelo en cuestión realiza ciertas omisiones que pueden ser de importancia en el proceso real, y que deben ser tenidas en cuenta en el dimensionamiento del reactor.

En primer lugar, en el balance de materia realizado en el capítulo 2 se detalló que la entrada de alimentación fresca proveniente de la planta de bioetanol consiste en una mezcla azeotrópica etanol-agua. Por su parte, las etapas de separación para el tratamiento de los productos de

reacción pueden suponer el agregado de un caudal adicional de agua que se mezcla con el etanol no reaccionado. Sabiendo que la separación completa de la mezcla azeotrópica encarece notablemente el proceso, se contempla que la corriente re-alimentada al reactor contenga además un porcentaje de agua no despreciable.

Por otro lado, se sabe que la formación de cantidades apreciables de acetaldehído en presencia de etanol puede dar lugar a la aparición de acetato de etilo como subproducto. Si bien se trata de un compuesto de gran interés en la industria química, a los fines de este proceso puede considerarse como un producto no deseado, que reduce la selectividad hacia el acetaldehído y supone la necesidad de incorporar un esquema de separación más exhaustivo luego de la etapa de reacción. El análisis cinético y el diseño del reactor se realizaron sin tener en cuenta la formación de acetato de etilo. Aunque en las condiciones seleccionadas se consigue una conversión de etanol del 47,3%, favorables para la selectividad hacia el acetaldehído, la aparición de acetato de etilo puede ocurrir y no debe despreciarse por completo.

Otro de los efectos que puede presentarse en los reactores de lecho fijo es la aparición de efectos dispersivos, ya sea en la dirección axial o en la radial. Para evaluar la importancia de los mencionados fenómenos se debe recurrir a modelos bidimensionales para los balances de materia y energía, que deben resolverse empleando simuladores con un esquema de cálculo más robusto que el utilizado en este estudio preliminar:

- El balance bidimensional de energía involucra un término para la conductividad efectiva del lecho en la dirección radial, que permite estudiar la formación de perfiles de temperatura en función del radio tubular. Los gradientes radiales de temperatura suelen ser considerables en los lechos llenos, especialmente cuando se trabaja con diámetros muy grandes. Incluso cuando el material sólido del catalizador presenta una elevada conductividad térmica, la presencia de fluido a su alrededor limita notablemente la transferencia de calor conductiva en el lecho.
- La presencia de gradientes radiales de temperatura dará lugar también a una variación radial de la concentración, que deberá ser tenida en cuenta en el balance bidimensional de masa, afectada por un coeficiente de dispersión radial.
- En reactores no muy largos, puede darse la aparición de cierto grado de retromezclado por dispersión axial, contrario al sentido de flujo. El coeficiente de dispersión se calcula a partir del número de Peclet (Pe). Este fenómeno hidrodinámico dará menores conversiones que las calculadas asumiendo flujo ideal.

Finalmente, debe recordarse que los catalizadores de cobre son susceptibles a la desactivación a temperaturas por encima de los 250°C, acentuándose los efectos al superar los 300°C. Como se mencionó previamente, el agregado de compuestos de cromo mejora sustancialmente la

estabilidad térmica del catalizador. En un estudio sobre la actividad de este tipo de catalizadores en la reacción estudiada, Church y Joshi [3,4] demostraron que se producía una desactivación de aproximadamente el 15% en un período de 24 horas. Estudiaron que la regeneración mediante la circulación de una corriente de aire caliente a menos de 400°C durante una hora permitía recuperar la actividad inicial, incluso luego de varios ciclos operativos. Si bien no existe un consenso definido entre los autores de la bibliografía especializada respecto al fenómeno de desactivación de estos catalizadores, los estudios de Church y Joshi son tomados como referencia en múltiples trabajos sobre esta reacción.

Para tener en consideración estos efectos que son despreciados en el modelo de diseño, se opta por sobredimensionar el reactor en 0,5m³ (9% del volumen calculado), de forma de tener un volumen final de 6m³. De este modo, se intentan mitigar los efectos adversos que puedan acarrear sobre la producción deseada de acetaldehído.

Esta decisión introduce la necesidad de incrementar el caudal de fluido calefactor que circula por la coraza, ya que ahora se considera un caudal másico de alimentación mayor al del cálculo inicial. Dado que el caudal del reactor sobredimensionado es un 6% mayor al diseñado inicialmente, se propone incrementar en el mismo porcentaje el flujo de fluido calefactor.

Al recalcular los parámetros constructivos del reactor, se obtienen los valores de la Tabla 3-8. Sin modificar el largo ni el diámetro de los tubos, se utiliza como variable de ajuste el número de tubos. También se verifica que la caída de presión se mantenga dentro de los límites establecidos, sabiendo que se alimenta al reactor un caudal mayor debido al contenido de agua. Asimismo, se considera que la conversión del reactor no se modifica, sino que el motivo del sobredimensionamiento es contrarrestar los efectos omitidos.

Tabla 3-8. Dimensiones y parámetros operativos del reactor sobredimensionado.

Presión de entrada al reactor	230	kPa
Caída de presión en el reactor	75	kPa
Número de tubos	346	-
Volumen del reactor	6	m ³
Caudal total de entrada al reactor	6750	kg/hr
Caudal de etanol fresco alimentado	2995	kg/hr
Caudal de etanol recirculado	3329	kg/hr
Caudal de fluido calefactor	128	kmol/hr

Al contemplar tanto el agua que ingresa en la mezcla azeotrópica como el etanol adicional que se convierte a acetato de etilo, hay un caudal másico mayor ingresando al reactor. Esto provoca que

la caída de presión aumente. Por ende, la presión de entrada al reactor debe incrementarse para cumplir con el requisito establecido para la presión de la corriente de salida.

3.3.2.6.3 Diámetro de la coraza

Para la determinación del diámetro de la coraza se utiliza la correlación 3.18, donde los parámetros K_1 y n son propios de la forma en la que se dispone el arreglo de tubos (triangular o cuadrada, Figura 3.16) y del número de pasos por los tubos.

$$D_{coraza, interno} = d_{tubo, externo} \left(\frac{N_{tubos}}{K_1} \right)^{\frac{1}{n}} \quad (3.18)$$

Los diámetros de coraza resultantes para los dos tipos de arreglos, y para uno y dos pasos del fluido de proceso por los tubos se muestran en la Tabla 3-9. Se observa que todos los valores obtenidos se encuentran dentro de un mismo rango de tamaños, entre los 1,6 y 1,8 metros.

Los arreglos triangulares ofrecen un diseño más compacto del reactor, ya que se minimiza la distancia entre los tubos. Esto repercute en mayores coeficientes de transferencia de calor. Además, su implementación es preferida en reactores donde la caída de presión es elevada.

Por su parte, los arreglos cuadrados o en cuadro se utilizan especialmente en ocasiones donde se requiere una limpieza constante de los tubos. Además, facilita la limpieza también en el lado de la coraza.

Tabla 3-9. Diámetro de coraza para distintas configuraciones de tubos.

	Nº pasos	K_1	n	Diámetro de coraza [m]
Triangular	1	0,319	2,14	1,63
	2	0,249	2,207	1,65
Cuadrado	1	0,215	2,207	1,76
	2	0,156	2,291	1,79

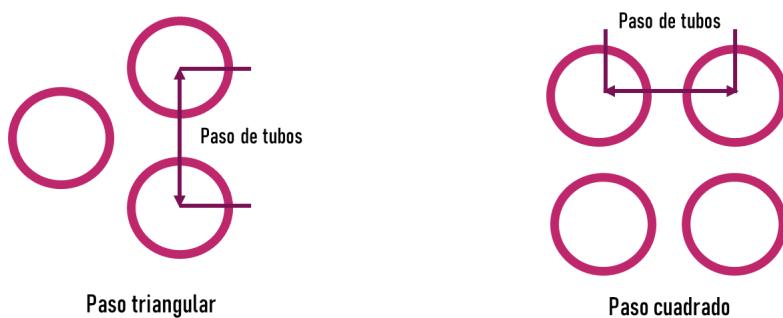


Figura 3.16 - Disposición de los tubos en arreglo triangular y cuadrado.

Las especies que componen el fluido de proceso no suponen un cuidado demasiado exhaustivo del interior de los tubos, sumado al hecho de que al estar llenos de catalizador, su limpieza supondría tiempos excesivos que atentan contra el funcionamiento de la planta. Por lo tanto, se optará por un arreglo de tubos triangular, que adicionalmente representa un diseño levemente más compacto.

3.3.2.6.4 Carga de catalizador

El dimensionamiento del reactor se realizó a través del simulador, el cual permite incorporar las características y propiedades del catalizador necesarias para simular una reacción en un lecho fijo. Por ese motivo, los balances se resuelven numéricamente contemplando la velocidad observada y la cinética planteada por Peloso. De esta forma, el reactor resultante ya tiene en consideración todos estos factores.

Una vez definidos los parámetros geométricos, constructivos y operativos del reactor, se debe calcular la carga de catalizador necesaria para el adecuado rendimiento del mismo. Es de suma importancia disponer de la cantidad suficiente de catalizador para asegurar los niveles de producción requeridos. La masa de sólido catalítico precisado se estima con la expresión 3.19.

$$W_{catalizador} = V_{reactor} \rho_{partícula} (1 - \varepsilon_b) \quad (3.19)$$

Con los datos de las Tablas 3-3 y 3-8 se estima una carga de catalizador de **6450 kg**. Como el catalizador estará dispuesto dentro del haz de tubos, se deberá estudiar su integridad mecánica mediante el soporte con bafles o placas deflectoras de material y espesor adecuados. Adicionalmente, el reactor en todo su conjunto se deberá emplazar sobre una estructura correctamente fundada, de modo de soportar todo su peso, minimizando el riesgo mecánico.

3.3.2.6.5 Aislamiento térmico del reactor

A fin de minimizar los costos energéticos que implica el uso de un reactor NINA, se considera la posibilidad de aislar el reactor para atenuar las pérdidas de calor hacia el ambiente. En el caso bajo estudio, se tiene una temperatura elevada en el reactor, lo que conlleva a una alta diferencia de temperatura con el medio, esto se ve reflejado en una gran fuerza impulsora que llevará a que las pérdidas de calor sean grandes.

Para definir un aislante térmico, se debe considerar la capacidad del mismo para disminuir la transferencia de calor, cuyo valor se mide como una resistencia térmica que se corresponde con el cociente entre el espesor y la conductividad térmica del material, cuanto mayor sea su valor mayor es la capacidad del aislante. A continuación, se presentan algunos de los materiales aislantes más utilizados.

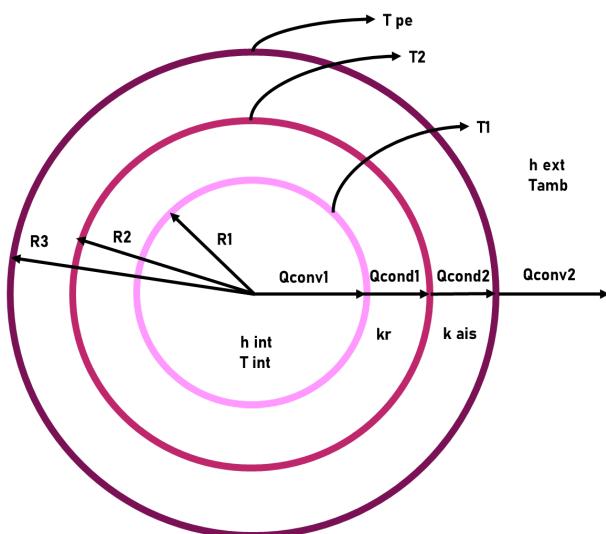
Tabla 3-10. Propiedades de algunos materiales aislantes.

Material aislante	Conductividad térmica [W/ m K]	Emisión de CO ₂ [kg CO ₂ / kg]	Precio (€/kg)
Lana de vidrio	0,034	10,73	6,20
Arcilla expandida	0,08	2,78	15
Poliestireno expandido	0,037	18,18	12,51
Fibra de madera	0,036	1,89	20
Vidrio celular	0,048	8,30	50

Se selecciona como material aislante la lana de vidrio, a partir de lo observado en la Tabla 3-10. Este material es el menos costoso, y con menor conductividad térmica, además, para la cantidad utilizada en el proceso la emisión de CO₂ al ambiente no será significativa.

El aislante también es utilizado como una medida de seguridad para los operarios de la planta, ya que teniendo un reactor trabajando a alta temperatura, su temperatura de pared externa será elevada y esto puede llevar a quemaduras graves. Por lo tanto, el aislante debe tener un espesor mínimo que asegure una temperatura de pared externa segura que no genere lesiones por contacto. La misma se definirá en 40°C para poder calcular el espesor necesario.

Si se plantea un balance de calor desde el interior del reactor, hacia el medio, teniendo en cuenta que la transferencia de calor es estacionaria y unidimensional dado que se tiene simetría térmica con respecto a la línea central y no varía en la dirección axial por lo tanto T=T(R), la conductividad térmica es constante y no hay generación de calor. Un esquema de los fenómenos interviniéntes se muestra en la Figura 3.17.

**Figura 3.17** – Esquema del balance de calor en el reactor con aislante

En la Figura 3.17 podemos observar las siguientes referencias:

R1	radio interno del reactor	T_{pe}	temperatura externa del aislante
R2	radio externo del reactor	T_{amb}	temperatura del ambiente circundante
R3	radio externo del aislante	h_{int}	coeficiente de transf. de calor del medio
T1	temperatura de pared interna del reactor	k_r	conductividad térmica del acero del reactor
T2	temperatura de pared externa del reactor	k_{ais}	conductividad térmica del aislante

El balance en estado estacionario resulta:

$$Q_{convección, 1} = Q_{conducción, 1} = Q_{conducción, 2} = Q_{convección, 2}$$

Definiendo cada flujo de calor:

$$Q_{convección, 1} = h_{int} 2\pi R_1 L_{reactor} (T_{int} - T_1)$$

$$Q_{conducción, 1} = 2\pi k_r L_{reactor} \frac{(T_1 - T_2)}{\ln(R_2/R_1)}$$

$$Q_{conducción, 2} = 2\pi k_{ais} L_{reactor} \frac{(T_2 - T_{pe})}{\ln(R_3/R_2)}$$

$$Q_{convección, 2} = h_{ext} 2\pi R_3 L_{reactor} (T_{pe} - T_{amb})$$

Para resolver el balance, se asume que la resistencia a la conducción de calor en la pared del reactor es despreciable, ya que la conductividad del material de la coraza es muy elevada al tratarse de una aleación de metales, por lo tanto, se puede asumir que la transferencia de calor entre la pared interna y externa del reactor se da de manera instantánea, pudiendo considerar entonces $T_1=T_2$.

Ahora bien, la convección interna surge por la diferencia de temperatura entre la pared interna del reactor, es decir de la coraza, y la temperatura en el interior de la misma, esta temperatura se corresponde con la del fluido calefactor. Para resolver el balance, se asume que la temperatura en la pared interna es igual a la temperatura del fluido calefactor, es decir $T_{int} = T_1$. Para situarnos en el caso más desfavorable, se considera la temperatura interna como la máxima posible para el fluido calefactor, y si el reactor es seguro para esta condición, lo será para las temperaturas menores, resultando entonces $T_{int} = T_1 = 310^{\circ}\text{C}$. Por último, se selecciona una temperatura ambiente de 25°C . Teniendo en cuenta dichas consideraciones, el balance a resolver resulta

$$Q_{conducción, 2} = Q_{convección, 2}$$

$$2\pi k_{ais} L_{reactor} \frac{(T_2 - T_{pe})}{\ln(R_3/R_2)} = h_{ext} 2\pi R_3 L_{reactor} (T_{pe} - T_{amb}) \quad (3.20)$$

A partir de correlaciones, se puede hallar el coeficiente externo de transferencia de calor para las condiciones impuestas y las dimensiones del reactor. Se emplean correlaciones para el número de Nusselt, cuya forma general es:

$$Nu = \frac{h L_c}{k}$$

Donde k es la conductividad térmica del aire y L_c la longitud característica, que se define para un cilindro horizontal como el diámetro del mismo, es decir el diámetro de la coraza.

Para hallar el coeficiente se emplea la correlación recomendada por Churchill y Chu, en donde todas las propiedades del fluido (aire) deben evaluarse a la temperatura de película , $T_f = \frac{1}{2} (T_{pe} + T_{amb}) = 32,5^\circ C$

$$Nu = 2 + \frac{0.589 Ra^{1/4}}{\left[1 + (0.469/Pr)^{9/16}\right]^{4/9}} \quad (3.21)$$

El número de Rayleigh es el producto entre los números de Prandtl y Grashof, y por sí mismo, puede considerarse como la razón de las fuerzas de flotabilidad y las difusividades térmicas y de cantidad de movimiento.

$$Ra = Pr \frac{g \beta (T_{pe} - T_{amb}) L_c^3}{v_{aire}^2} \quad (3.22)$$

Donde g es la gravedad, β es el coeficiente de expansión volumétrica ($1 / T_f [K]$), y v_{aire} es la viscosidad cinemática del aire. El número de Prandtl puede ser obtenido de la bibliografía. Considerando entonces, para resolver las mencionadas ecuaciones, los siguientes valores de constantes a la temperatura de película:

$$g = 9,8 \text{ m/ s}^2$$

$$Pr = 0,7275$$

$$\beta = 0,00327 \text{ 1/K}$$

$$k_{aire} = 0,026065 \text{ W/m K}$$

$$v_{aire} = 1,6315 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

Resolviendo la ecuación 3.22 resulta un valor de $Ra=5,084 \times 10^9$. Reemplazando este valor en la correlación para el Nusselt (3.21) se obtiene un valor de $Nu=123,7$. Teniendo este valor, y

considerando la conductividad del aire a la temperatura de película, y la longitud característica como el diámetro de coraza, se calcula el coeficiente de transferencia de calor externo.

$$h_{ext} = 2,053 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Finalmente, se resuelve el balance de calor planteado en (3.20), se despeja R_3 que se corresponde con el radio total del reactor si se incluye el aislante, por lo tanto realizando la diferencia entre este valor y el radio de la coraza, se define el espesor del aislante.

$$e_{ais} = 0,264 \text{ m} = 26,4 \text{ cm}$$

3.3.2.6.6 Número de reactores

En su estudio, Church y Joshi proponen la disposición a escala industrial de dos reactores de lecho fijo en paralelo, que operen alternadamente durante un día. Transcurridas 24 horas de operación de uno de los reactores, se corta el suministro de etanol para dar lugar a la regeneración del catalizador con aire caliente, al mismo tiempo que se pone en funcionamiento del otro reactor. De esta manera, se logran niveles suficientemente altos de actividad catalítica durante todo el período de operación, al mismo tiempo que se prolonga la vida útil del catalizador al no estar funcionando de manera continua.

La implementación de dos lechos idénticos supone un mayor costo de inversión al momento de ensamblar la planta, pero es comparativamente menos costosa en cuanto a la operación diaria. Existen alternativas sumamente interesantes y de mayor complejidad en cuanto al diseño, como los lechos fluidizados, que trabajan con una corriente continua tanto de fluido de proceso como de catalizador. Operan de forma tal que se produzca un arrastre mecánico de las pastillas catalíticas, que son separadas a la salida del reactor para su regeneración y posterior reingreso al reactor. Estos reactores suponen un mayor costo operativo y de mantenimiento.

Es importante remarcar que esta etapa consiste en un diseño preliminar de la planta y de todos sus equipos, por lo que están sujetos a posteriores modificaciones en caso de que se siga adelante con el proyecto. En caso de que así sea, será necesario realizar ensayos experimentales sobre la desactivación del catalizador, para determinar si el arreglo de reactores en paralelo es suficiente para lograr los niveles de producción requeridos, o si se deberá optar por algún reactor de mayor complejidad.

3.3.3 Sistema de control

Los sistemas de control se aplican en los procesos industriales para monitorear las variables de interés en el proceso y efectuar acciones que las mantengan en el rango deseado, de manera manual o automática.

Un sistema de control se compone de distintos instrumentos dispuestos en forma de lazo de control con el objetivo de sensar y controlar una variable del proceso. Las señales medidas atraviesan todos los elementos del lazo.

Como se puede observar en la Figura 3.18, en primer lugar, se realiza la medición de la variable de interés y se compara con el valor deseado para esa variable. La diferencia entre los dos valores se conoce como error y es la señal que se alimenta en el controlador. Según el error obtenido, el controlador envía una señal hacia la válvula para que regule el caudal que se alimenta al proceso de forma tal de que el valor medido coincida con el deseado. El sistema puede presentar perturbaciones que generan que la variable de interés se aleje del valor deseado y es trabajo del controlador contrarrestar estos efectos.

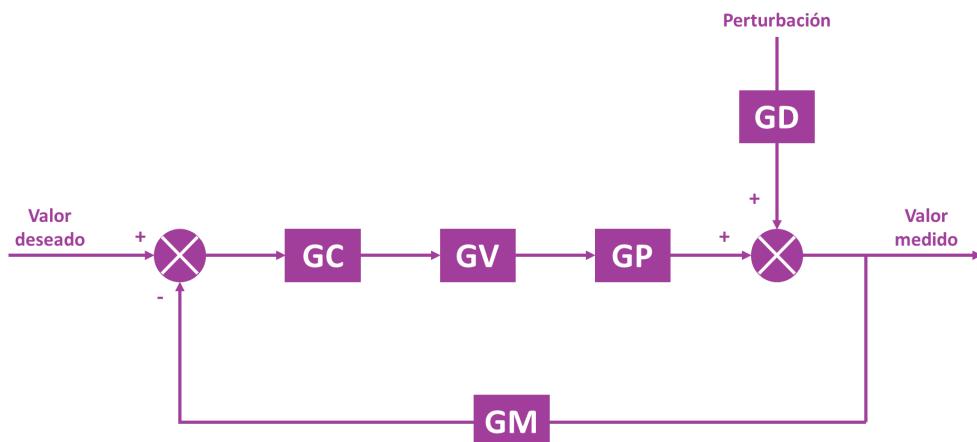


Figura 3.18 - Diagrama en bloques de un lazo de control genérico.

Las funciones de transferencia relacionan la entrada al elemento con la salida en el campo transformado y tienen en cuenta su dinámica y ganancia.



Figura 3.19 - Función de transferencia

Tanto la entrada como la salida suelen expresarse en términos de las variables de apartamiento, es decir, la diferencia entre el valor y el estado estacionario inicial. La función de transferencia correspondiente al proceso de la Figura 3.19, resulta:

$$\text{Función de transferencia} = \frac{Y'(s)}{X'(s)}$$

Los bloques representados en la Figura 3.18, simbolizan las funciones de transferencia de cada uno de los instrumentos y procesos incluidos en el lazo.

- GC es la función de transferencia del controlador
- GV es la función de transferencia de la válvula
- GP es la función de transferencia del proceso
- GD es la función de transferencia de la perturbación
- GM es la función de transferencia del elemento de medición

Para diseñar el sistema de control se deben definir los objetivos de control, las variables a medir, las variables a manipular y la configuración del lazo.

En este caso, se va a controlar la temperatura y la presión en el reactor y las temperaturas en los calentadores.

3.3.3.1 Control de temperatura

Se busca que la temperatura de operación del reactor no supere los 350 °C para que no sinterice el catalizador, pero a su vez que no sea menor que 220 °C para que la reacción sea selectiva hacia el acetaldehído y así obtener una mayor eficiencia en el proceso. Además, la implementación de este lazo es de suma importancia para controlar que la reacción no se apague, dado que se trata de una reacción endotérmica.

Para esto, se utiliza un lazo de control con realimentación negativa que sensa la temperatura a la salida del reactor y modifica el caudal de fluido calefactor que ingresa en la coraza para mantener la temperatura en el rango deseado.

Por otra parte, se controla la temperatura en los calentadores que están en la línea de la alimentación y en la del reciclo para poder obtener la temperatura necesaria en dichas líneas de proceso. Midiendo estas últimas y manipulando el calor entregado de la manera que sea correspondiente en relación a cuál sea la fuente de energía, por ejemplo, el caudal de fluido calefactor o regulando la intensidad de una resistencia, se logra mantener la temperatura de las líneas en la deseada. Es decir, se utiliza un lazo de control con realimentación negativa que sensa la temperatura de la línea de proceso y modifica el caudal del fluido calefactor encargado de calentar para mantener la temperatura de la línea en el rango deseado.

3.3.3.2 Control de presión

La presión a la entrada del reactor debe ser controlada para asegurar una presión de salida mayor a 1,5 atm teniendo en cuenta la pérdida de carga en el lecho, que como se mencionó anteriormente, resulta excesiva para presiones de entrada demasiado bajas. Sin embargo, se demostró que la reacción se ve termodinámicamente favorecida por las bajas presiones. Es por esto que resulta indispensable la incorporación de un lazo de control con realimentación

negativa que sensa la presión a la salida del reactor y modifica la apertura de la válvula neumática para ajustar el caudal de alimentación al reactor y que la presión sea la deseada.

En la Figura 3.20 se puede ver el diagrama tecnológico de la planta que incluye los sistemas de control mencionados anteriormente.

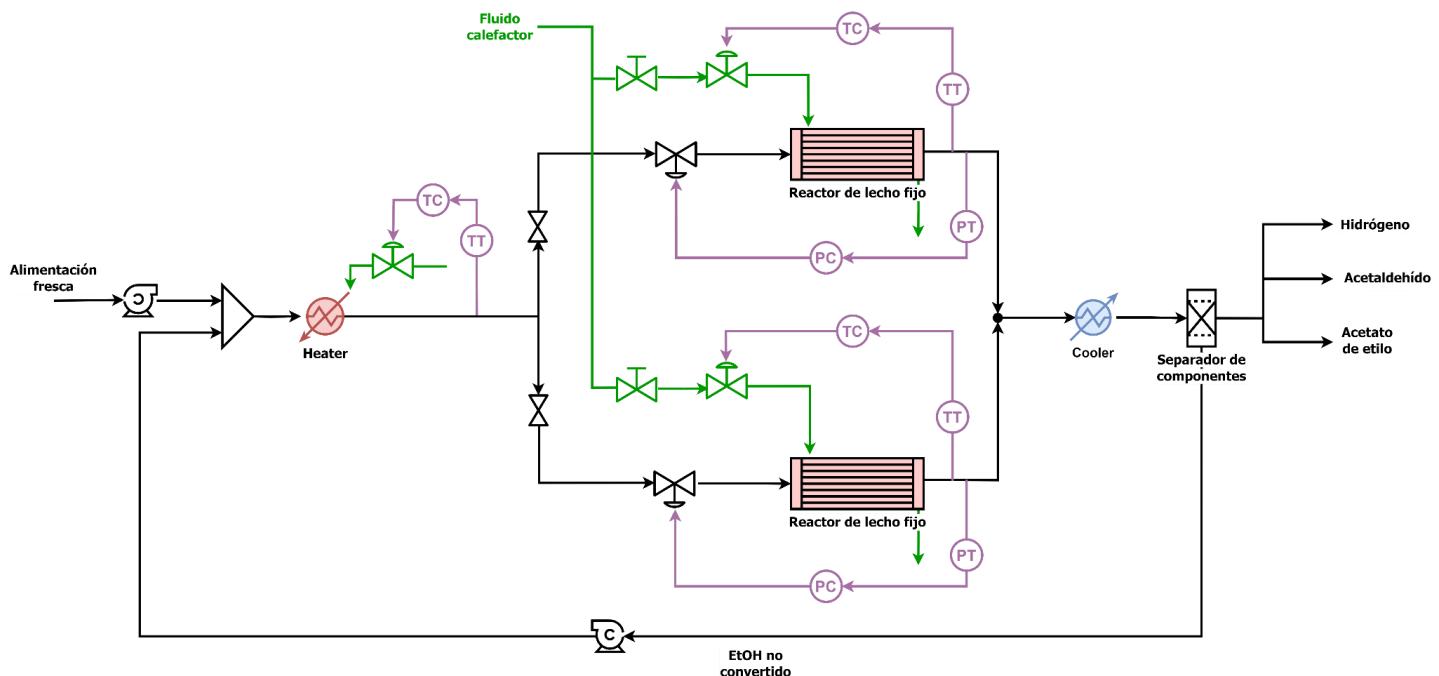


Figura 3.20 - Diagrama tecnológico del sistema de reactores con control incorporado.

3.4 Bibliografía

- [3.1] E. Carlson. *Don't Gamble With Physical Properties For Simulations*. Aspen Technology, Inc., 1996.
- [3.2] A. Peloso, M. Moresp, C. Mustachi, B. Soracco. *Kinetics of the Dehydrogenation of Ethanol to Acetaldehyde on Unsupported Catalysts*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 57, 1979.
- [3.3] S. Chenna Krishna, N. Supriya, Abhay K. Jha, Bhanu Pant, S. C. Sharma, Koshy M. George. *Thermal Conductivity of Cu-Cr-Zr-Ti Alloy in the Temperature Range of 300–873 K*. International Scholarly Research Network, 2012
- [3.4] J. M. Church, H. K. Joshi. *Acetaldehyde by Dehydrogenation of Ethyl Alcohol*. Industrial and engineering chemistry, 1951
- [3.5] Duratherm Heat Transfer Fluids. *Duratherm HF - Duratherm S*. Consultado en línea
- [3.6] DOW Chemical Company. *High-temperature heat transfer fluids DOWTHERM™ and SYLTHERM™*, catálogo 2020.
- [3.7] Pirobloc. *Sistema de fluido térmico: la guía completa*. Consultado en línea
- [3.8] M. P. Cano. *Aislantes térmicos: criterios de selección por requisitos energéticos*. Universidad Politécnica de Madrid, 2017
- [3.9] L. D. Schmidt. *The Engineering of Chemical Reactions*. Oxford University Press, 1998
- [3.10] J. M. Coulson, J.F. Richardson, R. K. Sinnott. *Chemical Engineering. Volume 6 Design*. Pergamon Press, 1983.
- [3.11] Y. A. Cengel, A. J. Ghajar. *Transferencia de calor y masa: Fundamentos y aplicaciones*. 4ta edición. McGraw Hill.

Estudio de factibilidad de producción de acetaldehído a partir de bioetanol

CAPÍTULO 4

Diseño del sistema de separación



4.1 Resumen ejecutivo

En el presente capítulo se detallan los equipos correspondientes al sistemas de separación y purificación que permitirán obtener los productos de valor comercial con sus correspondientes especificaciones de pureza.

El sistema de separación consta de los siguientes equipos: un separador flash, un absorbéedor y cinco torres de destilación. Adicionalmente, se introduce la necesidad de incorporar intercambiadores de calor, bombas, compresores y otros equipos auxiliares para acondicionar las corrientes antes de cada una de las operaciones de separación.

La secuencia de separadores se diseña a partir de la corriente efluente del reactor, que contiene una mezcla de acetaldehído, etanol, hidrógeno, agua y acetato de etilo. El producto principal de la planta, el acetaldehído, se obtiene con una pureza del 99,7% p/p. Asimismo, el hidrógeno gaseoso es separado hasta alcanzar una composición del 99,95% v/v, mientras que el acetato de etilo es recuperado con un 99,7% p/p. Estos tres compuestos, en las condiciones en las que abandonan la planta, ya se encuentran listos para ser comercializados.

Por otro lado, se separa el etanol no convertido para realimentarlo al reactor. De esta forma, la única corriente efluente sin valor comercial que abandona la planta está compuesta del agua que ingresa al sistema de reactores como parte de la mezcla azeotrópica etanol-agua, y cuyo contenido de etanol se convierte en productos.

En una primera instancia, la corriente efluente del reactor es enfriada de 268 a 50°C e ingresada en un separador flash. El vapor de tope de este equipo está compuesto mayoritariamente de hidrógeno y acetaldehído (los compuestos más volátiles), mientras que el líquido de fondo contiene etanol, acetato, agua y el restante de acetaldehído.

La corriente rica en hidrógeno se comprime luego hasta 600 kPa y se enfriá hasta 0,7°C con el fin de favorecer la separación en un absorbéedor que opera con etanol a contracorriente como solvente extractor, y del cual se obtiene por tope el hidrógeno en especificación.

Las corrientes de fondo tanto del separador flash como del absorbéedor son alimentadas a un primer destilador de platos que opera a presión atmosférica (T-101), donde se efectúa la recuperación total del acetaldehído por tope con una pureza de 99,7 % p/p. La separación del acetaldehído resulta sencilla en comparación al resto de los componentes ya que no forma azeótropos.

Para las especies restantes, se debe tener en cuenta la formación de múltiples azeótropos, en especial el ternario agua-acetato de etilo-etanol. En una segunda torre de destilación a presión

atmosférica (T-102), se obtiene todo el acetato de etilo con el mínimo contenido posible de agua y etanol.

Para poder finalmente separar el acetato de etilo en especificación, la corriente de tope de la torre T-102 es alimentada a una nueva columna rellena (T-103) junto con un caudal de DMSO que oficia de agente material de separación, y que es capaz de romper el azeótropo ternario. Esta torre opera a una presión de vacío de 15 kPa.

Finalmente, las corrientes de fondo de las columnas T-102 y T-103, que contienen etanol, agua y DMSO, ingresan a un sistema de dos nuevos destiladores, ambos operando a presión atmosférica. En el primero de ellos (T-104) se recupera por tope la mezcla azeotrópica de etanol y agua, que es luego dividida para ser recirculada tanto al reactor como al absorbéador.

La corriente de fondo ingresa a un último destilador. En él, se obtiene por fondo el DMSO con una pureza de 99,9% p/p, que es posteriormente realimentado a la torre T-103. Mientras tanto, por tope abandona la torre una corriente compuesta mayoritariamente por agua (99,9%) y algunas trazas menores de otros compuestos. La misma podrá ser dispuesta como efluente líquido, o bien, utilizada en otros equipos de la planta como fluido auxiliar.

El proceso de purificación propuesto se presenta en el **Anexo A: Diagrama de la Planta**, en un diagrama de flujo. Allí se especifican también las condiciones de presión, temperatura y composición de cada una de las corrientes que conforman la planta.

4.2 Objetivos del capítulo

En este capítulo se procederá a diseñar el sistema de purificación de la corriente proveniente del reactor, con el fin de cumplir los requisitos comerciales establecidos. Se determinará la secuencia de separación más adecuada, tomando como referencia las detalladas en trabajos similares y en bibliografía específica del proceso.

Se definirán los equipos necesarios para cada etapa del proceso de separación y sus especificaciones constructivas. En la etapa de diseño se expondrán diferentes alternativas industriales, que se simularán usando el software *Honeywell Unisim Design* y de la cual se extraerán conclusiones sobre su conveniencia.

4.3 Fundamento teórico

4.3.1 Caso de estudio

La mezcla gaseosa efluente del sistema de reactores diseñado en el capítulo 3 está conformada por las siguientes especies: etanol, acetaldehído, hidrógeno, acetato de etilo y agua.

A excepción del hidrógeno, que es gaseoso, el resto de los compuestos son líquidos a temperatura ambiente y presión atmosférica, con puntos de ebullición relativamente bajos en términos industriales. El agua, que es el compuesto menos volátil, ebulle a 100°C cuando la presión es de 1 atm.

De esta forma, la totalidad de las corrientes que circularán por la planta serán gaseosas y/o líquidas. En este contexto, resulta conveniente definir y diferenciar los principales procesos de separación de sistemas de esta naturaleza.

El objetivo primordial del diseño de la etapa de separación es encontrar el conjunto de equipos y procesos más eficiente que garantice la producción deseada de acetaldehído con su correspondiente especificación de pureza.

Adicionalmente, como el producto de interés se encuentra mezclado junto a otras especies, es vital lograr que las mismas también cumplan con sus respectivos requerimientos, ya sea como productos secundarios, corrientes efluentes, reciclos materiales, entre otros.

4.3.2 Separación por transferencia de masa

Para lograr que la separación se lleve a cabo, es necesaria la existencia de dos fases en equilibrio. La transferencia de masa es el principal mecanismo por el cual se da la separación en sistemas

gas-líquido. Para que esto efectivamente ocurra debe existir una fuerza impulsora dada por la diferencia de potenciales químicos entre las distintas fases, y que está controlada por la termodinámica del equilibrio.

La transferencia de masa ocurre en la interfaz formada por ambas fases, por lo que una elevada área interfacial y un mezclado íntimo proporcionarán un mayor contacto, lo que a su vez acelerará la separación y la llegada del sistema al estado de equilibrio.

Sí la mezcla inicial es homogénea, deben propiciarse las condiciones para la formación de una segunda fase. Esto puede darse mediante el agregado de:

- *Agentes energéticos de separación:* variaciones de temperatura, presión, trabajo que transforman una mezcla monofásica en un equilibrio de dos o más fases inmiscibles o parcialmente miscibles.
- *Agentes materiales de separación:* sustancias, parcialmente miscibles o inmiscibles con los componentes que conforman la mezcla inicial, que modifican el equilibrio existente y facilitan la separación entre fases.

A continuación se describen las operaciones unitarias más utilizadas en la industria para la separación de sistemas gas-líquido, con el fin de seleccionar aquella combinación que resulte más adecuada para el proceso en cuestión.

4.3.3 Procesos de separación por contacto continuo

Esta categoría abarca la gran mayoría de las operaciones unitarias presentes a escala industrial que involucran procesos de transferencia de masa. Se basa en el principio de que las composiciones de los componentes son diferentes en cada una de las fases que componen el equilibrio. Cuando son puestas en contacto, la difusión interfacial es la encargada de la transferencia de los componentes entre las fases del sistema.

4.3.3.1 Separación flash

La mezcla alimentada se encuentra en equilibrio líquido-vapor, de manera que al ingresar al separador la fase gaseosa que contiene a los compuestos más volátiles es separada instantáneamente por tope, mientras que los restantes se retiran por fondo en estado líquido. Representa una operación sencilla, en la que es necesario que las condiciones operativas se encuentren entre el punto de burbuja y el punto de rocío de la mezcla. El separador debe tener la altura necesaria para separar completamente ambas fases. Es especialmente utilizado cuando uno o varios de los compuestos de la mezcla tienen una marcada tendencia a vaporizar en comparación con el resto. No proporciona un grado de separación elevado.

4.3.3.2 Destilación

Es el método de separación más utilizado en la industria química. Consiste en proporcionar a la mezcla múltiples etapas de contacto para que se produzca la transferencia de masa entre las fases gaseosa y líquida, y luego separarlas. Es esencial el agregado de un agente energético para que dentro de la torre de destilación se produzcan zonas de distinta temperatura que favorezcan la separación.

En la parte superior de la columna (*zona de enriquecimiento*) el vapor se enriquece progresivamente de las especies más volátiles. El líquido, que circula en contracorriente de manera descendente, aumenta su concentración de compuestos menos volátiles a medida que se dirige al fondo. La sección inferior de la columna se denomina *zona de agotamiento*.

4.3.3.2.1 Destilación fraccionada

El vapor que abandona la columna por tope es ingresado a un condensador, para que parte de la corriente sea realimentada a la torre en fase líquida (*reflujo*). La fracción restante (*destilado*) puede retirarse como líquido o vapor, dependiendo de donde se extraiga en el condensador.

Por su parte, el líquido que abandona el último plato de la torre es dividido en dos corrientes: una parte sale del equipo como corriente de fondo (*residuo*), mientras que la restante es alimentada a un rehervidor o *reboiler*, en donde vaporiza para luego regresar a la columna.

Se emplean únicamente agentes energéticos de separación, y la composición de las mezclas efluentes dependen tanto del equilibrio como del número de etapas de las que conste el destilador.

En mezclas binarias, si el equilibrio presenta un azeótropo, debe preverse que una de las corrientes efluentes tenderá a la composición azeotrópica. La restante se acercará progresivamente al compuesto puro que le corresponda dependiendo de la composición de la mezcla inicial. En mezclas multicomponentes el análisis es más complejo, ya que pueden obtenerse diferentes mezclas efluentes y no necesariamente componentes puros.

4.3.3.2.2 Destilación extractiva

Este tipo de destilación es conveniente cuando las especies a separar presentan volatilidades muy similares, por lo que una operación de destilación fraccionada sería imposible o requeriría un número muy elevado de etapas.

Como complemento del agente energético, se emplea un agente material de separación denominado *disolvente* que modifica la volatilidad relativa entre las especies de la mezcla,

facilitando su separación en un menor número de etapas. El impacto del agregado del disolvente en la volatilidad relativa de la mezcla debe ser suficiente como para que los compuestos de interés puedan separarse prácticamente por completo.

Por lo general el disolvente es un compuesto cuyo punto de ebullición es notablemente más elevado que el de los componentes de la mezcla. Adicionalmente, es deseable que sea fácilmente separable para ser reutilizado dentro de un ciclo cerrado. Por esta razón, la destilación extractiva representa un mayor costo, no solo energético, sino también de inversión, ya que requiere la incorporación de equipos adicionales para la separación de todos los compuestos.

4.3.3.2.3 Destilación azeotrópica

Involucra la presencia de agentes energéticos y materiales operando de forma conjunta. En este caso, el objetivo es separar componentes que forman una mezcla azeotrópica. El agente material que se adiciona recibe el nombre de *entrainer*. Este componente debe ser capaz de romper con el azeótropo y además, se espera que sea poco volátil y fácilmente separable para su posterior reutilización. Mediante la selección del entrainer adecuado es posible separar los compuestos puros que previamente se encontraban formando una mezcla azeotrópica.

4.3.3.3 Absorción

En esta operación se produce la transferencia de masa entre fases de uno o más componentes en particular, de manera que una de ellas se vea enriquecida o purificada.

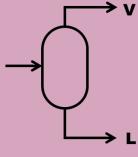
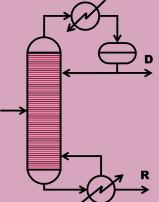
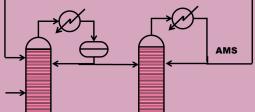
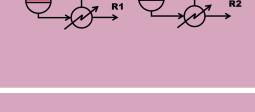
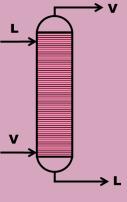
Los absorbdores son, al igual que los destiladores, columnas donde se producen varias etapas de equilibrio entre fases. En general se alimenta una mezcla gaseosa por fondo, que asciende por la torre mientras entra en contacto con una corriente líquida que ingresa por tope y desciende por gravedad. El líquido suele ser un solvente que presenta afinidad por el compuesto que quiere removese de la fase gaseosa, de manera que el gas se purifica a medida que recorre el absorbador.

Las corrientes que abandonan el equipo son: por tope, la mezcla gaseosa purificada, y por fondo, el solvente líquido enriquecido con la sustancia que fue removida del vapor.

Son generalmente equipos que operan sin agentes energéticos de separación, sino que la presión se mantiene aproximadamente constante en todo el equipo, y la temperatura en los extremos queda determinada por la temperatura y el caudal de las corrientes de entrada y los fenómenos de transferencia de calor y masa que ocurren en el interior.

A modo de resumen se muestra la Tabla 4-1, que contiene las principales características de los equipos mencionados anteriormente.

Tabla 4-1. Cuadro comparativo de los diferentes métodos de separación (Henley-Seader)

Método	Esquema	Agente de separación	Estado de la alimentación	Estado de la fase agregada	Costo relativo
Separación flash		Variación de temperatura y/o presión (AES)	Equilibrio L-V	-	Bajo
Destilación fraccionada		Intercambio de calor (AES)	Líquido y/o vapor	-	Intermedio
Destilación extractiva		Intercambio de calor (AES) + disolvente (AMS)	Líquido y/o vapor	Líquido	Alto
		Intercambio de calor (AES) + entrainer (AMS)	Líquido y/o vapor	Líquido	Alto
Absorción		Absorbente líquido (AMS)	Vapor	Líquido	Alto

4.4 Sistema de purificación de hidrógeno

Como se mencionó en capítulos anteriores, existe un gran interés por comercializar el hidrógeno que se obtiene de la deshidrogenación de etanol por ser un compuesto de gran demanda en la industria química.

Para que el hidrógeno que se produce en la planta cumpla con las exigencias del mercado debe contar con las correspondientes especificaciones relacionadas con su nivel de pureza. Los organismos de estándares industriales son coincidentes en que el hidrógeno de categoría “industrial” debe contar con un contenido superior al 99,95% v/v.

Las referencias bibliográficas consultadas que abordan la producción de acetaldehído mediante la deshidrogenación catalítica de etanol son coincidentes en diversas etapas y equipos de

separación posteriores al sistema de reactores. Una de ellas es la implementación de un separador flash seguido de un absorbedor que trate la corriente que sale por tope para conseguir hidrógeno de elevada pureza.

4.4.1 Separador flash

La corriente que abandona el reactor contiene etanol, agua, acetaldehído, hidrógeno y acetato de etilo en fase gaseosa. En la Tabla 4-2 se resumen las principales características de dicha corriente efluente.

Tabla 4-2. Propiedades de la corriente efluente del reactor

	Temperatura	268	°C
	Presión	150	kPa
	Caudal mísico	6750	kg/hr
Composición (mísica)	Etanol	49,3	%
	Acetaldehído	42,4	
	Hidrógeno	2	
	Agua	4	
	Acetato de etilo	2,3	

La presencia de hidrógeno en la corriente que sale del reactor es la razón principal que justifica la incorporación del separador flash en esta instancia del proceso. Al tratarse del único compuesto gaseoso en condiciones estándar (presión atmosférica y temperatura ambiente), es deseable separarlo por completo del resto de los componentes.

Seleccionando una combinación adecuada de presión y temperatura a la entrada del separador puede lograrse una recuperación completa del hidrógeno por tope, con un contenido mínimo de acetaldehído, el compuesto más volátil de los restantes. Es posible que trazas de otros compuestos también vaporicen, pero prácticamente la totalidad de ellas abandona el equipo por fondo en estado líquido.

4.4.2 Absorbedor

La corriente rica en hidrógeno que se obtiene del separador flash ingresa en una torre de absorción. Este equipo opera en contracorriente, con el gas ingresando por el fondo y el líquido por el tope.

El fin de esta operación de absorción es purificar el hidrógeno hasta alcanzar el grado de pureza deseado para su posterior comercialización. Además, permite arrastrar con el líquido al acetaldehído que no condensó a la salida del reactor, y así evitar posibles pérdidas del producto

deseado. Para que esto se realice de forma eficiente, debe seleccionarse una corriente líquida que tenga afinidad con el acetaldehído.

Por su parte, la incorporación del absorbador como complemento del separador flash resulta conveniente para no incurrir en grandes gastos energéticos. Cómo se verá más adelante, sí se quisiera obtener el hidrógeno con la pureza deseada directamente del tope del separador flash, se debería trabajar a presiones sumamente elevadas y temperaturas muy bajas. Con el agregado del absorbador, es posible operar bajo condiciones no tan extremas, disminuyendo el gasto energético en equipos auxiliares.

4.4.3 Selección de las condiciones de operación

La corriente superior a la salida del separador flash tiende a hidrógeno puro cuando las temperaturas de operación son bajas, mientras que a temperaturas más altas se tiene presencia apreciable de otros compuestos más volátiles, especialmente acetaldehído. Sin embargo, trabajar a temperaturas muy bajas requiere un fluido de intercambio que resista dichas temperaturas y permita un intercambio efectivo ya que la salida del reactor es a 270°C. Además, un enfriamiento excesivo resulta contraproducente, considerando que después se tendrán que calentar nuevamente las corrientes efluentes para su separación en las diferentes columnas de destilación, de las cuales se enfoca la sección 4.5.

Por su lado, al aumentar la presión se obtienen separaciones más eficientes, que incluso permiten trabajar a temperaturas moderadas, por lo que el incremento de la presión es operativamente favorable. Por este motivo, resulta conveniente comprimir la corriente gaseosa en un determinado momento del sistema de separación.

Sin embargo, los procesos de compresión de gases traen acarreados aumentos de temperatura en las corrientes de proceso: a mayor presión, mayores temperaturas. Sí se comprime y luego se enfriá se debe tener en cuenta que quizás se deba remover mayor calor producto de la compresión. También debe contemplarse que, como se puede ver en la Figura 4.1, llega un punto en el cual aunque el aumento de presión genere una mejora en la fracción de hidrógeno, esta no es significativa, por lo que no sería justificable seguir comprimiendo el fluido indefinidamente.

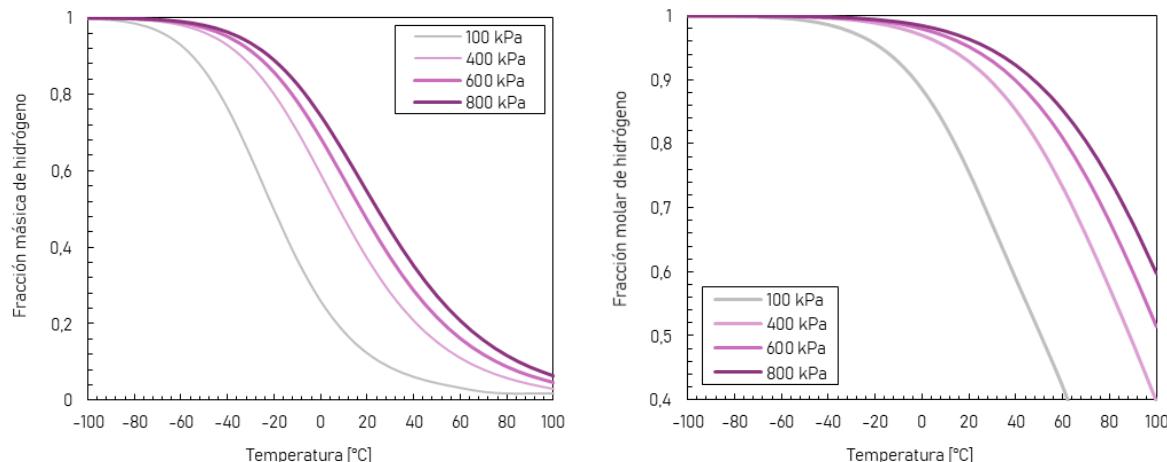


Figura 4.1 - Variación de las fracciones másicas y molares de hidrógeno con presión y temperatura

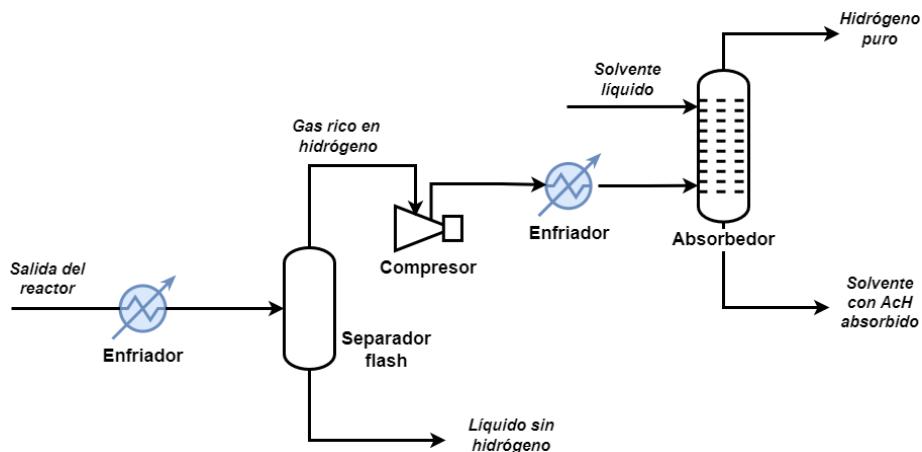
De esta forma, se analizan dos alternativas posibles con el fin de obtener la secuencia de compresión y enfriamiento que resulte más adecuada.

4.4.3.1 Alternativa I

La primer alternativa consiste en enfriar la corriente que ingresa al separador flash hasta una temperatura intermedia, de 50°C, mientras que la presión se mantiene igual que la salida del reactor (150 kPa). La temperatura propuesta permite utilizar agua como fluido auxiliar en los intercambiadores previos al separador, sin necesidad de incorporar en esta instancia un fluido refrigerante. De esta forma, se lleva a cabo la separación sin forzar que la fracción de hidrógeno por tope del separador flash sea demasiado cercana a la unidad.

Luego, se comprime la corriente de tope del separador hasta una presión que resulte favorable para la purificación. Llegado este punto, se torna inevitable enfriar la corriente gaseosa a temperaturas cercanas a los 0°C, ya que únicamente en esas condiciones es posible efectuar la absorción y lograr la concentración deseada de hidrógeno.

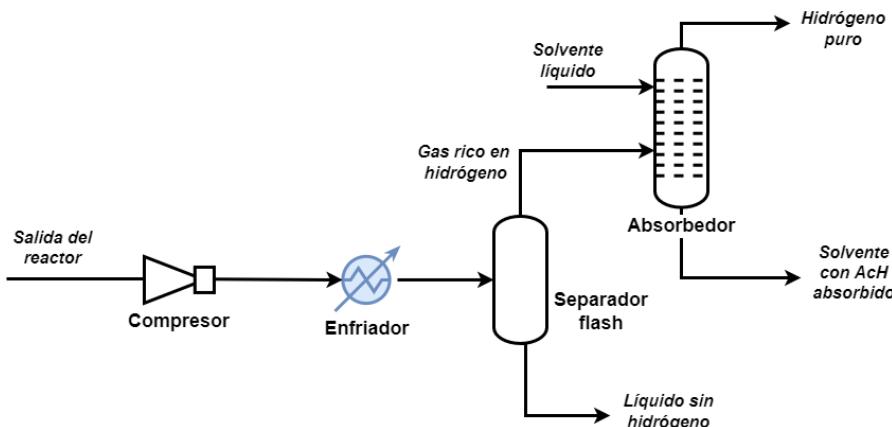
Finalmente, una vez fijada la concentración de salida de hidrógeno, se calcula la temperatura de gas necesaria a la entrada del absorbédo para garantizar la separación deseada. La determinación del caudal de líquido empleado se realizará más adelante.



Esquema 4.1 - Diagrama de la alternativa I del sistema de purificación de hidrógeno

4.4.3.2 Alternativa II

La segunda alternativa consiste en comprimir la corriente de salida del reactor hasta una presión que favorezca una separación exhaustiva en el separador flash. Luego, se enfriá esa misma corriente hasta una temperatura favorable. La corriente de tope del separador flash es alimentada directamente por fondo al absorbedor, donde se purifica el hidrógeno hasta salir en especificación, mediante contacto continuo con el solvente extractor.



Esquema 4.2 - Diagrama de la alternativa II del sistema de purificación de hidrógeno.

4.4.3.3 Selección del solvente extractor

A la hora de escoger un solvente líquido para llevar a cabo un proceso de absorción, es deseable que el mismo cuente con las siguientes características:

- Debe presentar elevada afinidad para con el compuesto a separar de la fase gaseosa. En este caso, el acetaldehído debe ser muy soluble en el solvente escogido, de forma de reducir la cantidad requerida del mismo.
- Debe ser poco viscoso, con el fin de minimizar costos de bombeo, y facilitar la transferencia de calor y masa.

- No debe ser difícil de conseguir ni demasiado costoso.
- Debe ser considerablemente menos volátil que la fase gaseosa que quiere separarse, para evitar que se volatilice y pueda perderse por tope del absorbedor.
- No debe ser peligroso para la integridad del equipo y/o del proceso, por lo que no debe ser corrosivo, inflamable ni tóxico.

El solvente de absorción empleado con mayor regularidad en la industria es el agua, ya que cumple con todas las consideraciones mencionadas. Sin embargo, para el presente proyecto, resulta interesante utilizar en su lugar el bioetanol producido en la planta de origen. El mismo se encontrará formando un circuito cerrado, de manera que se recircula una vez separados los compuestos de interés.

La composición de la corriente de etanol a emplear como solvente líquido es la misma que la de alimentación al reactor (96% p/p, mezcla azeotrópica etanol-agua). De esta manera, se evita introducir una mayor cantidad de agua u otro solvente líquido al sistema. La corriente de fondo del absorbedor, rica en etanol y que contiene el acetaldehído extraído de la fase gaseosa, se junta con la corriente de fondo del separador flash para dirigirse de manera conjunta al sistema de separadores, donde se obtiene finalmente el acetaldehído, el etanol no reaccionado (que se recircula) y los demás compuestos.

4.4.3.4 Alternativa seleccionada

Para la elección de una determinada alternativa respecto de la otra, se analiza el calor a intercambiar y el trabajo de compresión involucrados.

La alternativa II supone un gran costo de enfriamiento debido a la baja temperatura a la que se debe llevar la corriente antes de ingresar al separador flash y al gran caudal que debe circular por el intercambiador de calor.

Por su parte, la alternativa I requiere la instalación de un intercambiador más. Sin embargo, el caudal efluente del reactor es llevado hasta una temperatura intermedia, y luego de las etapas flash y compresión se continúa con el enfriamiento, pero ahora de una corriente gaseosa de caudal considerablemente menor. Por lo tanto, el caudal de refrigerante requerido será menor.

Del mismo modo se puede analizar el trabajo de compresión en ambas alternativas. Para la primera de ellas, en la que se comprime después de la separación flash, el caudal que ingresa al compresor será menor, y como resultado también lo será el trabajo requerido.

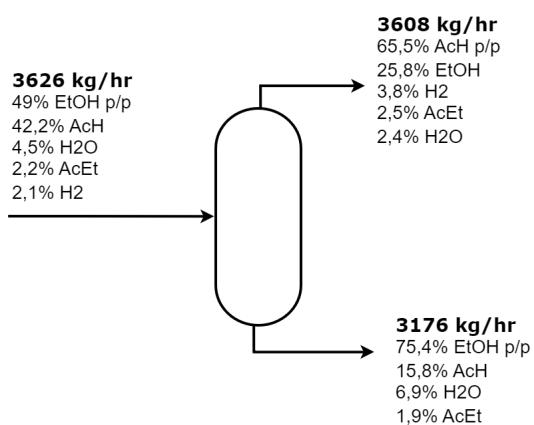
Finalmente, se puede concluir que si bien la primera opción incluye una inversión en equipamiento mayor, esta se considera de menor significancia frente a los costos variables que

requiere un intercambio energético más exhaustivo. De esta manera, resulta más conveniente la alternativa I.

A modo de ratificar lo planteado, se realizó la simulación de ambas alternativas de forma que se obtenga la pureza de hidrógeno deseada a la salida del absorbedor. Para ello se tomó un caudal de solvente líquido arbitrario y se llevó a cabo el cálculo. Los resultados obtenidos confirmaron que la alternativa I es la indicada. La mayor diferencia se encontró en la potencia requerida por el compresor, donde la alternativa II fue casi cuatro veces mayor a la alternativa I.

Entonces, se enfriará la corriente de entrada al separador hasta una temperatura de 50°C. Luego, se comprimirá y enfriará la corriente que se obtiene por tope lo suficiente como para tener la concentración deseada de hidrógeno a la salida del absorbedor.

En el Esquema 4.3 se detalla el separador flash con sus correspondientes entradas y salidas.



Esquema 4.3 - Diagrama del separador flash

4.4.3.5 Condiciones operativas de la torre de absorción (T-100)

Empleando el simulador Honeywell Unisim se realizó el cálculo de la torre de absorción. Las principales variables operativas del equipo deben ser especificadas, por lo que se realiza un análisis de las mismas para escoger valores coherentes y adecuados con el proceso en cuestión.

Previamente se mencionó que por la naturaleza del hidrógeno, su purificación se ve favorecida con las bajas temperaturas y las altas presiones, de manera que sea la única especie en permanecer en estado gaseoso.

Para el diseño del absorbedor se asume que la caída de presión producida por el relleno de la torre es despreciable, por lo que la presión permanece constante en su interior. Esto implica que las dos corrientes alimentadas (mezcla gaseosa y solvente líquido) deben ingresar a la misma presión, para evitar la formación de gradientes dentro del equipo. Se sabe que sí se trabaja a

presiones mayores se favorece el equilibrio, y no se precisa de temperaturas sumamente bajas para lograr la pureza de hidrógeno deseada. Se necesitará entonces incorporar, además del compresor descrito en la Alternativa I, una bomba que incremente la presión de la corriente líquida.

Tanto la presión a la que se opera el equipo como las condiciones del solvente líquido influyen en la determinación de la temperatura de entrada de la corriente gaseosa. En la Figura 4.2 y 4.3 se muestra el comportamiento de la temperatura de entrada de la corriente de fondo frente a variaciones en el caudal y la temperatura del etanol empleado como solvente, respectivamente.

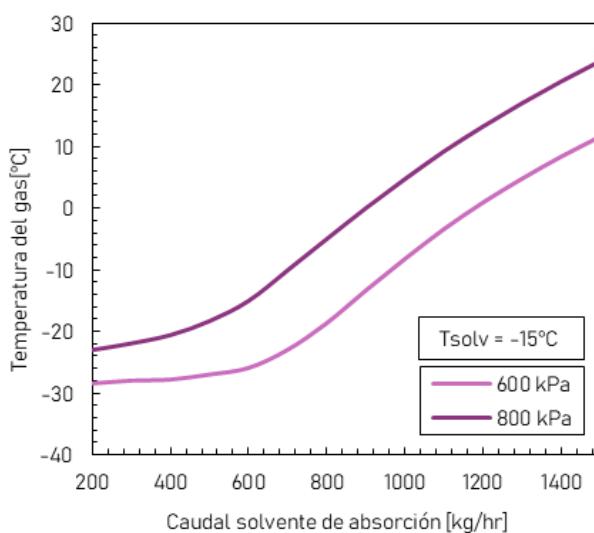


Figura 4.2 - Temperatura de entrada de la corriente de gas al absorbador necesaria para obtener 99,95% v/v de hidrógeno, en función del caudal de solvente líquido.

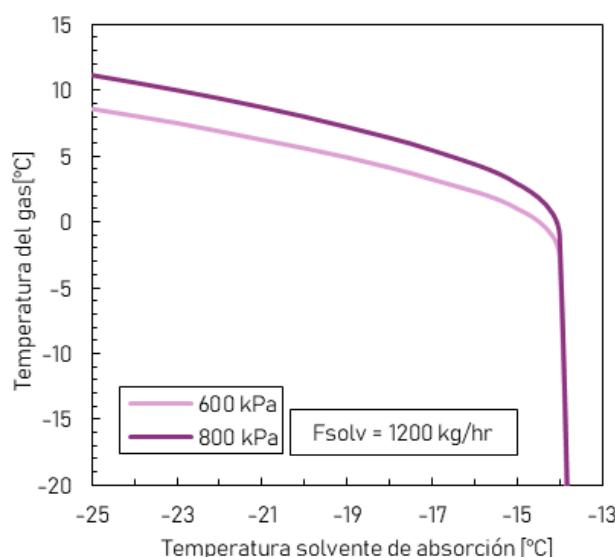


Figura 4.3 - Temperatura de entrada de la corriente de gas al absorbador necesaria para obtener 99,95% v/v de hidrógeno, en función de la temperatura del solvente líquido.

Es deseable que el gas no ingrese al absorbador a temperaturas extremadamente bajas para no incurrir en elevados gastos de enfriamiento. El costo energético de enfriar corrientes gaseosas a temperaturas muy bajas es significativamente mayor a su análogo para corrientes líquidas, debido principalmente a que los coeficientes de intercambio de calor de los gases suelen ser inferiores.

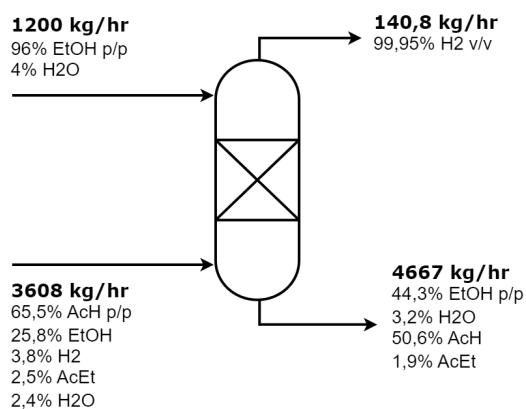
A fin de requerir mayores temperaturas de entrada del gas, dos estrategias que resultan viables son el incremento de la presión de operación del absorbador y el aumento del caudal de solvente extractor. Combinando ambas, es posible evitar el enfriamiento de la corriente gaseosa a temperaturas bajo cero y, adicionalmente, tampoco se precisan temperaturas excesivamente bajas en la corriente de solvente líquido. Un límite coherente de temperatura de líquido lo establecen los refrigerantes industriales. Por lo general, los equipos de refrigeración se diseñan para que los refrigerantes alcancen hasta -40°C, mientras que valores más bajos requieren equipos más específicos, y en consecuencia, mayores inversiones. Por este motivo, considerando el ΔT necesario en los intercambiadores, es recomendable que la temperatura del líquido empleado como solvente no sea inferior a -25°C. A partir del uso del simulador se detecta, para el sistema estudiado, que a presiones menores de ~500 kPa no es posible operar el absorbador con una temperatura de solvente líquido mayor a -15°C.

A su vez, en la Figura 4.3 se observa un abrupto salto cuando se trabaja con temperaturas de solvente mayores a -13°C, incluso frente a cambios en la presión de operación. En ese escenario, se debería enfriar la corriente gaseosa a temperaturas por debajo de los -150°C, algo que resulta absurdo para este proceso. Por este motivo, se define la temperatura de solvente extractor en -15°C, y se hace hincapié en la necesidad de contar con un sistema de control estricto sobre esta variable para asegurar que el hidrógeno tenga la pureza requerida.

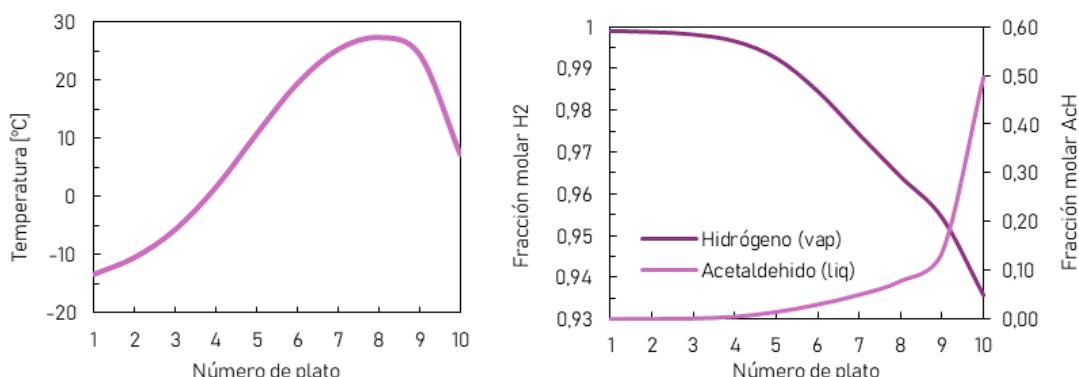
Para tener en cuenta todas las consideraciones mencionadas, se debe buscar un compromiso entre las variables que resulte en un diseño optimizado que cumpla con las especificaciones del proceso. El caudal del etanol empleado como solvente extractor se definió tomando como criterio que la corriente gaseosa no deba ser enfriada a temperaturas por debajo de los 0°C. Mediante la simulación de diversas combinaciones, se alcanzó el diseño de absorbador detallado en la Tabla 4-3. En el esquema 4.4 se muestran las corrientes efluentes y sus respectivas composiciones.

Tabla 4-3. Características de la torre de absorción T-100.

Torre de absorción T-100	
Temperatura de entrada	
Gas (fondo)	Líquido (tope)
0,8°C	-15°C
Temperatura de salida	
Gas (tope)	Líquido (fondo)
-13,4°C	7°C
Presión	600 kPa
Caudal solvente de extracción	1200 kg/hr
Número de etapas	10

**Esquema 4.4 - Diagrama del absorbedor T-100.**

En la Figura 4.4 se grafica el perfil de temperatura dentro de la torre de absorción, mientras que en la Figura 4.5 aparecen las composiciones de hidrógeno en la fase gaseosa y de acetaldehído en la fase líquida. Se ve que progresivamente la fracción molar de hidrógeno en el gas se acerca al valor deseado, hasta alcanzar el 99,95% en el tope de la torre. Por su parte, la fase líquida se enriquece en acetaldehído al llegar al fondo del equipo.

**Figura 4.4 y 4.5 - Perfiles de temperatura y composición del absorbedor.**

4.5 Sistema de destiladores

El tratamiento de la corriente efluente del reactor continúa luego de la remoción del hidrógeno con una secuencia de equipos diseñados para separar los demás componentes. Las especies remanentes son acetaldehído, etanol, acetato de etilo y agua. La operación de separación que resulta más sencilla, eficiente y económica es la destilación.

Para esta etapa del proceso, se definen las siguientes premisas:

1. Todo el acetaldehído producido en el reactor debe abandonar el sistema de separadores con una pureza del 99,7% p/p.
2. El acetato de etilo formado por la reacción secundaria entre acetaldehído y etanol es un compuesto de apreciable valor comercial, por lo que resulta de interés separarlo con un nivel de pureza elevado para su posterior comercialización. Se define una composición de salida del 99,7% p/p.
3. El etanol está presente por dos efectos: porque parte del mismo es alimentado al reactor y no es convertido, y a su vez es utilizado como solvente líquido en el absorbedor. Su composición en ambas corrientes corresponde a la mezcla azeotrópica que forma con el agua, con composición de 96% p/p de etanol. Su separación, por lo tanto, no requerirá un nivel de exhaustividad mayor que el que supone recuperarlo como mezcla azeotrópica. Luego de ello será recirculado al reactor y al absorbedor.
4. El agua no participa en ninguna reacción de forma apreciable, mientras que el etanol sí lo hace. Esto provoca un exceso de agua en relación al etanol, de forma que parte de la misma deberá ser separada por fuera de la mezcla azeotrópica mencionada anteriormente. Este caudal de agua podrá ser utilizado posteriormente como corriente de servicio en los múltiples equipos de intercambio de calor presentes en la planta.

En la Tabla 4-4 se detallan las temperaturas de ebullición de las diferentes especies a presión atmosférica. La secuencia de destilación se diseña de forma que los compuestos se obtengan por volatilidad creciente: en primer lugar se separa el acetaldehído, luego el acetato de etilo, y por último la mezcla azeotrópica etanol-agua y el exceso de agua.

Tabla 4-4. Puntos de ebullición a presión atmosférica de los compuestos de la mezcla

Compuesto	Temperatura de ebullición [°C]
Acetaldehído	20,2
Acetato de etilo	77,1
Etanol	78,4
Agua	100

Como se verá más adelante, la presencia de múltiples azeótropos en la mezcla supone la obligación de recurrir a un sistema de destiladores más complejo. Resulta necesario el agregado de un agente material externo para romper algunos de los azeótropos y favorecer la separación de los compuestos.

4.5.1 Torres llenas y torres de platos

Para diseñar la columna de destilación, se debe definir el tipo de columna que va a utilizarse. Las torres pueden ser de platos o llenas.

Las torres empacadas contienen en su interior un relleno con el fin de aumentar el área, tiempo de contacto entre fases y la turbulencia para favorecer la transferencia de masa. Por este motivo, son más eficientes que las torres de platos, que poseen menor área superficial.

Las torres llenas son utilizadas principalmente para operaciones en vacío porque generan poca caída de presión. Su principal desventaja es que son difíciles de limpiar y suelen ser más costosas. El diseño de este tipo de torres es más complejo que el de las torres de platos, por este motivo se utilizan cuando es realmente necesario.

A su vez, las torres empacadas pueden tener su relleno dispuesto de forma estructurada o al azar. Los rellenos estructurados presentan una menor pérdida de carga en la fase vapor, de hasta un orden de magnitud menor en comparación con los rellenos al azar y es por esto que son más eficientes en las operaciones en vacío.

Contrariamente, las torres de platos presentan una mayor caída de presión pero su diseño es más sencillo y pueden limpiarse con facilidad. Este tipo de torres es el más usado en procesos de destilación.

4.5.2 Material de fabricación

Las torres deben construirse en materiales que soporten las condiciones del proceso. El material más utilizado para la fabricación de estos equipos industriales es el acero, gracias a su costo relativamente bajo y sus buenas propiedades mecánicas, que permiten su utilización en un gran abanico de condiciones operativas.

Dentro del grupo de los aceros se pueden mencionar múltiples aleaciones, que varían dependiendo de la composición que presentan. Entre todos los tipos existentes, se han seleccionado tres, que suelen ser los empleados con más frecuencia en la industria química: acero al carbono y los aceros inoxidables SAE 304 y 316. En la Tabla 4-5 se especifican las especies que las componen, así como su compatibilidad con los compuestos que conforman la mezcla tratada en este proceso.

Tabla 4-5. Comparación de los diferentes tipos de acero

	Acer al carbono	Acer inoxidable SAE 304	Acer inoxidable SAE 316	
Composición	Únicamente hierro y carbono + Mn, Si	Hierro Carbono máx 0,08% Cromo 18-20% Níquel 8-11% + Mn, Si	Hierro Carbono máx 0,08% Cromo 16-18% Níquel 10-15% + Mn, Si, Mo	
Compatibilidad	Acetaldehido	Pobre ¹	Excelente ²	Excelente
	Etanol	Bueno ³	Excelente	Excelente
	Acetato de etilo	Bueno	Bueno	Bueno
	Agua	Pobre	Excelente	Excelente

1 Pobre: efectos severos, no recomendado bajo ninguna condición

2 Excelente: efectos nulos en largos períodos de tiempo

3 Bueno: efectos mínimos, pequeñas muestras de corrosión o decoloración en largos períodos

El acero al carbono es utilizado especialmente en seco, donde la humedad o los posibles agentes corrosivos se encuentran presentes en cantidades muy pequeñas. Estas aleaciones ofrecen mayor dureza y flexibilidad. En el caso estudiado, la presencia de sustancias como el acetaldehído o agua son peligrosas para la integridad de los equipos, ya que pueden corroer fácilmente el material.

El grupo de los aceros inoxidables se diferencia por la presencia de cromo y níquel, dos metales que añaden gran resistencia a la corrosión, permitiéndole soportar condiciones de mayor humedad y temperaturas más bajas. El acero SAE 316 presenta además cierto contenido de molibdeno, lo que evita aún más que se dañe el material.

Es evidente que debido a los componentes tratados en este proceso, se deberán construir equipos de acero inoxidable. Si bien su costo es mayor en comparación al acero al carbono, de esta forma se reducen los riesgos mecánicos asociados a los procesos corrosivos y se garantiza una mayor vida útil de los equipos.

4.5.3 Factibilidad de la secuencia de separación

Previamente se mencionó la intención de separar los compuestos presentes en la mezcla efluente del reactor a partir de una secuencia *hacia adelante*, es decir, obteniendo los compuestos puros (en la medida de lo posible) en orden creciente de puntos de ebullición.

En un estudio de la separación por destilación de una corriente efluente del proceso de producción de n-butanol a partir de etanol, Gámiz Castilla^[4,7] llevó a cabo un análisis exhaustivo

acerca de la viabilidad de separar puros los siguientes compuestos: acetaldehído, acetato de etilo, etanol, agua, n-butanol y 1- hexanol.

Entre sus principales conclusiones, aplicables al sistema aquí estudiado, se destaca:

- La separación de estos compuestos es viable únicamente en una secuencia *hacia adelante*.
- El acetaldehído puede separarse puro sin inconvenientes al no formar azeótropos.
- El acetato de etilo solo puede aislarse formando el azeótropo triple con etanol y agua. Para obtenerlo puro, debe luego someterse a alguna técnica de destilación azeotrópica o extractiva.
- No puede obtenerse etanol puro, sino que se aísla formando el azeótropo binario con el agua, mientras que el agua remanente se obtiene por colas en esta destilación.

A partir de estos postulados, se propone el diseño y la simulación de sistema de separación y purificación detallado a continuación.

4.5.4 Destilador T-101: separación de acetaldehído

Las corrientes de fondo del separador flash y del absorbéedor contienen el acetaldehído producido en el reactor, junto al resto de los componentes que conforman la mezcla (etanol, agua y acetato de etilo). El acetaldehído es el compuesto más volátil de todos ellos, con un punto de ebullición a temperatura ambiente considerablemente más bajo, tal como dicta la Tabla 4-4. Por este motivo, resulta conveniente la incorporación de una primera torre de destilación de la que se obtenga por tope la mayor cantidad de acetaldehído posible y, preferentemente, bajo las especificaciones de pureza establecidas (99,7% p/p).

Sí bien el sistema multicomponente presente resulta complejo debido a la formación de diversos azeótropos, el acetaldehído cuenta con la ventaja de no formar mezclas azeotrópicas con ninguno de los demás compuestos. De esta forma, su separación por tope en una columna de destilación fraccionada resulta una alternativa sencilla y no muy costosa. En efecto, la amplia mayoría de la bibliografía consultada es coincidente en la implementación de una primera torre de destilación de la cual se obtenga el acetaldehído producido.

La presión de operación es un parámetro de importancia en el desempeño de esta columna. El grado de separación requerido no puede conseguirse a presiones menores a 100 kPa, pese a que el binario acetaldehído-acetato de etilo presenta poca dependencia con la presión.

Las corrientes que son alimentadas a la torre tienen diferente composición, temperatura y presión. Estas características se detallan en la Tabla 4-6.

Tabla 4-6. Composición de las corrientes que ingresan al destilador T-101

Parámetro	Corriente de fondo del separador flash	Corriente de fondo del absorbedor
Presión [kPa]	150	600
Temperatura [°C]	50	7
Caudal másico [kg/hr]	3176	4667
Fracción másica (%)	Etanol	75,4
	Acetaldehído	15,8
	Acetato de etilo	1,9
	Agua	6,9

La torre de destilación se opera a presión atmosférica. La presión del reboiler debe ser levemente mayor que la del condensador para generar un gradiente interno de presión y favorecer el transporte del gas dentro de la columna. Al operar la torre en este rango de presiones, el perfil interno de temperaturas queda entonces definido por el grado de separación especificado en el simulador. La temperatura en el tope de la torre será cercana al punto de ebullición del acetaldehído, mientras que la del fondo tenderá a la del resto de los componentes.

Conocer las condiciones en los extremos de la torre resulta de gran importancia para predecir en qué plato será conveniente alimentar cada una de las corrientes. Se puede conseguir un diseño óptimo del destilador logrando que las corrientes ingresen en un plato donde la presión, la temperatura y la composición se asemejen. De esta forma, se puede anticipar que la corriente de fondo del separador flash, rica mayormente en etanol, ingresará al equipo en un plato inferior que la de fondo del absorbedor, rica en acetaldehído.

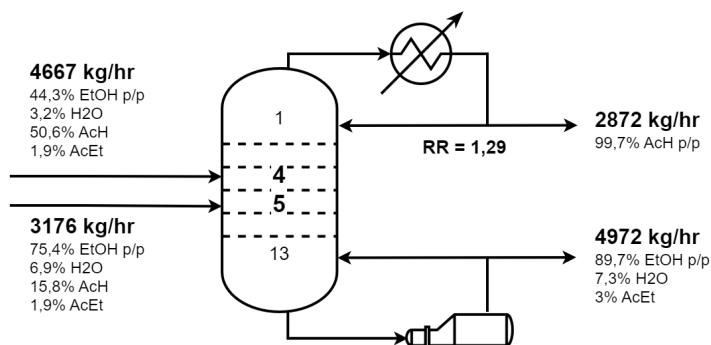
Utilizando el simulador se demuestra que la eficiencia de la separación y el rendimiento de la columna se ven prácticamente inalterados si se adiciona algún equipo auxiliar para cambiar la temperatura y/o presión de las corrientes alimentadas. Por este motivo, se decide ingresarlas al destilador en las mismas condiciones en la que abandonan el separador y el absorbedor.

Mediante la simulación de la columna empleando un método corto se puede obtener un estimado del número de etapas mínimo, el plato óptimo de alimentación, la relación mínima de reflujo y la temperatura en los extremos. Con estos valores se procede a simular con el método riguroso, más complejo, que permite manipular una cantidad más amplia de variables y así conseguir un diseño que se asemeje más al de un equipo real. Los resultados de la simulación optimizada se detallan en la Tabla 4-7, mientras que las corrientes que intervienen en el desempeño de la torre figuran en el Esquema 4.5.

Tabla 4-7. Características de la torre de destilación T-101.

Columna de destilación T-101		
	Condensador	Reboiler
Presión [kPa]	101,3	120
Temperatura [°C]	17,5	81,7
Calor intercambiado [kJ/hr]	$3,876 \times 10^6$	$4,771 \times 10^6$
Relación de reflujo		1,29
Número de etapas (ideales)		13
Etapa de alimentación	Corriente de fondo del absorbedor: plato 4 Corriente de fondo del separador: plato 5	

Bajo este diseño, se obtiene la totalidad del acetaldehído producido en el reactor con la pureza de diseño, tal como se anticipó en el estudio de Gámiz Castilla. Para la determinación del número de etapas y el plato de alimentación de cada una de las corrientes se simuló la destilación y se buscó minimizar la relación de reflujo. Al disminuir este parámetro se reducen los costos energéticos del condensador y el rehervidor, lo cual es un aspecto deseado en la operación de las torres de destilación.

**Esquema 4.5 - Diagrama del destilador T-101**

La corriente gaseosa que circula dentro de la torre de forma ascendente es la que se irá enriqueciendo de acetaldehído, hasta que en el último plato se alcanza finalmente una pureza del 99,7%. En la Figura 4.6 se muestra la evolución de la composición de acetaldehído en la corriente de vapor y líquido. La composición del vapor al abandonar el plato 1 es idéntica a la del líquido en el condensador, ya que se corresponde con la condensación de la corriente de tope, de la cual una parte es recirculada al equipo mientras la restante sale como producto.

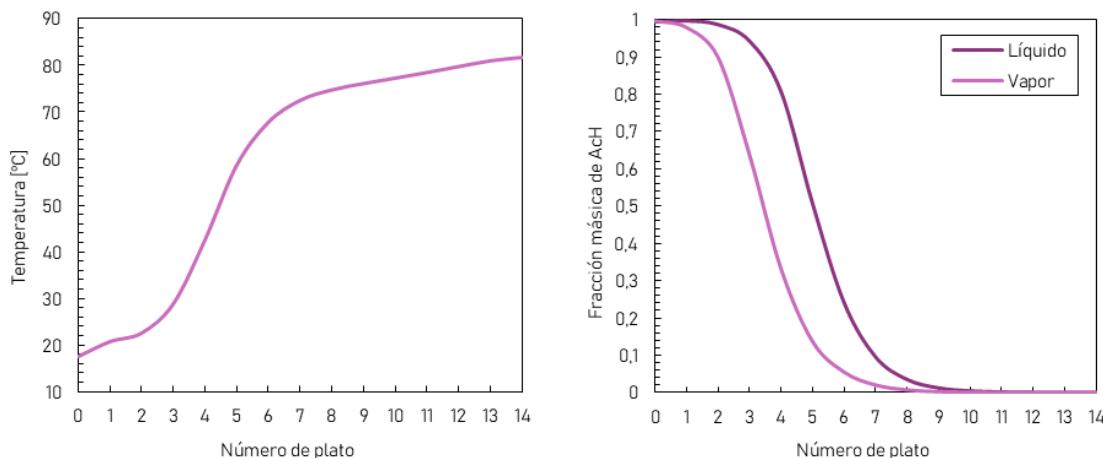


Figura 4.6 y 4.7 - Perfiles de temperatura y composición de acetaldehído del destilador T-101.

(El plato 0 corresponde al condensador, el plato 9 [$n+1$] al reboiler)

4.5.5 Destilador T-102: Aislación del acetato de etilo

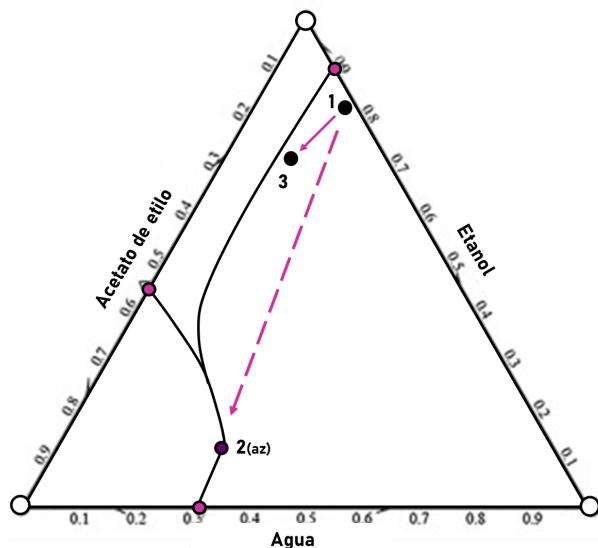
Luego de aislar completamente el acetaldehído con el grado de pureza requerido, se debe continuar con el proceso de separación. La mezcla que abandona la torre T-101 debe ser tratada, ya que contiene el etanol no convertido, el acetato de etilo que será comercializado y agua.

La principal complicación a la hora de efectuar la separación de los compuestos restantes es la presencia de los azeótropos cuyas características se detallan en la Tabla 4-8.

Tabla 4-8. Azeótropos presentes en la mezcla tratada (Toth)

Azeótropo	Composición másica	Temperatura [°C]
Acetato de etilo - Etanol	70% AcEt	71,8
Etanol - Agua	96% EtOH	78,2
Acetato de etilo - Agua	91% AcEt	71,0
Acetato de etilo - Agua - Etanol	83,1% AcEt ; 8,7% EtOH	70,6

Al tratarse de una mezcla con un elevado grado de no-idealidad, resulta sumamente difícil separar el acetato de etilo como compuesto puro sin antes aislarlo lo más que se pueda del agua y del etanol. En líneas generales, en este segundo destilador resulta esencial recuperar todo el acetato por tope y que la corriente del destilado esté enriquecida lo mayormente posible en este compuesto. En la Figura 4.8 se muestra la curva de residuo del sistema ternario. Allí pueden verse las composiciones de los múltiples azeótropos, los nodos y los puntos silla de la mezcla.

**Figura 4.8 - Curva de residuo del ternario AcEt-EtOH-H₂O**

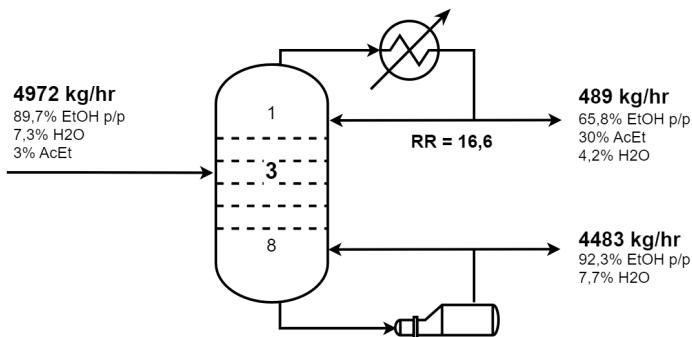
El punto 1 muestra la composición de la corriente de fondo de la torre T-101, que resulta la alimentación de la torre T-102. El punto 2 representa el azeótropo ternario. La flecha con guiones muestra el camino ideal de separación esperado para esta columna, donde se obtiene por tope el azeótropo ternario y por fondo el binario agua-etanol. Sin embargo, debido a la composición de la corriente de entrada, el mejor diseño conseguido para esta torre permite obtener un destilado con la composición del punto 3, y una corriente de fondo libre de acetato de etilo.

Al efectuar la simulación de la columna y ajustando los parámetros operativos para optimizar su rendimiento, se obtienen los resultados de la Tabla 4-9 y el esquema 4.6.

Tabla 4-9. Características de la torre de destilación T-102.

Columna de destilación T-102		
	Condensador	Reboiler
Presión [kPa]	101,3	110
Temperatura [°C]	72,4	80,3
Calor intercambiado [kJ/hr]	6,614 x10 ⁶	6,569 x10 ⁶
Relación de reflujo		16,6
Número de etapas (ideales)		8
Etapa de alimentación	Corriente de fondo de la torre T-101: plato 3	

La proximidad en los puntos de ebullición de los componentes y la presencia de los azeótropos explican la elevada relación de reflujo necesaria para operar la torre. Puede verse que los extremos de la torre presentan una diferencia de temperatura de apenas 8°C.



Esquema 4.6 - Diagrama del destilador T-102.

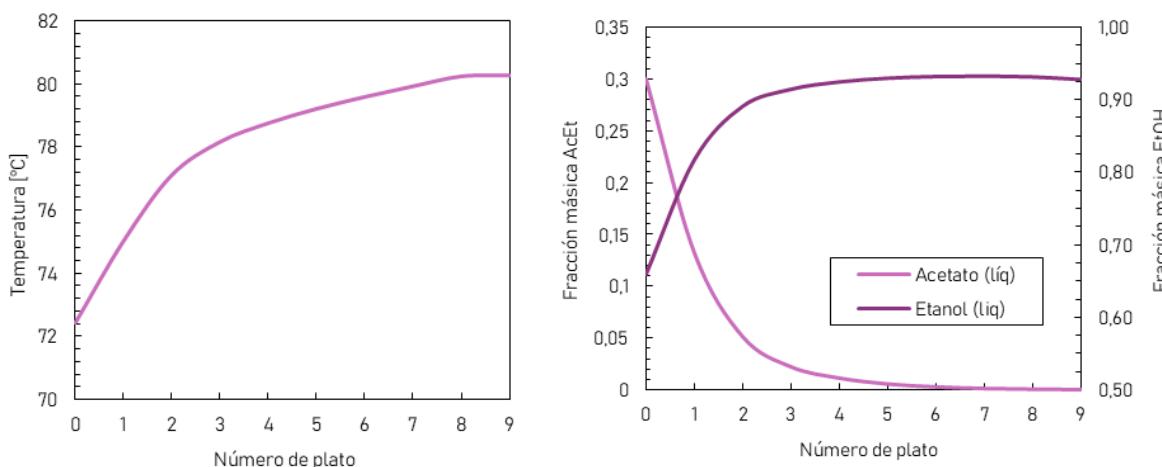


Figura 4.9 y 4.10 - Perfiles de temperatura y composición de acetato y etanol en el líquido del destilador T-102.

4.5.6 Destilador T-103: destilación extractiva

Habiendo obtenido por tope de la torre T-102 un destilado enriquecido en acetato de etilo, es momento de continuar con la secuencia de purificación separando dicho compuesto. Debe obtenerse el acetato con la especificación de pureza establecida, es decir, 99,7% p/p.

Existe una amplia variedad de propuestas en bibliografía respecto del tratamiento de la mezcla ternaria etanol-agua-acetato. En su trabajo, Toth^[4,8] recopila algunas de las técnicas más tentativas, entre las que se encuentran: destilación por oscilación de presión (*pressure-swing distillation*, PSD), destilación extractiva, destilación extractiva heterogénea azeotrópica (*extractive heterogeneous-azeotropic distillation*, EHAD), pervaporación hidrofílica (*hydrophilic pervaporation*, HPV), así como la combinación de algunas de ellas.

Sí bien con todas estas técnicas se alcanza la separación deseada, muchas de ellas resultan sumamente difíciles de modelar en los simuladores comerciales. Como esta etapa de separación implica la recuperación de un subproducto, se opta por diseñar una estrategia que no contenga una complejidad sumamente elevada. Por este motivo, se propone llevar a cabo una destilación extractiva empleando un entrainer o solvente extractor con el fin de romper el azeótropo para

poder extraer el acetato por tope y la mezcla etanol-agua por fondo. El agregado del entrainer supone la necesidad de incorporar un equipo adicional para su posterior recuperación.

La corriente que sale por tope del destilador T-102, cuya composición se detalla en el Esquema 4.7, ingresa en la torre T-103 para su separación. También se alimenta una corriente compuesta del solvente puro, cuyas propiedades se determinan a continuación.

4.5.6.1 Selección del agente de separación

El agente extracto seleccionado debe ser capaz de romper con el azeótropo que forman las especies de la mezcla inicial para poder llevar a cabo la separación de manera eficiente. Para su elección, se debe considerar que:

- Sea térmicamente estable.
- Se debe poder separar fácilmente de la mezcla.
- Debe ser soluble en las condiciones de operación del destilador.
- No debe reaccionar con los componentes de la mezcla a separar.
- Debe estar disponible y ser económico.
- No debe ser tóxico ni corrosivo.

A la hora de elegir el solvente adecuado se debe hacer hincapié tanto en la selectividad como el costo del mismo y la facilidad de separarlo del producto final. Además, seleccionar de manera adecuada el entrainer es de suma importancia para que el proceso de destilación sea eficiente, y la elección correcta del mismo puede reducir efectivamente el consumo de energía en el proceso.

Entre los agentes extractores más estudiados para el azeótropo a tratar se encuentran el dimetilsulfoxido (DMSO), el etilenglicol (EG) y el propilenglicol (PG). Además, una investigación llevada a cabo por Zhang *et al.*^[4,9] propone los líquidos iónicos (ILs) como potenciales solventes extractores por ser efectivos para la separación e inofensivos para el medio ambiente. Sin embargo, esta última alternativa continua en investigación y dispone de suficiente información a escala industrial.

En un estudio realizado por Yang *et al.*^[4,10] se analiza la eficiencia del entrainer según su curva de isovolatilidad. La volatilidad relativa indica la habilidad del componente *i* para transferir a la fase vapor comparada a la habilidad del componente *j*, y se define según la ecuación (4.1). Las curvas de isovolatilidad se dan para cada punto en el que $\alpha_{ij} = 1$.

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} \quad (4.1)$$

Para la destilación extractiva, un agente de arrastre adecuado indica un bajo consumo de energía. En un diagrama ternario entre A, B y E, siendo A y B los componentes que forman el azeótropo, y E el entrainer, la curva de isovolatilidad $\alpha_{AB} = 1$ intersecta el lado binario A-E o B-E en un determinado punto que se conoce como punto de intersección (X_p), este punto puede ser utilizado para determinar la eficiencia del arrastrador. Cuanto más cerca esté la intersección con el componente objetivo, es decir, un valor pequeño de X_p , se requiere menor cantidad de agente de arrastre, lo que indica menor energía y costos de capital.

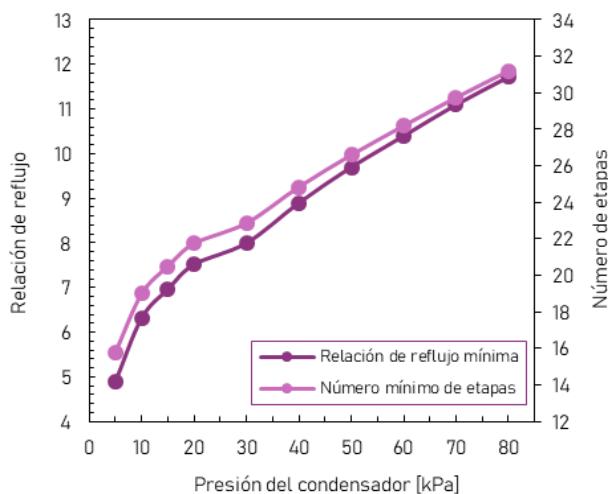
Realizando dicho estudio para el azeótropo entre el acetato de etilo y el etanol, utilizando como entrainer al DMSO, EG y PG, Yang *et al.* determinaron que el agente extractor más eficiente es el DMSO, y por lo tanto, será el utilizado en la columna.

4.5.6.2 Diseño de la columna de destilación extractiva T-103

Sí bien el agregado de un solvente adecuado facilita notablemente la operación, se debe complementar con una combinación óptima de parámetros operativos, en especial la presión de la torre. En este tipo de situaciones, la disminución de la presión trae aparejados los siguientes beneficios:

- Disminuye la temperatura del punto de burbuja de la mezcla, de modo que se precisa un menor intercambio de calor en el reboiler.
- Disminuye la temperatura del punto de rocío de la mezcla, reduciendo también el intercambio de calor en el condensador.
- Aumenta la volatilidad relativa de las especies, por lo que se necesita un menor número de etapas y una menor relación de reflujo para lograr el grado de separación esperado.

En las fuentes bibliográficas consultadas se hace hincapié en la necesidad de operar la columna de destilación extractiva en condición de vacío, con presiones por debajo de la atmosférica. En la Figura 4.11 se muestra el comportamiento de la relación mínima de reflujo y el número mínimo de etapas necesario para alcanzar la composición requerida de acetato de etilo por tope.



Nota: este gráfico tiene fines cualitativos, a fin de demostrar el comportamiento de los parámetros de la columna frente a cambios en la presión. El mismo se obtuvo simulando la columna con el método corto. Este método no considera tantas variables operativas en comparación con el método riguroso, que fue el empleado para el diseño final de la torre.

Figura 4.11 - Relación de reflujo mínima y número de etapas en función de la presión de la torre.

Al efectuar la simulación de la columna con método riguroso, se detectan considerables complicaciones para su convergencia a presiones por debajo de los 40 kPa. Asimismo, la Figura 4.11 demuestra que se requieren elevadas relaciones de reflujo y un número considerable de etapas si se opera por encima de esa presión. Por dicha razón, se opta por operar la torre a una presión del condensador de 15 kPa, y buscar la combinación de parámetros que dé el mejor rendimiento bajo dicha condición. La presión del rehervidor se define 5 kPa por encima de la del condensador.

En estos casos, se prefiere el uso de torres llenas frente a torres de platos. A su vez, para alcanzar estas condiciones operativas es necesaria la instalación de un eyector que permita reducir la presión de la corriente de proceso a valores por debajo de la presión atmosférica.

Para la presión seleccionada, se debe determinar el caudal de DMSO necesario para lograr la separación del acetato por tope. Para ello se calcula, para distintos números de platos, el caudal mínimo necesario para lograr la convergencia de la torre por método riguroso. Los resultados se muestran en la Figura 4.12.

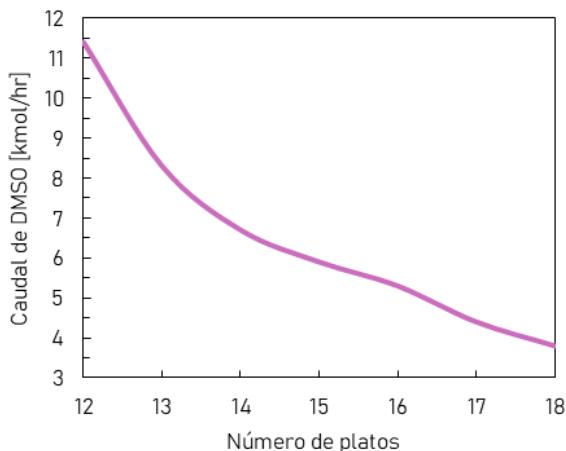


Figura 4.12 - Caudal mínimo de solvente (DMSO) en función del número de platos de la torre.

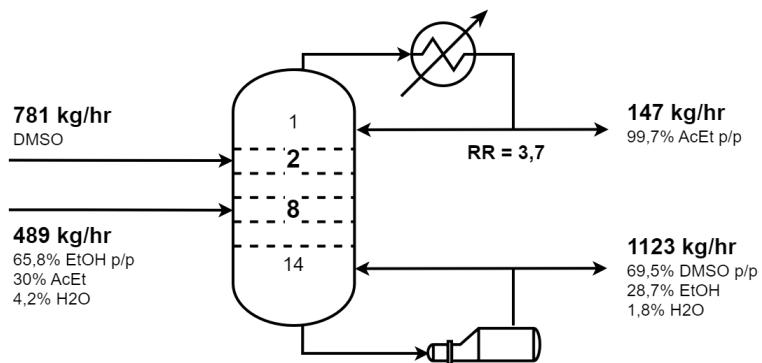
El caudal de DMSO alimentado a la torre debe ser mayor al que dicta la Figura 4.12 para lograr una operación más eficiente de la torre. Adicionalmente, incrementar dicho caudal provoca una disminución de la relación de reflujo y del calor intercambiado en el condensador y el rehervidor.

Finalmente, mediante la simulación de la columna se obtienen los resultados de la Tabla 4-10.

Tabla 4-10. Características de la columna de destilación T-103

Columna de destilación T-103		
	Condensador	Reboiler
Presión [kPa]	15	20
Temperatura [°C]	28,5	67,1
Calor intercambiado [kJ/hr]	$2,749 \times 10^5$	$2,811 \times 10^5$
Relación de reflujo		3,7
Número de etapas (ideales)		14
Etapa de alimentación	Solvente extractor (DMSO): plato 2 Corriente de tope de la torre T-102: plato 8	
Caudal de DMSO [kmol/hr]		10

Como se puede ver en el Esquema 4.5, la corriente de solvente es ingresada cerca del tope de la columna. Al tratarse de un compuesto menos volátil que el resto de las especies que conforman la mezcla, prácticamente no se vaporiza dentro de la torre. Esto hace que pueda entrar en contacto con el vapor en toda la altura de la torre, favoreciendo la ruptura del azeótropo y logrando la separación del acetato.



Esquema 4.7 - Diagrama del destilador T-103.

4.5.7 Destilador T-104: separación del azeótropo etanol-agua

En este destilador se alimentan las corrientes de fondo de las torres T-102 y T-103. Los compuestos que conforman la alimentación son principalmente etanol, agua y DMSO. El objetivo es obtener una mezcla etanol:agua 96:4 (composición azeotrópica) para su recirculación hacia la columna de absorción y el reactor. Por otro lado, se quiere recuperar por fondo la totalidad del DMSO empleado como solvente en la columna T-103.

Esta columna opera a una presión levemente superior a la atmosférica. Como el destilador T-103 opera en vacío, se debe incrementar la presión de la corriente efluente antes de alimentarla a la siguiente columna. Por este motivo, se utiliza una bomba para impulsar dicho caudal.

En la Figura 4.13 se observa el comportamiento a diferentes temperaturas del equilibrio líquido-vapor en el sistema ternario compuesto por agua, etanol y DMSO. Este destilador tiene una temperatura cercana a los 80°C en el tope, donde la fase más volátil corresponde a una mezcla de agua y etanol. Por su parte, en el fondo la temperatura se approxima a los 160°C. En estas condiciones, la fase más pesada está compuesta en su gran mayoría por DMSO, con un pequeño contenido de agua y etanol.

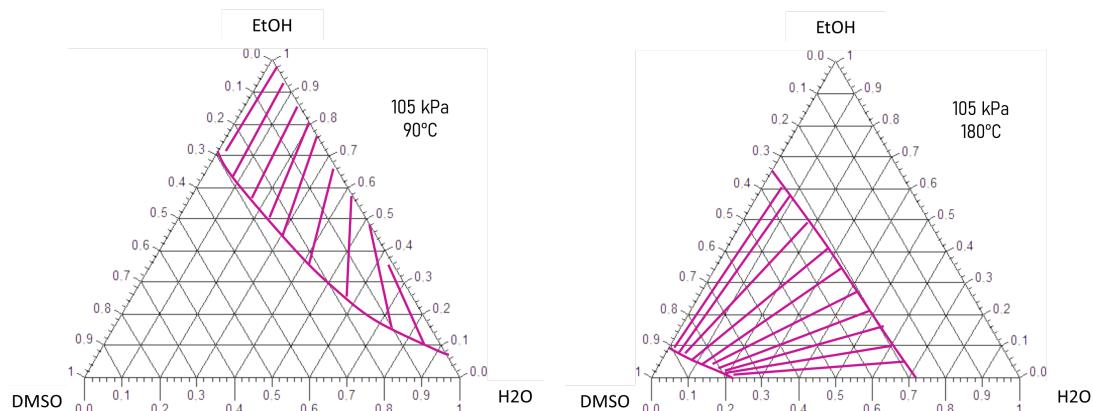


Figura 4.13 - Diagrama ternario etanol-agua-DMSO en las condiciones de tope y fondo

Al momento de efectuar la simulación de la torre, se observa que su convergencia es dificultosa al especificar una salida por tope con una composición mísica del 96% de etanol y 4% de agua. El número de etapas requeridas para conseguir esta separación es elevada, así como la relación de reflujo y el calor intercambiado en el condensador y el rehervidor, los cuales superan ampliamente al resto de las torres.

En consecuencia, se decide modificar levemente la especificación de la columna. Se impone como condición que todo el etanol sea recuperado por tope, pero que la composición de la corriente sea 95% etanol y 5% agua. Bajo este criterio, la convergencia de la columna es notablemente más sencilla y el consumo energético disminuye considerablemente.

En capítulos anteriores se mencionó que la presencia de agua en el sistema de reactores no implicaba efectos adversos sobre el avance de la reacción. Dado que, en definitiva, todo el etanol no convertido es realimentado nuevamente al reactor, no se modifica el diseño del Capítulo 3.

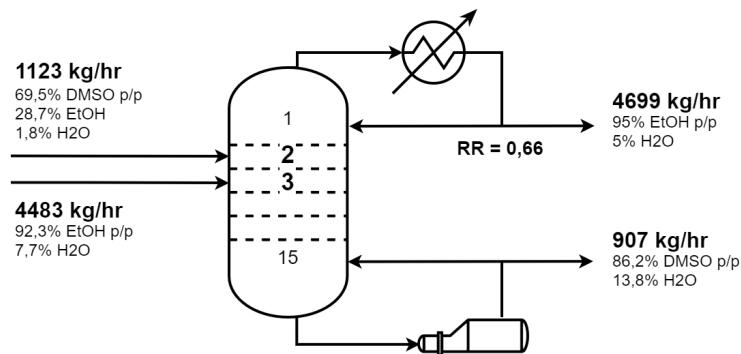
De igual manera, se comprueba mediante simulación que este pequeño cambio en la composición no afecta la operación del absorbedor. De esta manera, se continúa con el diseño de la subplanta de separación teniendo en cuenta esta modificación.

Se muestran las características y condiciones operativas optimizadas de la torre en la Tabla 4-11.

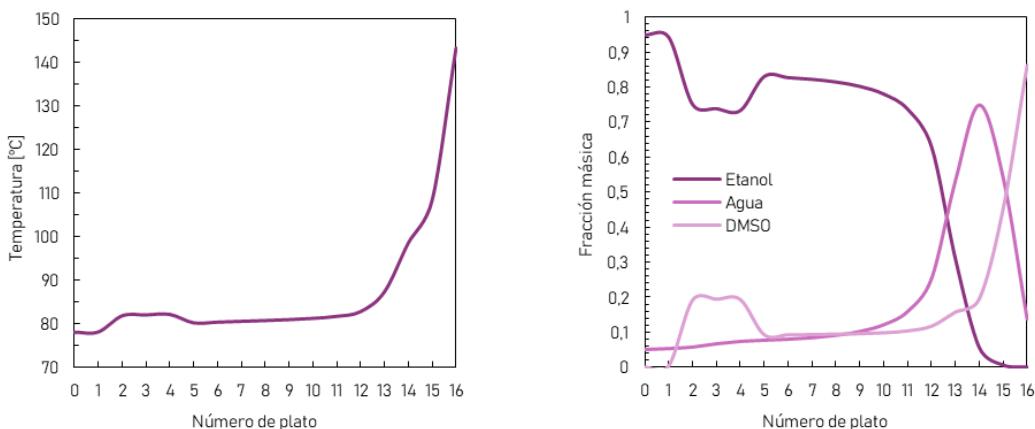
Tabla 4-11. Características de la columna de destilación T-104

Columna de destilación T-104		
	Condensador	Reboiler
Presión [kPa]	101,3	110
Temperatura [°C]	78,1	143,3
Calor intercambiado [kJ/hr]	$7,031 \times 10^6$	$7,157 \times 10^6$
Relación de reflujo	0,66	
Número de etapas (ideales)	15	
Etapa de alimentación	Corriente de fondo de la torre T-102: plato 5 Corriente de fondo de la torre T-103: plato 2	

Luego de la simulación se obtiene la columna de destilación del Esquema 4.7. En este se puede ver que la corriente entrante tiene un alto contenido de etanol, que se quiere obtener por tope. Es por esto que su plato de alimentación se encuentra en la zona de enriquecimiento.

**Esquema 4.8** - Diagrama del destilador T-104.

A continuación, en las Figuras 4.14 y 4.15 se muestra la progresión de la temperatura y la composición de la corriente líquida a lo largo de la columna, respectivamente.

**Figuras 4.14 y 4.15** - Perfiles de temperatura y fracción másica de agua, etanol y DMSO en la columna T-104.

En estos perfiles se muestra como en la parte superior de la torre se obtiene una corriente de alto contenido de etanol mientras que en la salida del reboiler se extrae un refinado del entrainer DMSO con agua como resultado de los equilibrios calculados en cada plato. En los platos de alimentación se produce una desviación producto del mezclado entre las fases líquida y vapor que circulan dentro de la columna y las corrientes frescas que ingresan a la torre.

4.5.8 Destilador T-105: recuperación del DMSO

Como resultado de la columna de destilación T-104 se obtiene por fondo la corriente cuyas propiedades se encuentran en el Esquema 4.7. Dicha corriente se alimenta a una última columna de destilación para separar el DMSO del agua a presión atmosférica. Esta separación no presenta grandes dificultades debido a la diferencia de volatilidades y la ausencia de azeótropo. Se adjunta en la Figura 4.16 el diagrama de equilibrio L-V que conforman estas dos especies.

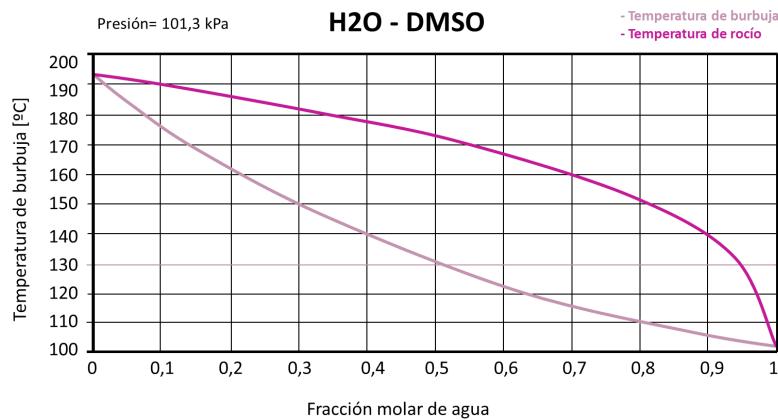


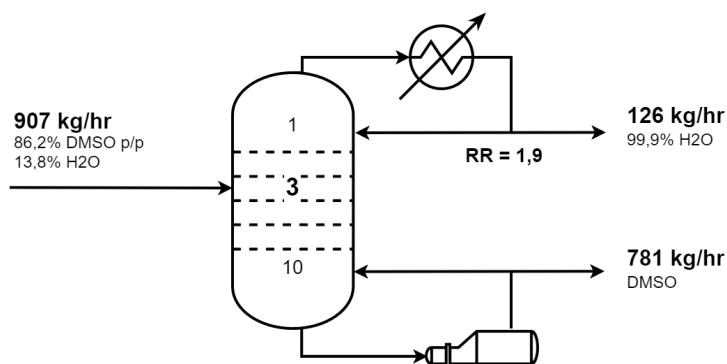
Figura 4.16 - Diagrama del equilibrio líquido-vapor entre DMSO y Agua

Como resultado de la simulación se obtienen las características y condiciones optimizadas de operación de la torre, en la Tabla 4-12.

Tabla 4-12. Características de la columna de destilación T-105.

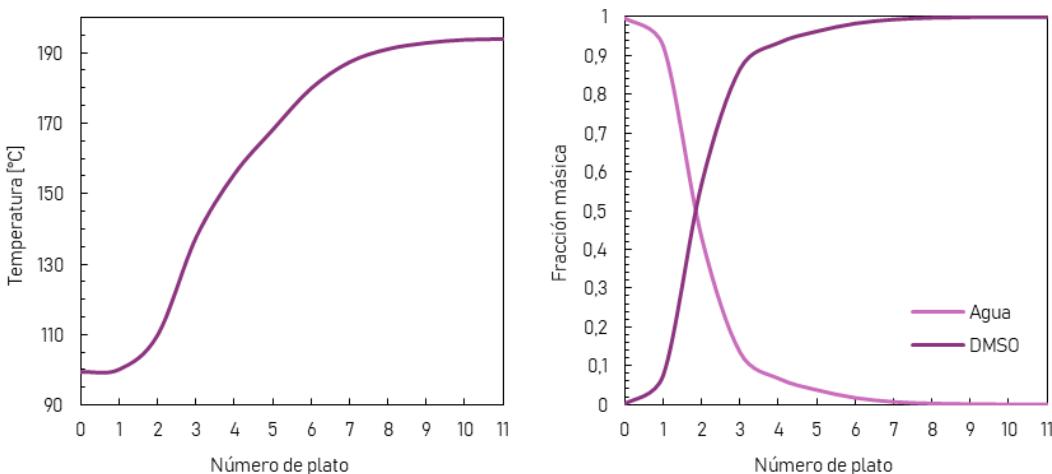
Columna de destilación T-105		
	Condensador	Reboiler
Presión [kPa]	101,3	110
Temperatura [°C]	99,8	190,7
Calor intercambiado [kJ/hr]	8,995 x10 ⁵	9,325 x10 ⁶
Relación de reflujo		1,9
Número de etapas (ideales)		10
Etapa de alimentación	Corriente de fondo de la torre T-104: plato 3	

Se muestra en el Esquema 4.9 la composición de las corrientes de entrada y salida de la torre diseñada.



Esquema 4.9 - Diagrama de la columna T-105.

Se pueden ver a continuación los perfiles de temperatura y composición a lo largo de la columna.



Figuras 4.17 y 4.18 - Perfiles de temperatura y fracción molar de agua y DMSO en la columna T-105

En las Figuras 4.17 y 4.18 se muestra cómo evoluciona el equilibrio agua-DMSO a medida que varía la temperatura en los platos. Como se dijo previamente, la corriente de DMSO obtenida se envía a la segunda columna, mientras que la corriente de agua es un residuo del proceso.

4.6 Dimensionamiento de los equipos de separación

En este apartado se realiza el dimensionamiento del separador flash y las columnas presentes en la planta, siguiendo los lineamientos de Peters^[4.11] y Seider.^[4.12]

4.6.1 Separador flash

Para dimensionar este equipo se implementó la herramienta Sizing disponible en el simulador, la cual calcula el diámetro en función de las condiciones de la corriente de alimentación. Por otro lado, estableciendo la relación L/D, se obtiene también la altura recomendada, considerando una geometría elíptica para los extremos del tanque. Las referencias bibliográficas consultadas sugieren que la relación L/D esté comprendida entre 3 y 5, por lo que se decide adoptar un valor igual a 4.

De esta forma, se obtiene que el separador debe tener un **diámetro de 1 metro** y una **altura de 4 metros**.

4.6.2 Columnas de platos

Las dimensiones más importantes que deben establecerse para estos equipos son el diámetro y el alto de la torre. Las columnas se diseñan como recipientes cilíndricos con cabezales elípticos.

Para la planta diseñada, se prevé que las torres que operan a presión atmosférica sean torres de platos. Por lo tanto, se deben dimensionar como tales los destiladores T-101, T-102, T-104 y T-105.

En primer lugar se debe calcular la velocidad neta de ascenso del vapor por la torre en condiciones de inundación (en el seno de un líquido), mediante la expresión (4.2).

$$V_{n,f} = C_{sb} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} \quad (4.2)$$

C _{sb}	coeficiente de Sounders-Brown [m/s]	ρ _L	densidad del líquido [kg/m ³]
σ	tensión superficial del líquido [dyne/cm]	ρ _V	densidad del vapor [kg/m ³]

Todas las propiedades son datos disponibles en el simulador. C_{sb} es el factor de Brown-Souders que se obtiene de correlaciones después de definir un espaciado entre platos. El espaciado entre platos estándar para columnas de diámetro considerable es de 0,46 y 0,61 metros, pero también suelen utilizarse de 0,3 y 0,91 metros. Como valor de densidad del líquido y vapor se toma el promedio de las densidades de las corrientes en cada uno de los platos de la torre. Estos valores son extraídos del entorno de simulación propio de cada columna en el software de simulación. En la Figura 4.19 se muestra la correlación del coeficiente de Sounders-Brown en función del parámetro F_{LG} que se calcula con las densidades y los caudales máscicos de las fases.

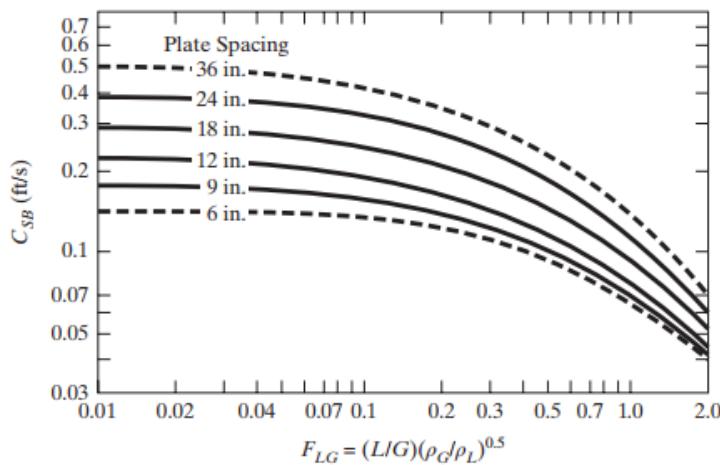


Figura 4.19 - Correlación del coeficiente de Sounders-Brown.

Las columnas de destilación suelen diseñarse para una velocidad de ascenso del vapor igual al 70% de la velocidad en condiciones de inundación. Por lo tanto, conociendo el caudal volumétrico de la fase vapor (también disponible en el simulador) y con el dato de la velocidad, se puede calcular el área transversal neta de la columna. El área total se determina adicionando un 10% correspondiente a la sección del plato donde se produce el corte para que descienda el líquido. Por último, a partir del área total puede obtenerse el diámetro requerido de columna.

En cuanto a la altura de la torre, una forma sencilla de realizar una estimación coherente es multiplicar el número de etapas por la distancia entre platos seleccionada al momento de determinar C_{sb} . Al igual que en los separadores, es recomendable que la relación entre la altura y el diámetro (L/D) esté comprendida entre 3 y 5. Este criterio es de utilidad para determinar un espaciado entre platos que garantice una velocidad de vapor (y por ende un diámetro) tal que se cumpla la relación.

Dado a que raramente los destiladores operan con una eficiencia del 100% en los mecanismos de transferencia de masa que involucran, se adopta una eficiencia global igual a 0,8 para todas las torres de platos. Esto quiere decir que el número de platos para el cual se efectúa el diseño es mayor que la calculada previamente en la etapa de simulación.

En la Tabla 4-13 se detallan los principales parámetros de importancia para el dimensionamiento de las torres de platos.

Tabla 4-13. Dimensiones de las torres de platos.

Torre	F_{LG}	Δh [m]	C_{sb} [m/s]	Velocidad vapor [m/s]	Q_{vapor} [m ³ /h]	A_{total} [m ²]	N_{platos} (real)	D [m]	L [m]
T-101	0,09	0,31	0,058	0,90	3250	1,1	17	1,18	5,3
T-102	0,075	0,46	0,072	1,16	4620	1,21	10	1,24	4,6
T-104	0,069	0,31	0,065	1,356	5000	1,13	19	1,2	5,9
T-105	0,032	0,23	0,042	0,83	1450	0,53	13	0,8	3

4.6.3 Columnas rellenas

En la planta de producción de acetaldehído se proyecta la instalación de dos columnas rellenas: el absorbador T-100 y el destilador T-103 que opera en condiciones de vacío.

El diseño de una torre rellena debe ser adecuado para evitar que la velocidad del vapor sea elevada y se produzca el fenómeno de inundación en el cual la retención de líquido aumenta apreciablemente y, junto a ella, crece la caída de presión y se reduce la eficiencia. Las columnas rellenas se diseñan para operar a una velocidad de vapor igual al 70% de la velocidad de inundación.

La correlación de Leva (4.3) permite despejar la velocidad superficial del gas en función de los parámetros F_{LG} (el mismo empleado en torres de platos) y F_p , que depende de las características del relleno. Además, la correlación está afectada por funciones de ajuste vinculadas a la densidad (4.4) y viscosidad del líquido (4.5).

$$e^{-3,7121 - 1,0371 \ln F_{LG} - 0,1501 (\ln F_{LG})^2 - 0,007544 (\ln F_{LG})^3} = \frac{U_f^2 F_p}{g} \frac{\rho_g}{\rho_{H2O}} \cdot f\{\rho_L\} \cdot f\{\mu_L\} \quad (4.3)$$

$$f\{\rho_L\} = -0,8787 + 2,6776 \frac{\rho_{H2O, liq}}{\rho_L} - 0,6313 \left(\frac{\rho_{H2O, liq}}{\rho_L} \right)^2 \quad (4.4)$$

$$f\{\mu_L\} = 0,96 \mu_L^{0,19} \quad (4.5)$$

U_f	velocidad superficial del gas [ft/s]	ρ_g	densidad del vapor [lb/ft ³]
F_p	factor propio del relleno [ft ² /ft ³]	ρ_L	densidad del líquido [lb/ft ³]
g	gravedad [ft/s ²]	ρ_{H2O}	densidad del agua (líq.) [lb/ft ³]

μ_L viscosidad del líquido [cP]

Despejando la velocidad superficial del gas, se calcula el diámetro de la torre con la expresión:

$$D_T = \left[\frac{4 G}{0,7 U_f \pi \rho_g} \right]^{1/2} \quad (4.6)$$

Donde G es el flujo másico de vapor que circula por la torre. El diámetro interno de la torre debe ser al menos 10 veces el diámetro de las partículas que conforman el relleno, e idealmente 30. En columnas con diámetros mayores a 3 pies (aprox. 1 metro), las partículas de relleno suelen tener tamaños que rondan las 2-3". Para anillos Raschig de estos tamaños, los factores de relleno (F_p) son del orden de 60 ft²/ft³.

Por su parte, la altura de la torre se determina a partir del número de etapas de equilibrio y la altura equivalente de plato teórico (HETP). A modo de estimación preliminar, Seider indica que se suele adoptar un valor de HETP igual a 2 ft. (0,61 m) cuando el relleno es aleatorio. Como las torres llenas suelen tener altas eficiencias debido a la elevada área superficial que favorece el contacto entre fases, se asume que la eficiencia global de estas torres es igual a 1.

En la Tabla 4-14 se detallan los principales parámetros de importancia para el dimensionamiento de las torres llenas.

Tabla 4-14. Dimensiones de las torres llenas.

Torre	F_{LG}	$f\{\rho_L\}$	$f\{\mu_L\}$	F_p [ft ² /ft ³]	U_f [ft/s]	N _{etapas}	HETP [m]	D [m]	L [m]
T-100	0,16	1,4	1,1	60	0,21	10	0,61	1,5	6,1
T-103	0,05	1,22	0,94	60	0,41	14	0,61	2	6,4

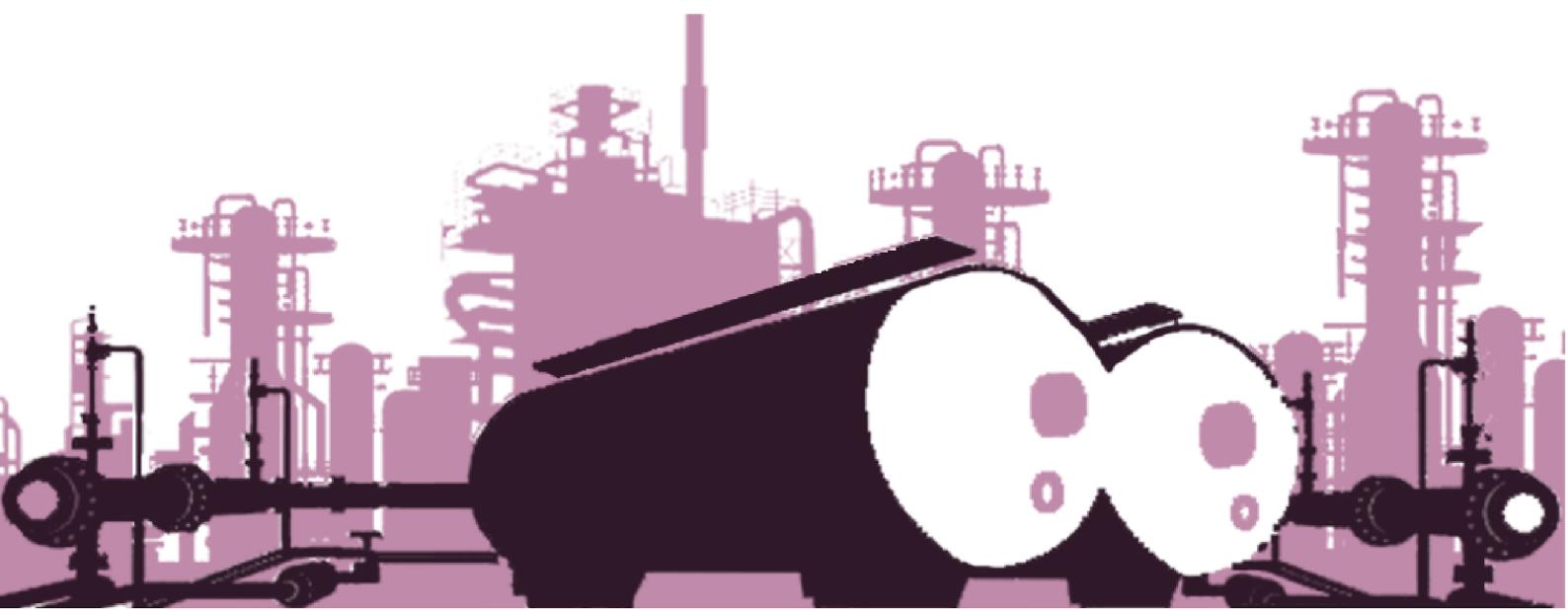
4.7 Bibliografía

- [4.1] R. E. Treybal. *Operaciones de Transferencia de Masa*. McGraw Hill. 2a Edición.
- [4.2] E. J. Henley, J. D. Seader. *Operaciones de separación por etapas en equilibrio en ingeniería química*. Reverté, 1990.
- [4.3] S. M. Walas. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Butterworth-Heinemann, 1988.
- [4.4] Y. Yang, G. Wang, L. Zhang, S. Zhang, L. Lin. *Comparison of Hydrogen Specification in National Standards for China*. E3S Web of Conferences. 2019.
- [4.5] National Kwikmetal Services. *Acero inoxidable 304 y Acero inoxidable 316*. Consultado en línea en nks.com/es.
- [4.6] Cole-Parmer. *Chemical Compatibility Database*. Consultado en línea en coleparmer.com/chemical-resistance.
- [4.7] F. Gámiz Castilla. *Estudio de la separación por destilación de la corriente producto en un proceso de producción de n-butanol por condensación aldólica de etanol*. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla. 2021.
- [4.8] A.J. Toth. *Comprehensive evaluation and comparison of advanced separation methods on the separation of ethyl acetate-ethanol-water highly non-ideal mixture*. Separation and Purification Technology. 2019.
- [4.9] W. Michaels, H. Zhang, W. L. Luyben, J. Baltrusaitis. *Design of a separation section in an ethanol-to-butanol process*. Biomass and Bioenergy. 2017.
- [4.10] A. Yang, H. Zou, I. Chien, D. Wang, S. Wei, J. Ren, W. Shen. *Optimal Design and Effective Control of Triple-Column Extractive Distillation for Separating Ethyl Acetate-Ethanol-Water with Multi Azeotrope*. Industrial and Engineering Chemistry Research. 2019.
- [4.11] Peters, Timmerhaus, West. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill. 5ta edición (2003).
- [4.12] Seider, Lewin, Seader, Widagdo, Gani, Ming Ng. *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation*. Wiley. 4ta edición (2017).

Estudio de factibilidad de producción de acetaldehído a partir de bioetanol

CAPÍTULO 5

Equipos auxiliares e integración energética



5.1 Resumen ejecutivo

En el presente Capítulo se aborda el desempeño energético de la planta de producción de acetaldehído que se propone instalar.

En primer lugar, se analizan las diferentes posibilidades de integrar energéticamente las corrientes frías y calientes presentes en el diseño de la planta. En otras palabras, se busca que las corrientes que deben recibir calor lo hagan, en la medida de lo posible, de aquellas corrientes que deben liberarlo. Para efectuar este análisis se recurre al método Pinch, que determina cuales son las potenciales combinaciones de integración, la máxima energía que puede ser integrada, el mínimo número de intercambiadores y la energía que debe ser suministrada o extraída obligatoriamente a corrientes auxiliares.

Al aplicar el método Pinch al sistema de corrientes de la planta propuesta se consigue una integración de 740 kW, a realizarse en tres intercambiadores de calor cuyas especificaciones se detallan a continuación:

Tabla 5-A. Intercambiadores de calor integrados

Intercambiador	Corriente fría	Corriente caliente	Calor integrado [kW]	Área de intercambio [m ²]
E-102	#3.1	#5	606,9	58,15
E-103	#3.2	#8	98,4	18,53
E-104	#3.3	#25	35,93	1,16

El calor restante se intercambia con corrientes auxiliares en otros 16 intercambiadores: 6 para corrientes de proceso, 5 condensadores en tope de torre de destilación y 5 rehervidores en fondo de torre. Se calcula el área de intercambio necesaria para cada uno de ellos, a partir de valores de coeficientes globales de transferencia de calor extraídos de fuentes bibliográficas.

Por otro lado, se realiza la selección de los equipos auxiliares. Para la impulsión y transporte de fluidos, se escogen 8 bombas centrífugas del fabricante Grundfos. De igual forma, se selecciona un compresor del fabricante Sullair y tres compresores de hidrógeno de AtlasCopco, todos ellos presentes en la subplanta de purificación de hidrógeno.

Para la torre T-103 que opera en condiciones de vacío, se efectúa un cálculo preliminar del eyector que se colocará en el tope de la columna. El mismo opera con vapor de agua como fluido motriz.

Un elemento esencial a la hora de definir los equipos auxiliares, es el acondicionamiento de las corrientes. Existen corrientes que deben ser enfriadas o calentadas. Para esto, se emplean fluidos de servicio, también denominados *utilidades*.

Para enfriar las corrientes de proceso hasta 37°C se utilizará agua, que será acondicionada mediante una torre de enfriamiento de tiro inducido modelo MSX-R-700-18.5 del fabricante MESAN. El caudal de agua necesario para enfriar las corrientes de la planta es de 384,9 m³/hr. La temperatura a la cual ingresa el agua a la torre es de 40°C, siendo enfriada hasta 27°C para su reutilización en un circuito cerrado.

Existen corrientes que requieren ser enfriadas a menores temperaturas. En el rango comprendido entre 10 y 37°C, se utiliza una mezcla de agua y etilenglicol al 10%, también llamada *agua helada*. La misma es acondicionada en un circuito cerrado que incluye un chiller del fabricante Zudek.

Para temperaturas menores a 10°C, se emplea un ciclo de refrigeración con refrigerante R404a como corriente de servicio. El mismo ingresa a los intercambiadores previos al absorbedor a una temperatura de -20°C, para refrigerar tanto el gas como el solvente líquido. El requerimiento de R404a es de 9825 kg/hr.

Para las corrientes de proceso que requieren ser calentadas, se solicita una corriente de servicio capaz de suministrar el calor necesario. Se utiliza vapor de agua que será provisto por una caldera pirotubular modelo H-H de la marca ATTSU, capaz de proveer 8000 kg/hr de vapor de agua a 8 bares de presión. Para el calentamiento del reactor y de algunas corrientes que requieren temperaturas por encima de los 150°C, se utiliza el fluido térmico DURATHERM HF que será llevado a la temperatura necesaria en una caldera modelo FT-4000 marca ATTSU, que provee 289 m³/hr de aceite.

Finalmente, una vez determinados todos los equipos auxiliares presentes en la planta, se calcula el consumo energético total, que resulta de 1218 kW.

5.2 Objetivos

En este capítulo se analizará la posibilidad de integrar energéticamente la planta con el fin de diseñar, de forma eficiente, la red de intercambiadores de calor estimando sus áreas de transferencia de calor. Como se trata de un primer diseño correspondiente a un estudio de factibilidad preliminar, no se incurrirá en datos de ingeniería de detalle, reservados para etapas posteriores de la concepción de una planta de procesos.

Se seleccionarán los sistemas auxiliares de calentamiento y/o enfriamiento necesarios. Por este motivo, se diseñarán y definirán las condiciones de operación de las calderas y los sistemas de refrigeración.

Además, se establecerán los equipos o sistemas auxiliares requeridos en la planta. De esta forma, se seleccionarán y dimensionarán las bombas, los compresores, los dispositivos de vacío y los sistemas de expansión más importantes.

Finalmente, se calculará el consumo energético de cada equipo con el fin de obtener la potencia total requerida para el normal funcionamiento de la planta.

5.3 Análisis Pinch

5.3.1 Introducción al método

En la mayoría de los procesos industriales se requiere transferir calor desde o hacia una corriente de proceso. Las etapas donde se requiere un intercambio energético se tornan críticas en la estructura económica de un proceso, ya que impactan notablemente en los costos operativos. Esto, sumado a la crisis energética del planeta y el constante aumento del precio de suministros indispensables como el gas natural, confluyen en la necesidad de maximizar la optimización en el diseño de un proceso y de esa forma minimizar el gasto en corrientes de servicio auxiliares. Mediante una correcta integración energética de la planta, es posible reducir de manera considerable los costos operativos.

En este contexto, se desarrolló el método denominado *análisis Pinch*, que permite diseñar una red de intercambio de calor de forma sistemática. La tecnología Pinch tiene sus bases en la primera y segunda ley de la Termodinámica. Con la primera ley se calculan los cambios de entalpía en las corrientes al pasar por los intercambiadores de calor. Con la segunda ley se determina la dirección del flujo de calor, desde una corriente caliente a una fría. Para que haya intercambio de calor, el fluido caliente debe encontrarse a una temperatura mayor que el fluido frío en cada punto del equipo. En la práctica, se suele establecer un acercamiento mínimo de

temperaturas (ΔT_{\min}) y este se da en el “punto Pinch”. De este modo queda definida la fuerza impulsora mínima permitida en un intercambiador de calor.

El método predice los requerimientos mínimos de energía externa y el número mínimo de intercambiadores de calor. Luego se busca diseñar una red que cuente con la mayor integración energética posible. Aquellas corrientes frías que queden por fuera de esta integración deberán intercambiar calor con corrientes auxiliares denominadas *utilidades externas*.

5.3.2 Elaboración de curvas compuestas

Para llevar a cabo la integración energética de la planta, el método Pinch establece que aquellas corrientes que son sometidas a procesos de intercambio de calor deben ser clasificadas en dos grupos: corrientes calientes y corrientes frías.

Las corrientes calientes son aquellas que tienen disponible energía para ser liberada, ya sea porque deben disminuir su temperatura, o bien porque deben sufrir un cambio de fase donde su entalpía decrece (por ejemplo, se condensan).

Por su parte, las corrientes frías son aquellas que son ávidas de recibir energía. En este grupo se incluyen las que deben aumentar su temperatura o cambiar de fase incrementando su energía, como puede ser el caso de una evaporación.

Además de las corrientes de proceso, las corrientes que abandonan por tope las torres de destilación y se dirigen hacia los condensadores pueden ser consideradas corrientes calientes. De igual manera, las corrientes de fondo que van hacia los rehervidores pueden incluirse dentro de las frías.

En las Tablas 5-1 y 5-2 se detallan las características de las corrientes frías y calientes de la planta, respectivamente.

Tabla 5-1. Corrientes frías presentes en la planta.

#	Estado inicial	Temperatura [°C]		¿Hay cambio de fase?	Calor a suministrar [kW]
		Entrada	Salida		
Corrientes de proceso					
3	L	78	285	SÍ	2370
Subtotal					2370
Rehervidores					
101R	L	81	81,7	SÍ (evap.)	1325
102R	L	80,2	80,3	SÍ (evap.)	1838
103R	L	58,8	68	SÍ (evap.)	78
104R	L	108,4	143,3	SÍ (evap.)	1975
105R	L	190,6	190,7	SÍ (evap.)	259
TOTAL					7845

Tabla 5-2. Corrientes calientes presentes en la planta.

#	Estado inicial	Temperatura [°C]		¿Hay cambio de fase?	Calor a remover [kW]
		Entrada	Salida		
Corrientes de proceso					
5	G	268	50	SÍ (cond. parc.)	1606
8	G	158,7	0,77	SÍ (cond. parc.)	990
21	L	78,4	-15	NO	105
25	L	190,6	50	NO	63
Subtotal					2764
Condensadores					
101C	G	20,7	17,5	SÍ (cond.)	1077
102C	G	75,1	72,4	SÍ (cond.)	1849
103C	G	28,9	28,5	SÍ (cond.)	76
104C	G	78,4	78,1	SÍ (cond.)	1934
105C	G	100,3	99,7	SÍ (cond.)	250
TOTAL					7950

*Las corrientes que son mezclas tienen un rango de temperaturas en el que se tiene un equilibrio L-G.

Una vez definidas las corrientes frías y calientes que se busca integrar, es necesario conocer para cada una de ellas cuál es la variación de temperatura a la que serán sometidas (o los cambios de fase involucrados), y en consecuencia, cuánto calor debe ser extraído o suministrado. Las

corrientes luego se segmentan en rangos de temperatura arbitrarios, tratando de cubrir todo el abanico de temperaturas presentes en el proceso.

El calor sensible intercambiado por una corriente puede calcularse a partir de la expresión (5.1), mientras que el calor intercambiado de forma latente se calcula con la expresión (5.2).

$$Q_{\text{sensible}} = F \cdot Cp \cdot \Delta T_{\text{sensible}} \quad \left[\frac{\text{energía}}{\text{tiempo}} \right] \quad (5.1)$$

$$Q_{\text{latente}} = F \cdot \lambda_{\text{cambio de fase}} \quad \left[\frac{\text{energía}}{\text{tiempo}} \right] \quad (5.2)$$

Donde F es el caudal másico, Cp la capacidad calorífica de la corriente, ΔT la variación de temperatura sensible y λ la entalpía de cambio de fase.

Los segmentos definidos arbitrariamente son plasmados en las llamadas *curvas compuestas*, donde se grafica la temperatura en función de la entalpía, de manera acumulativa. El punto de mayor cercanía entre las curvas compuestas corresponde al punto Pinch. Las corrientes frías y calientes se segregan en aquellas que se encuentran *por debajo del punto Pinch* y las que están *por encima del punto Pinch*. El método establece que la integración energética debe efectuarse de forma que no haya intercambio de calor a través del punto Pinch.

El rango de entalpía donde hay presencia de corrientes calientes y frías delimita la máxima cantidad de energía que puede integrarse empleando este método. El rango de entalpía a la izquierda de la curva compuesta fría representa la energía que debe ser removida hacia las *utilidades frías*, mientras que la energía a la derecha de la curva caliente debe ser suministrada por las *utilidades calientes*.

En un primer intento se buscó la integración energética de todas las corrientes de las Tablas 5-1 y 5-2. Se determinó que, debido a los rangos de temperatura y entalpía cubiertos, las posibles combinaciones resultaban principalmente entre corrientes de proceso, sin demasiadas posibilidades de incluir las corrientes de condensadores y rehervidores. Por este motivo, se decidió priorizar la integración entre corrientes de proceso.

Adicionalmente, cabe destacar que en general las corrientes internas de las torres de destilación no suelen incorporarse en el análisis Pinch. Esto se debe a que, para la correcta operación de una torre, es necesario que se lleven a cabo efectivamente los fenómenos de condensación y evaporación en los intercambiadores de tope y fondo, respectivamente. Cualquier alteración en estos equipos puede provocar que la separación se realice de forma ineficiente, ya sea por un intercambio de calor excesivo o deficiente, poniendo en riesgo la producción de toda la planta. Por otro lado, no es conveniente ni seguro para el diseño de una planta integrar en un mismo

intercambiador una corriente de tope y una de fondo, ya sea de la misma torre de destilación o de dos equipos diferentes. Esto limita notablemente las posibles combinaciones para estas corrientes. En consecuencia, los requerimientos energéticos de condensadores y rehervidores serán contemplados en la selección de equipos que serán utilizados como utilidades externas.

Con todas las consideraciones mencionadas anteriormente, el resultado son las curvas compuestas detalladas en la Figura 5.1.

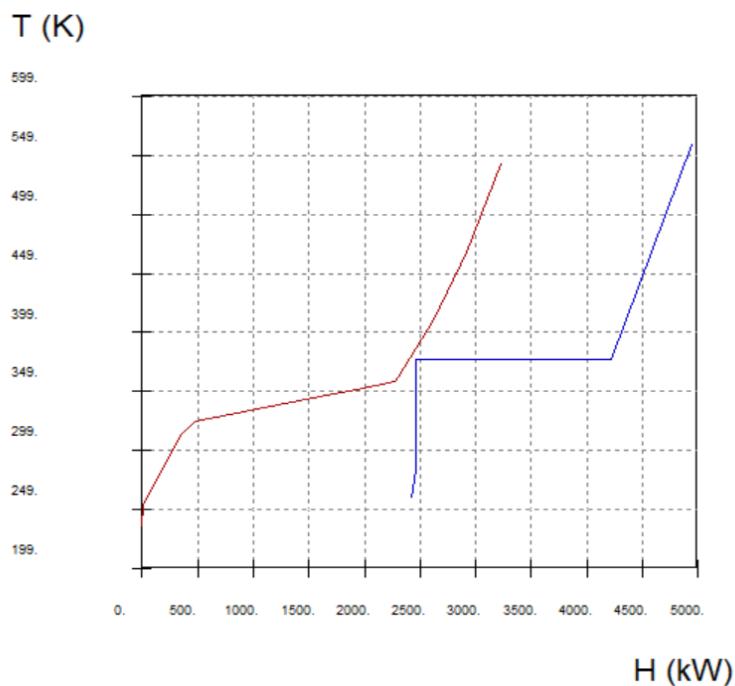


Figura 5.1 - Curvas compuestas del análisis Pinch (sin condensadores ni rehervidores)

Se aprecia en la Figura 5.1 que los tramos definidos arbitrariamente tienen diferentes pendientes. Si se observa la expresión (5.1), puede deducirse que la pendiente de cada uno de estos segmentos es igual a $\frac{1}{F \cdot Cp}$.

Muchas de las corrientes involucradas en el proceso de producción de acetaldehído sufren cambios de fase. Para poder considerar estos fenómenos en el análisis, se calcula un término de $(Cp \cdot \Delta T)$ aparente, a partir del calor latente y el caudal másico, contemplando que en los cambios de fase la variación de temperatura es muy pequeña. Esto resulta en valores de Cp notablemente más elevados que en los casos de intercambio de calor sensible. Puede verse así que, en los segmentos de la curva compuesta donde la pendiente es prácticamente cero, está ocurriendo en realidad un cambio de fase.

Sin embargo, este artilugio matemático puede conllevar a errores en la integración energética si no se tiene en cuenta lo siguiente: en casos como los de las corrientes #3 o #5 que intercambian tanto calor sensible como latente, es conveniente desglosar la energía en cada uno de los

mecanismos involucrados, y para cada uno de ellos calcular un valor diferente de F^*C_p . De esta forma se obtiene un cálculo más fehaciente de la capacidad de la corriente para ser integrada energéticamente. Esto se ve de forma más clara en la Tabla 5-3, donde se ejemplifica la diferencia para la corriente de entrada al reactor (#3).

Tabla 5-3. Comparación de valores de F^*C_p según mecanismos de intercambio de calor.

Mecanismo de intercambio	Energía [kW]	ΔT [°C]	$F C_p$ [kW/°C]
(a) Todo el calor combinado			
Todo	2370	207	14,3
(b) Calor segregado			
Sensible - líquido	170	24,8	6,85
Latente - Evaporación	1546	0,001	77300
Sensible - gas	654	182,2	3,59

En el caso (a) de la Tabla 5-3 se obtiene un único segmento en la curva compuesta fría que pondera los tres mecanismos de intercambio con un solo valor de F^*C_p aparente. Al segmentar el intercambio de calor se obtiene una curva más representativa del intercambio realmente llevado a cabo en el proceso, pudiendo así realizar una integración más confiable.

Realizar esta segmentación es útil para este sistema en particular, donde se tiene un amplio rango de temperaturas dentro de la planta, que van desde los -15°C hasta los 285°C. Además, ocurren cambios de estado en varias de las corrientes.

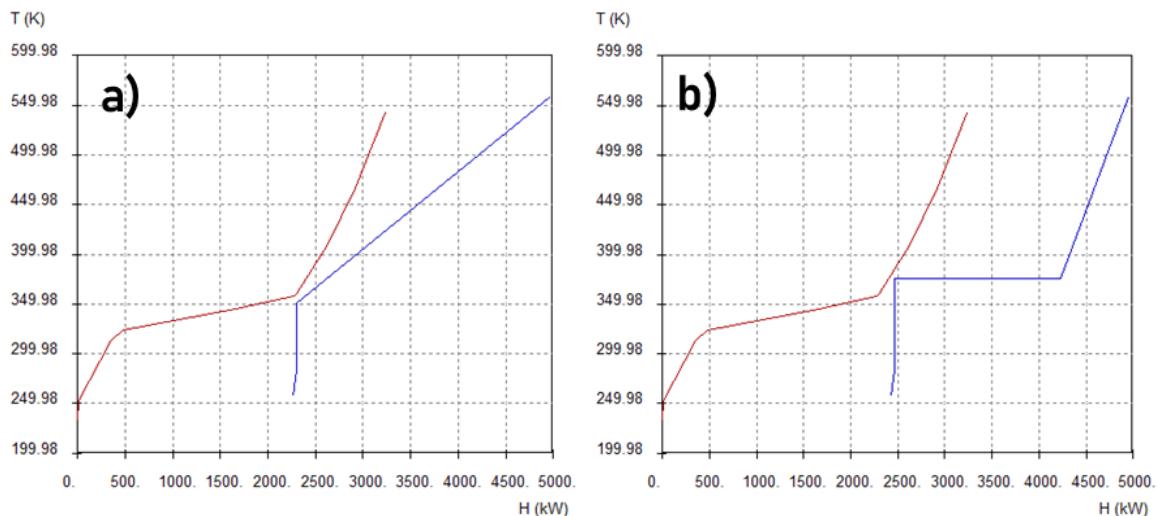


Figura 5.2 – Curvas compuestas para (a) un único mecanismo de transferencia de calor ponderado y (b) tres mecanismos diferenciados de transferencia de calor

5.3.3 Determinación de la red de intercambiadores

Como se mencionó anteriormente, la máxima cantidad de energía que puede integrarse entre corrientes de proceso está delimitada por el rango de entalpías en el que hay tanto corrientes frías como calientes. En la planta que se propone construir se pueden integrar, como máximo, 1000 kW. Esto implica que los 4100 kW restantes, sumado a lo requerido por el reactor, los condensadores y los rehervidores, debe intercambiarse con las utilidades externas.

Sin embargo, el intercambio es factible siempre y cuando la temperatura de la corriente caliente sea superior a la de la corriente fría, de forma que el gradiente de temperaturas permita la transferencia de calor en el sentido deseado.

Con estas consideraciones, se establecen entonces las posibles combinaciones entre corrientes de proceso. Para encontrar las combinaciones factibles se empleó la herramienta incorporada en el software Hint, que contiene todo el modelo matemático necesario para la resolución del análisis Pinch.

Todas las combinaciones arrojadas se encuentran por encima del punto Pinch, es decir, a temperaturas mayores a 87°C (360 K), como se ve en la Figura 5.2b. En el rango de entalpías por encima del punto Pinch se observa que existe una corriente fría con gran requerimiento energético. La corriente en cuestión es la alimentación al reactor, que incluye el bioetanol fresco proveniente de la otra planta y el caudal recirculado que se recupera por tope de la torre T-104. Esta mezcla azeotrópica de etanol y agua debe calentarse sensiblemente en estado líquido, luego evaporarse, y finalmente incrementar aún más su temperatura hasta alcanzar los 285°C. La energía que se le debe suministrar puede extraerse de varias de las corrientes calientes de la planta. De acuerdo con los cálculos realizados en Hint, el mayor aprovechamiento se consigue al cruzarla en serie con las corrientes #5 (salida del reactor), #8 (entrada al absorbedor) y #25 (entrainer recuperado en la torre T-105). Aún así, la corriente #3 (entrada al reactor) sigue precisando una fuente de calor externa para suplir todo su requerimiento energético. Esto se debe a su gran caudal, al ΔT que debe conseguirse y al hecho de que es necesario que ocurra un cambio de fase.

La energía restante que no pudo ser integrada en este análisis será provista por corrientes auxiliares. Las corrientes frías obtendrán el calor necesario de fluidos calefactores como vapor de agua o fluidos térmicos provenientes de calderas. Por su parte, caudales de agua de torre, agua helada o fluido refrigerante servirán de sumideros para las corrientes calientes. Más adelante en este capítulo se diseñarán los equipos necesarios para contar con estas corrientes auxiliares.

La ecuación de diseño de los intercambiadores de calor corresponden a la expresión (5.3):

$$Q_{intercambiado} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad \left[\frac{\text{energía}}{\text{tiempo}} \right] \quad (5.3)$$

Donde **U** es el coeficiente global de transferencia de calor, **A** el área de intercambio y ΔT_{ml} el delta de temperatura medio logarítmico, definido con la expresión (5.4). Con este último término se tiene en cuenta la evolución de las temperaturas de los fluidos a lo largo del equipo, utilizando las fuerzas impulsoras en los extremos como fundamento de cálculo.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad [\text{temperatura}] \quad (5.4)$$

5.3.3.1 Tipo de intercambiadores

En principio se propone el diseño de intercambiadores de tubo y coraza, debido a que son equipos muy versátiles que pueden operar en un amplio abanico de procesos. Su diseño es sencillo y son relativamente baratos en comparación con otras alternativas. Adicionalmente, tienen un costo de mantenimiento bajo y pueden desmontarse y limpiarse con facilidad.

Para los casos donde el área de intercambio resulte muy baja, se evalúa la posibilidad de diseñar un intercambiador de doble tubo: uno de los fluidos circula por un tubo intercambiando calor con otro que lo hace por una camisa concéntrica. Seider^[5.1] indica que para áreas de intercambio menores a 15m^2 , es recomendable emplear intercambiadores de doble tubo espiralados. Para superficies mayores, ya se debe considerar la instalación de un intercambiador de tubo y coraza.

En cuanto a los materiales constructivos de los intercambiadores, se prefiere la utilización de acero inoxidable frente a otras alternativas. En el Capítulo 4 se realizó un análisis en profundidad sobre la compatibilidad de los compuestos presentes en el proceso (acetaldehído, etanol, agua, acetato de etilo) con diferentes materiales, especialmente aceros. Allí se determinó que el acero al carbono es susceptible al ataque químico y la corrosión en presencia de dichas especies, por lo que se impone la implementación del acero inoxidable, cuyo contenido de cromo y níquel le proporciona a la aleación mayor resistencia.

5.3.3.2 Condensadores

Los condensadores son justamente los equipos donde se lleva a cabo la condensación de un fluido. En la planta de acetaldehído que se está diseñando, este cambio de fase tiene lugar en 7 corrientes:

- #5: la mezcla efluente del reactor, que es enfriada desde 268°C hasta 50°C para luego ser alimentada al separador flash. La condensación es parcial, siendo el etanol y el acetato de

etilo los compuestos que condensan predominantemente. El hidrógeno permanece en su mayoría en la fase vapor, mientras que el acetaldehído se reparte entre ambas fases.

- #8: la corriente de tope del separador flash, que luego de ser comprimida vuelve a ingresar a un intercambiador a 600 kPa donde es enfriada hasta 0,7°C. La mayor parte del caudal másico de acetaldehído condensa en este intercambiador.
- Las cinco corrientes de tope de las corrientes de destilación. Las mismas ingresan como vapor a los condensadores, mientras que el condensado obtenido se divide en la corriente que abandona la torre y el reflujo interno. Todos ellos operan como condensadores totales.

La condensación puede llevarse a cabo tanto en los tubos como en la coraza de un intercambiador, y en disposición vertical u horizontal. Es preferible que la corriente que condensa lo haga en partes del equipo donde no pueda acumularse condensado, ya que esto podría provocar un tapón hidráulico: si circula por los tubos, es recomendable emplear pocos pasos para evitar taponamiento en los cambios de dirección; en cambio, si lo hace por la coraza, es preferible disponer la menor cantidad posible de placas deflectoras ya que pueden acumular líquido.

Para que el cambio de fase se realice efectivamente, las corrientes deben intercambiar calor con corrientes que se encuentren a menor temperatura. Como se mencionó anteriormente, las corrientes #5 y #8 intercambiarán parte de la energía con la corriente #3 que ingresa al reactor. El calor restante que deben liberar las corrientes #5 y #8, así como el de las corrientes de tope de los destiladores, será evacuado hacia las siguientes corrientes auxiliares:

- Agua de torre de enfriamiento: para enfriar a temperaturas mayores a 37°C, empleando agua en un circuito cerrado.
- Agua helada: para enfriar a temperaturas comprendidas entre 15 y 37°C, mediante la instalación de un circuito cerrado por donde circula una mezcla de agua y etilenglicol.
- Fluido refrigerante: para enfriar a temperaturas menores a 15°C, empleando un fluido refrigerante en un circuito cerrado.

5.3.3.3 Rehervidores

Los rehervidores son equipos que se suelen encontrar en el fondo de las torres de destilación. En ellos ocurre una evaporación parcial de la corriente alimentada, de forma que la fase vapor es realimentada a la torre mientras que el líquido abandona el rehervidor como corriente de fondo.

En estas operaciones suele utilizarse una geometría especial como la mostrada en la Figura 5.3, denominada Kettle. El fluido calefactor suele condensar dentro los tubos en forma de U, mientras que la corriente de proceso se evapora en la coraza del equipo. La forma de la carcasa

está diseñada de forma que la parte superior permita la separación entre las fases. El vapor asciende y sale por arriba. El líquido rebalsa por encima de un tabique que tiene una altura suficiente como para que los tubos se encuentren completamente sumergidos.

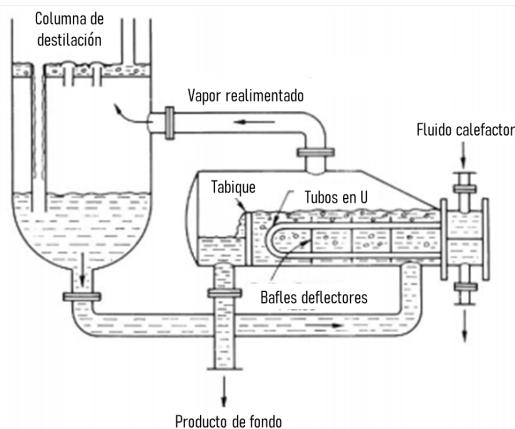


Figura 5.3 - Esquema de un rehervidor de tipo Kettle. [5.2]

Para rehervidores que requieren un área de intercambio pequeña, suelen utilizarse algunos diseños más compactos, similares a los intercambiadores de doble tubo.

Al igual que en los condensadores, en los rehervidores es necesario la presencia de una corriente auxiliar para llevar adelante el intercambio de calor. En este caso se precisa de un fluido que esté a mayor temperatura que la corriente que quiere evaporarse. En esta planta se emplearán los siguientes fluidos auxiliares:

- Vapor de agua: para evaporar corrientes a temperaturas menores a 150°C. El vapor se generará en un circuito cerrado que contiene una caldera de vapor.
- Fluido calefactor: para evaporar a temperaturas que superen los 140°C, empleando el fluido DURATHERM HF en un circuito cerrado que contiene una caldera.

5.3.3.4 Coeficientes de transferencia de calor

El coeficiente global de transferencia de calor en un intercambiador puede calcularse a partir de una suma de resistencias que contempla la transferencia de calor pelicular a ambos lados de la pared del tubo, al que se le agrega un factor de resistencia por ensuciamiento (5.5).

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + R_f \quad \left[\frac{\text{tiempo} \cdot \text{temperatura} \cdot \text{área}}{\text{energía}} \right] \quad (5.5)$$

Donde h_{io} es el coeficiente pelicular del fluido que circula por fuera de los tubos, h_o el coeficiente pelicular del fluido en el interior de los tubos y R_f el factor de ensuciamiento.

El valor de U estará gobernado por la etapa que ofrezca mayor resistencia a la transferencia energética. Por ejemplo, si el fluido que circula por los tubos lo hace en ciertas condiciones que hacen que su coeficiente pelicular (h_{io}) tenga un valor muy pequeño, este tenderá a disminuir el valor de U , volviéndose preponderante en la suma de resistencias.

Contar con un valor de U confiable es sumamente importante para lograr un diseño preciso del intercambiador. Si se calcula un coeficiente de intercambio que no sea representativo pueden ocurrir diferentes escenarios:

- Un U sobreestimado dará como resultado un área de intercambio menor a la necesaria para un intercambio efectivo. De esta manera, las corrientes calientes saldrán a una temperatura mayor a la requerida, y las frías a menor temperatura.
- Si se calcula un U muy pequeño las áreas de intercambio resultan excesivamente grandes. Un sobredimensionamiento del equipo puede dar lugar a un intercambio de calor excesivo, aumentando el ΔT entre las corrientes más de lo requerido por el proceso (siempre que la temperatura de la corriente caliente sea mayor a la de la fría).

Existe en bibliografía una amplia disponibilidad de valores de U típicos para distintos casos de común aplicación en la industria de procesos. En general se reportan rangos de U obtenidos a partir de correlaciones y datos empíricos, en función de los fluidos involucrados. Por ejemplo, Cao (1983)^[5.3] establece que para evaporadores con vapor como fluido caliente y agua como fluido frío el U suele estar comprendido entre 2000-4000 W/m² K. También suelen encontrarse valores para otros tipos de compuestos, generalmente agrupados en categorías generales como solventes orgánicos, aceites livianos, refrigerantes o gases. Estos coeficientes aproximados son de enorme utilidad cuando se tiene poca información sobre las corrientes tratadas, o bien en etapas de diseño preliminares donde se busca realizar una primera estimación de los equipos.

También pueden encontrarse valores de coeficientes peliculares (h_i ; h_o) empleados regularmente, como es el caso del agua líquida, el vapor de agua, el amoníaco o algunos gases. Asimismo, pueden encontrarse tabulados valores de resistencia de ensuciamiento para diferentes fluidos. Introduciendo estos datos en la expresión (5.5) puede calcularse un U más representativo para el intercambiador que se está diseñando.

En caso de contar con datos precisos de las propiedades del fluido, es posible calcular un coeficiente pelicular más confiable por medio de correlaciones para el número de Nusselt. Por ejemplo, la expresión (5.6) es frecuentemente utilizada para fluidos en régimen turbulento que intercambian calor de manera sensible en el interior de los tubos. También existen correlaciones para el coeficiente pelicular del fluido en la coraza (5.7).

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (5.6)$$

Donde h_i es el coeficiente pelicular, D_i el diámetro del tubo, k la conductividad térmica, Re el número de Reynolds, Pr el número de Prandtl, μ la viscosidad en el seno del fluido y μ_w la viscosidad a la temperatura de pared.

$$\frac{h_o D_e}{k} = 0,36 \cdot Re^{0,55} \cdot Pr^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (5.7)$$

Donde h_o es el coeficiente pelicular y D_e un diámetro equivalente que contempla la geometría del arreglo de tubos.

Para los fenómenos de condensación y evaporación resulta más complejo el cálculo de los coeficientes peliculares a partir de correlaciones empíricas generales. Esto se debe a que, en ambos cambios de fase, es crítico conocer el régimen en el cual se está llevando a cabo la transferencia de calor.

La condensación de un vapor se lleva a cabo en diferentes estadios. Cumple un rol importante la cantidad de fluido que se está condensando, en qué parte del equipo se produce el cambio de fase (tubos o coraza), la velocidad del vapor, el régimen de escurrimiento y el grado de inundación del condensado que se va generando. Por ejemplo, en tubos horizontales se pueden dar los sucesivos escenarios mostrados en la Figura 5.4, dependiendo del caudal másico del fluido que se condensa.

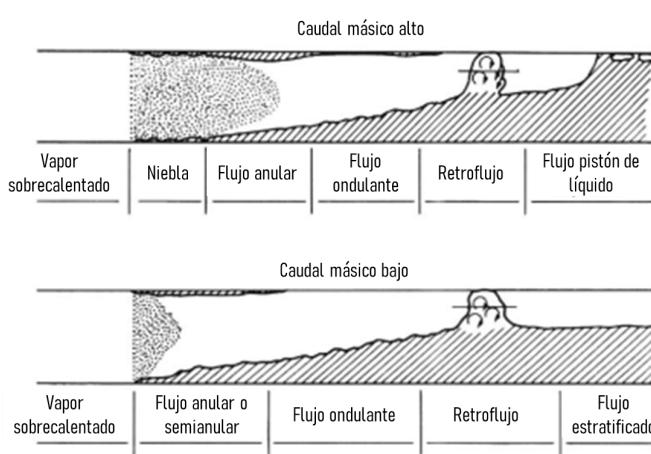


Figura 5.4 - Etapas de la condensación de un vapor en tubos horizontales (Kakac).

De la misma manera, la evaporación también involucra etapas sucesivas, comenzando por el calentamiento inicial del líquido y culminando con la formación de una mezcla líquido-vapor, o bien de vapor sobrecalentado. En el medio aparecen fenómenos como la formación de primeras

burbujas que luego se transforman en regiones de vapor de mayor tamaño en el seno del líquido; en cierto punto del proceso existe una agitación constante entre las fases, lo que favorece la transferencia de calor; y finalmente, el vapor se torna la fase predominante, con pequeñas gotas de líquido suspendidas que pueden llegar incluso a acumularse en las cercanías de las paredes formando una película fina.

En consecuencia, se tomará el siguiente criterio para el cálculo de los coeficientes globales de transferencia de calor, de forma de conseguir los valores que resulten más representativos:

1. Se buscará determinar, siempre que sea posible, el coeficiente pelicular individual h de cada uno de los fluidos involucrados en el intercambiador, para luego calcular el U global.
2. En el caso de las corrientes intercambiando calor sensible, se calculará el coeficiente pelicular con correlaciones como la (5.6) o (5.7) y los datos disponibles en el simulador del proceso.
3. Para los casos donde se produce intercambio de calor latente, se recurrirá a valores tabulados en bibliografía de coeficientes peliculares típicos. En caso de no contar con un valor para el fluido en concreto, se utilizará el que se considere que mejor refleja las propiedades de la corriente.
4. Se adoptará un valor de resistencia por ensuciamiento igual para todas las corrientes, ya que se considera que las propiedades de los compuestos que se tratan en la planta son similares (etanol, agua, acetaldehído, acetato de etilo). El valor de R_f seleccionado es $0,00007 \text{ m}^2 \text{ K/W}$, extraído del libro de Cao.

Con estas consideraciones, se procede a calcular el área de intercambio necesaria para llevar a cabo las operaciones de transferencia de calor. No se debe dejar de mencionar que, en caso de que el proyecto supere este estudio de factibilidad, habrá que destinar mayores esfuerzos a calcular coeficientes globales que representen de forma más fiable la capacidad de intercambio de las corrientes tratadas.

5.3.4 Resultados

Como se dijo anteriormente, el análisis Pinch arrojó que las corrientes calientes #5, #8 y #25 son capaces de transferir calor hacia la corriente #3. Esta última está compuesta por un gran caudal de agua y etanol, que se tiene inicialmente en estado líquido a 78°C , debe cambiar de fase y calentarse hasta los 285°C . Por esta razón, su variación de entalpía es muy elevada. Para maximizar el intercambio de calor, se propone dividir dicha corriente en tres y enfriar las corrientes 5, 8 y 25 en serie. De esta forma quedan definidos los primeros intercambiadores de calor.

Los tres intercambiadores, en conjunto, permiten integrar cerca de 740 kW. El resto de las corrientes se acondicionan con utilidades externas. Para calentar corrientes frías se utiliza vapor de agua, y en caso de ser requerido, fluido calefactor DURATHERM HF. En cambio, para enfriar corrientes calientes se utiliza agua de torre, agua helada y R404a como fluido refrigerante.

5.3.4.1 Intercambiadores antes del reactor

En los intercambiadores E-101, E-102, E-103, E-104 y E-105 se produce la evaporación de la corriente #3 que se debe precalentar antes de la entrada al reactor:

- En el intercambiador E-101 se le suministra el calor sensible necesario para alcanzar un estado de líquido saturado, empleando vapor como fluido calefactor. Además, se continúa calefaccionando durante el cambio de fase, ya que no es suficiente con el intercambio por método Pinch para suplir toda la demanda energética de esta corriente.
- Los intercambiadores E-102, E-103 y E-104 son los equipos donde ocurre la integración energética resultante del análisis Pinch. Todo el calor intercambiado por la corriente #3 en estos equipos es latente. La temperatura a la que ocurre el cambio de fase de la mezcla alimentada al reactor es de 102,5°C. Cuando la corriente #3 abandona el último de estos reactores, se encuentra en estado de vapor saturado.
- En el intercambiador E-105 es donde se termina de entregar todo el calor necesario para que la alimentación al reactor alcance los 285°C. Aquí se alcanza el grado de sobrecalentamiento exigido. Se emplea DURATHERM HF como fluido calefactor.

En el intercambiador E-101 el coeficiente global de transferencia de calor está gobernado por el coeficiente pelicular de la corriente líquida fría. En la etapa de intercambio latente, el coeficiente de transferencia será mayor. El área total se calcula como la suma de las áreas individuales requeridas para cumplir con la demanda de cada uno de los dos mecanismos (sensible y latente). Como el área resultante es pequeña, puede considerarse la posibilidad de instalar un intercambiador de doble tubo horizontal, donde el fluido calefactor circule por un encamisado que recubre al tubo.

Los intercambiadores E-102 y E-103 integran a la corriente #3 con la #5 y #8, respectivamente. En ambos equipos puede verse que U adopta valores bastante pequeños. Esto se debe a que la corriente caliente se está enfriando en fase gaseosa, lo que implica que el coeficiente pelicular es relativamente bajo. La diferencia en las áreas se explica por el calor puesto en juego en cada uno de los equipos, siendo ampliamente superior en el E-102. Cabe remarcar que el intercambio entre las corrientes se da hasta que la diferencia de temperaturas entre ellas es de 10°C. Por este motivo la corrientes #3 y #5 abandonan el intercambiador a 112,6°C. Cuando la fuerza impulsora es menor, la transferencia de energía se vuelve notablemente ineficiente, lo que se traduce en

áreas mucho más grandes. En consecuencia, las corrientes calientes deben seguir enfriándose en intercambiadores adicionales. Por otro lado, es conveniente que el fluido que se evapora circule por la coraza, mientras que la corriente caliente lo haga por los tubos.

En el intercambiador E-104 el coeficiente de la corriente caliente (#25, DMSO) es la resistencia de mayor peso. La corriente caliente abandona el equipo a 112,6°C, por lo que debe seguir enfriándose. En este caso, el fluido que se evapora circula por el tubo y el líquido por la camisa.

Tabla 5-4. Intercambiador E-101

E-101		
Corriente	Fría	Caliente
#	3	Vapor
Ubicación	Tubo	Camisa
T entrada [°C]	78	170
T salida [°C]	102,5	170
Q [kW]	170 (sens) ; 805 (lat)	
DTML [°C]	78,9 (s) ; 67,2 (l)	
U [W/m ² K]	1844 ; 2562	
Área [m ²]	1,17 + 4,67 = 5,84	
Orientación	Horizontal	

Tabla 5-5. Intercambiador E-102

E-102		
Corriente	Fría	Caliente
#	3.1	5
Ubicación	Coraza	Tubos
T entrada [°C]	102,6	268
T salida [°C]	102,6	112,6
Q [kW]	606,9	
DTML [°C]	55,3	
U [W/m ² K]	188,6	
Área [m ²]	58,15	
Orientación	Horizontal	

Tabla 5-6. Intercambiador E-103

E-103		
Corriente	Fría	Caliente
#	3.2	8
Ubicación	Coraza	Tubos
T entrada [°C]	102,6	163,6
T salida [°C]	102,6	112,6
Q [kW]	98,36	
DTML [°C]	28,1	
U [W/m ² K]	188,6	
Área [m ²]	18,53	
Orientación	Horizontal	

Tabla 5-7. Intercambiador E-104

E-104		
Corriente	Fría	Caliente
#	3.3	25
Ubicación	Tubo	Camisa
T entrada [°C]	102,6	190,6
T salida [°C]	102,6	112,8
Q [kW]	35,93	
DTML [°C]	35,8	
U [W/m ² K]	867,7	
Área [m ²]	1,16	
Orientación	Horizontal	

El último intercambiador presente antes del reactor es el E-105, encargado de llevar la alimentación de etanol-agua hasta 285°C. Pese a que la diferencia de temperatura entre las

corrientes es grande, el bajo coeficiente pelicular del gas resulta en un área de intercambio considerable.

Tabla 5-8. Intercambiador E-105

E-105		
Corriente	Fría	Caliente
#	3.4	DURATHERM
Ubicación	Tubos	Coraza
T entrada [°C]	102,6	310
T salida [°C]	285	270
Q [kW]	654	
DTML [°C]	74,8	
U [W/m ² K]	236,2	
Área [m ²]	37	
Orientación	Horizontal	

El área de los intercambiadores en los que la corriente de proceso se encuentra en fase gaseosa resulta notablemente sensible a cambios en el valor del coeficiente pelicular del gas. Por este motivo, se recomienda abocar especial esfuerzo a determinar con la mayor precisión posible el valor real del mismo en caso de que se decida seguir adelante con este proyecto. De esta forma, se evitará el diseño y la construcción de un intercambiador de dimensiones inadecuadas.

5.3.4.2 Intercambiadores luego del reactor

Los equipos presentes en esta parte de la planta son los diseñados para lograr la correcta separación de los componentes presentes en la mezcla efluente del reactor. El análisis Pinch arrojó que no existen posibles combinaciones de integración para estas corrientes. Por lo tanto, todo el intercambio de calor debe efectuarse con las corrientes auxiliares. En esta sección se encuentra:

- El intercambiador E-106, donde se termina de enfriar la corriente #5.1 que abandona el reactor, y que ya se ha enfriado hasta 112,6°C en el E-102. Es la alimentación al separador flash.
- El intercambiador E-107, que complementa al E-103 en el enfriamiento de la corriente #8.1, de forma que alcance los 0,7°C requeridos en la entrada del gas al absorbedor.
- El intercambiador E-108, que enfriá parte de la mezcla azeotrópica etanol-agua (#21) separada por tope de la torre E-104 hasta -15°C para realimentarla a la torre de absorción.

- El intercambiador E-109, que termina de enfriar el entrainer que sale por fondo de la torre T-105 y es recirculado a la torre T-103. Es complementario al intercambiador E-102, que previamente lleva el DMSO de 190 a 112,6°C.

En todos estos equipos ocurre que los coeficientes globales U están gobernados esencialmente por los coeficientes películares de los fluidos de proceso, motivado en gran medida por los altos coeficientes de los fluidos auxiliares.

En los intercambiadores E-106 y E-107, donde se produce la condensación parcial de las mezclas, se opta por una disposición horizontal.

En el primero de ellos se dispone a la corriente fría circulando por la coraza y el fluido auxiliar haciéndolo por los tubos. Adicionalmente, esta configuración es conveniente porque se hace circular agua (fluido más ensuciante) por los tubos, de forma que su limpieza puede efectuarse con mayor facilidad. Por otro lado, al igual que ocurre con la corriente #3 en el intercambiador E-101, en este caso también existe intercambio tanto latente como sensible de la corriente #5 antes de ingresar al separador flash.

En el caso particular de la corriente #8, el fluido debe enfriarse desde 112,6 hasta 0,7°C. La utilización con agua de enfriamiento como fluido de servicio es viable únicamente hasta una temperatura de 37°C. Para continuar con el enfriamiento, se debe emplear el fluido refrigerante. Por lo tanto, se puede calcular un área de intercambio para cada uno de los fluidos por separado, pero diseñar un intercambiador de tubo y coraza donde la corriente de proceso circule por los tubos, mientras que por la coraza se alimentan las corrientes de servicio en distintas longitudes. En la Figura 5.5 se muestra la configuración del intercambiador E-107.

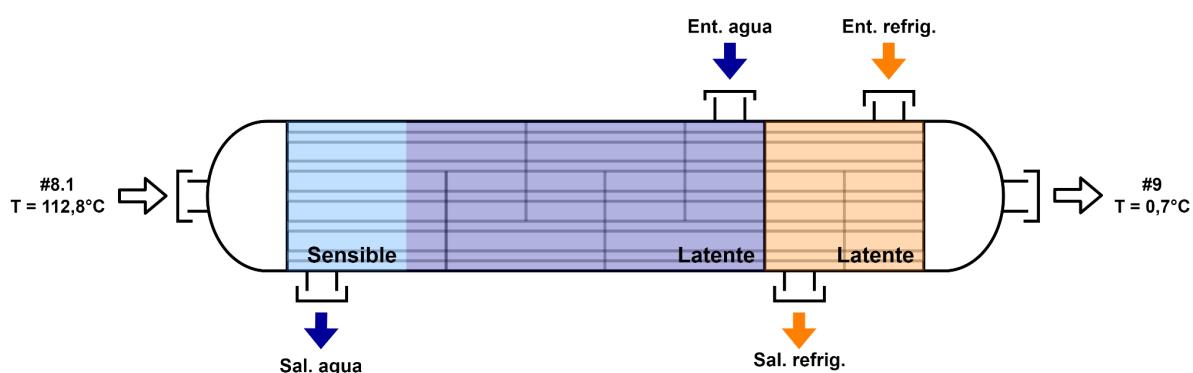


Figura 5.5 - Esquema explicativo de la configuración del intercambiador E-107.

Tabla 5-9. Intercambiador E-106

E-106		
Corriente	Fría	Caliente
#	Agua	5,1
Ubicación	Tubos	Coraza
T entrada [°C]	27	112,8
T salida [°C]	40	50
Q [kW]	157 (sens) ; 842 (lat)	
DTML [°C]	54,6 ; 24,8	
U [W/m² K]	136 ; 995	
Área [m²]	55,4	
Orientación	Horizontal	

Tabla 5-10. Intercambiador E-107

E-107		
Corriente	Fría	Caliente
#	Aqua R404a	8,1
Ubicación	Coraza	Tubos
T entrada [°C]	27 -20	112,8
T salida [°C]	38 -20	0,7
Q [kW]	60 (sens) ; 831 (lat)	
DTML [°C]	64,3 (s) ; 22,8 (l, A) ; 35,9 (l, R)	
U [W/m² K]	191 ; 995 ; 747	
Área [m²]	4,9 + 26,9 + 8,2 = 40	
Orientación	Horizontal	

El intercambiador E-108 requiere un área de intercambio baja, que puede conseguirse con un equipo de doble tubo, con la corriente #21 fluyendo por el tubo central. Como el etanol realimentado a la torre de absorción debe enfriarse desde 78 hasta -15°C, en este intercambiador también se debe adoptar una configuración en la que tanto agua como refrigerante circulen por la camisa intercambiando energía con la corriente de proceso, de forma similar al E-107.

Para el intercambiador E-109 se elige una disposición horizontal, con el fluido auxiliar frío circulando por los tubos y la corriente de DMSO realimentada a la torre T-103 (caliente) por la coraza.

Tabla 5-11. Intercambiador E-108

E-108		
Corriente	Fría	Caliente
#	Aqua R404a	21
Ubicación	Camisa	Tubo
T entrada [°C]	27 -20	78
T salida [°C]	38 -20	-15
Q [kW]	48 (A) ; 57 (R)	
DTML [°C]	21,1 (A) ; 21,4 (R)	
U [W/m² K]	1359 ; 935	
Área [m²]	4,5	
Orientación	Horizontal	

Tabla 5-12. Intercambiador E-109

E-109		
Corriente	Fría	Caliente
#	Aqua	25
Ubicación	Tubos	Camisa
T entrada [°C]	27	112,8
T salida [°C]	40	50
Q [kW]	27	
DTML [°C]	43,1	
U [W/m² K]	1188	
Área [m²]	0,53	
Orientación	Contracorriente	

5.3.4.3 Condensadores

Corresponde a los cinco intercambiadores donde se condensan los vapores que abandonan las torres de destilación por tope. Como el intercambio de calor se da principalmente de forma latente y la variación de temperatura de las corrientes de proceso es pequeña, los coeficientes de transferencia son elevados.

Para maximizar la eficiencia del intercambio energético en equipos de tubo y coraza se suelen incorporar las siguientes disposiciones (Kakac):

- Condensación dentro de los tubos con orientación vertical. Es una disposición muy efectiva, aunque los tubos no deben ser muy largos porque pueden llenarse de condensado. Por lo tanto, cuentan con limitaciones cuando se precisan equipos de grandes dimensiones.
- Condensación en la coraza con disposición horizontal. El cálculo del intercambio de calor puede predecirse con facilidad, permite el uso de grandes superficies y presenta muy bajas pérdidas de carga.

Tabla 5-13. Condensador C-101

C-101		
Corriente	Fría	Caliente
#	Agua helada	T101 C
Ubicación	Tubos	Coraza
T entrada [°C]	0	20,7
T salida [°C]	10	17,5
Q [kW]	1077	
DTML [°C]	13,8	
U [W/m ² K]	936	
Área [m ²]	83,2	
Orientación	Horizontal	

Tabla 5-14. Condensador C-102

C-102		
Corriente	Fría	Caliente
#	Agua	T102 C
Ubicación	Coraza	Tubos
T entrada [°C]	27	75,1
T salida [°C]	40	72,4
Q [kW]	1849	
DTML [°C]	41,1	
U [W/m ² K]	936	
Área [m ²]	48,1	
Orientación	Horizontal	

Tabla 5-15. Condensador C-103

C-103		
Corriente	Fría	Caliente
#	Agua helada	T103 C
Ubicación	Camisa	Tubos
T entrada [°C]	0	28,9
T salida [°C]	10	28,5
Q [kW]	76	
DTML [°C]	28,4	
U [W/m ² K]	936	
Área [m ²]	3,5	
Orientación	Vertical	

Tabla 5-16. Condensador C-104

C-104		
Corriente	Fría	Caliente
#	Agua	T104 C
Ubicación	Tubos	Coraza
T entrada [°C]	27	78,4
T salida [°C]	40	78,1
Q [kW]	1953	
DTML [°C]	45,6	
U [W/m ² K]	1002	
Área [m ²]	43,8	
Orientación	Horizontal	

Tabla 5-17. Condensador C-105

C-105		
Corriente	Fría	Caliente
#	Agua	T105 C
Ubicación	Camisa	Tubo
T entrada [°C]	27	100,3
T salida [°C]	40	99,7
Q [kW]	250	
DTML [°C]	35,8	
U [W/m ² K]	1109	
Área [m ²]	3,3	
Orientación	Vertical	

5.3.4.4 Rehervidores

Los rehervidores de mayor área se diseñan con una geometría tipo Kettle, anteriormente mostrada en la Figura 5.3. Los restantes, que requieren menor superficie, se conciben como intercambiadores de doble tubo, con el líquido de fondo de la torre circulando por el tubo y el fluido calefactor por la camisa.

Tabla 5-18. Rehervidor R-101

R-101		
Corriente	Fría	Caliente
#	T101 R	Vapor
Ubicación	Coraza	Tubos
T entrada [°C]	81	170
T salida [°C]	81,7	170
Q [kW]	1325	
DTML [°C]	88,6	
U [W/m ² K]	1009	
Área [m ²]	14,8	
Orientación	Horizontal ; Kettle	

Tabla 5-19. Rehervidor R-102

R-102		
Corriente	Fría	Caliente
#	T102 R	Vapor
Ubicación	Coraza	Tubos
T entrada [°C]	80,2	170
T salida [°C]	80,3	170
Q [kW]	1838	
DTML [°C]	89,7	
U [W/m ² K]	1078	
Área [m ²]	19	
Orientación	Horizontal ; Kettle	

Tabla 5-20. Rehervidor R-103

R-103		
Corriente	Fría	Caliente
#	T103 R	Vapor
Ubicación	Tubo	Camisa
T entrada [°C]	58,8	170
T salida [°C]	68	170
Q [kW]	78	
DTML [°C]	106,6	
U [W/m ² K]	864	
Área [m ²]	0,85	
Orientación	Horizontal ; Doble tubo	

Tabla 5-21. Rehervidor R-104

R-104		
Corriente	Fría	Caliente
#	T104 R	DURATHERM
Ubicación	Coraza	Tubos
T entrada [°C]	108,4	310
T salida [°C]	143,3	270
Q [kW]	1975	
DTML [°C]	148,3	
U [W/m ² K]	810	
Área [m ²]	14,9	
Orientación	Horizontal ; Kettle	

Tabla 5-22. Rehervidor R-105

R-105		
Corriente	Fría	Caliente
#	T105 R	DURATHERM
Ubicación	Tubo	Camisa
T entrada [°C]	190,6	310
T salida [°C]	190,7	270
Q [kW]	259	
DTML [°C]	98	
U [W/m ² K]	810	
Área [m ²]	3,3	
Orientación	Horizontal ; Doble tubo	

5.4 Equipos auxiliares

5.4.1 Bombas

Las bombas son máquinas que absorben energía mecánica que puede provenir de un motor eléctrico y la transfiere a un fluido como energía hidráulica permitiendo que dicho fluido pueda ser transportado de un lugar a otro, a diferentes presiones, a un mismo nivel y/o diferentes niveles y/o diferentes velocidades. Según su funcionamiento, se clasifican en dos grandes grupos:

- Las *bombas de desplazamiento positivo* suministran una cantidad de fluido definida por cada revolución del equipo, independientemente de la altura de diseño. Este tipo de bombas suelen utilizarse para impulsar fluidos viscosos que requieren altas presiones o para el control y medición de caudales. Algunos diseños permiten aislar la bomba del fluido.
- Las *bombas dinámicas* suministran un caudal que depende de la presión de descarga o de la energía que se le entrega. En este grupo se incluyen las bombas centrífugas que son las más sencillas de diseñar porque tienen acoplamientos simples. Además, las partes móviles que deben mantenerse lubricadas son pocas lo que hace que su mantenimiento sea fácil. Se caracterizan por ser utilizadas para múltiples aplicaciones, con la posibilidad de manejar altos caudales. Por todo esto, son las que se utilizaran en este proyecto.

A la hora de realizar el diseño de los equipos de impulsión, se debe tener en cuenta la altura desarrollada (H_{des}) de una bomba que es la diferencia de presión entre la entrada y la salida

expresada en metros de columna de fluido bombeado. En otras palabras, es un valor que indica la capacidad de la bomba para generar energía de presión.

$$Hdes = \frac{Presión_{DESCARGA} - Presión_{SUCCIÓN}}{\rho_{FLUIDO} \cdot g} \quad [m] \quad (5.8)$$

De la misma manera, se puede definir la altura de diseño ($Hdis$) que es la energía mecánica por unidad de peso de fluido circulante, en metros de columna de fluido, que requiere el fluido para circular por el sistema.

$$Hdis = \frac{\rho_{FLUIDO} \cdot Hdis \text{ [m. c. fluído]}}{\rho_{H2O}} \quad [\text{m. c. a.}] \quad (5.9)$$

Además, se debe considerar la potencia útil (Wu) que es la energía que la bomba logra entregar al sistema. Por ser energía liberada, su definición lleva un signo negativo.

$$Wu = - Hdes \cdot g \cdot \rho_{FLUIDO} \cdot \text{Caudal volumétrico} \quad [W] \quad (5.10)$$

La potencia bruta (Wb) es la energía que consume la bomba para su funcionamiento. En su definición, se incluyen las pérdidas por fricción propias del equipo (Ev bomba).

$$- Wb = -Wu + Ev \text{ bomba} \quad (5.11)$$

A partir de estos dos términos, se puede calcular la eficiencia del equipo que determina qué porcentaje de la potencia bruta consumida por la bomba es la que se entrega al sistema como potencia útil.

$$\eta = \frac{Wu}{Wb} \cdot 100\% \quad (5.12)$$

Para el diseño de una bomba, se deben tener en cuenta los siguientes aspectos:

- En primer lugar, para que la bomba pueda impulsar al fluido en las condiciones del proceso, la altura desarrollada debe ser mayor a la altura de diseño para el caudal de operación.
- En segundo lugar, se debe elegir la bomba o el arreglo de bombas que tenga menor consumo energético. Al disminuir el consumo energético, la eficiencia resulta mayor.

En la Tabla 5-23 se detallan las propiedades de las corrientes de proceso que requieren impulsión por medio de bombas.

Tabla 5-23. Corrientes líquidas que requieren impulsión con bombas.

#	Bomba	Desde	Hacia	Presión de entrada [kPa]	Presión de salida [kPa]	Caudal [m ³ /hr]
1	P-100	Plata bioetanol	Alimentación reactor	101,3	300	4,37
14	P-101	Fondo T-101	T-102	120	400	6,5
15	P-102	Tope T-102	T-103	101,3	400	0,63
16	P-103	Fondo T-102	T-104	110	400	5,85
18	P-104	Fondo T-103	T-104	20	400	1,2
20	P-105	Tope T-104	Absorbedor	101,3	600	1,58
22	P-106	Tope T-104	Alimentación reactor	101,3	300	4,66
23	P-107	Fondo T-104	T-105	120	400	0,87
25	P-108	Fondo T-105	T-103	101,3	400	0,73

A continuación, se procede a elegir las bombas correspondientes para las corrientes de mayor caudal que requieren impulsión (P-101, P-103 y P-107). Se debe remarcar que los equipos seleccionados son modelos predeterminados que se encuentran en catálogos de los diferentes fabricantes. La mayoría de los fabricantes ofrecen la posibilidad de diseñar bombas que se adaptan especialmente al uso que se le desee dar, maximizando la eficiencia para las condiciones operativas del proceso.

Tabla 5-24. Características de la bomba P-101

BOMBA P-101	
Fabricante	Grundfos ^[5,10]
Modelo	NB 32-160.1/177 AAF2AESBAQEKW1
Tipo de bomba	Centrífuga
Potencia útil	0,67 kW
Potencia bruta	2,301 W
Eficiencia	29%
Altura desarrollada	43,41 m
Corriente impulsada: #14	
Temperatura	81,8 °C
Caudal másico	4935 kg/h
Altura de diseño	37,6 m



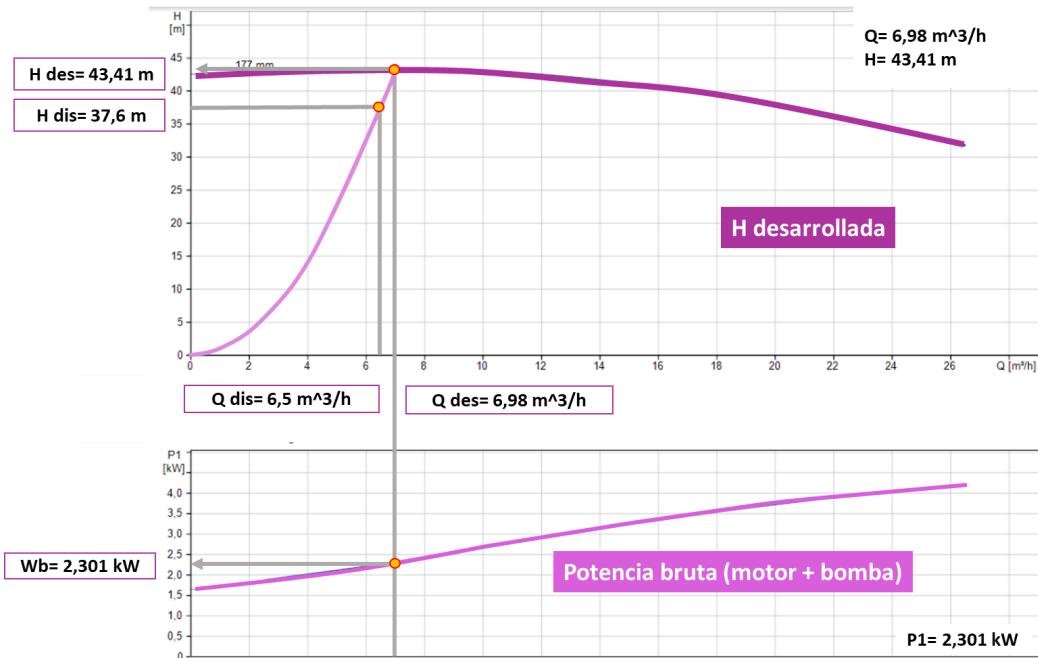


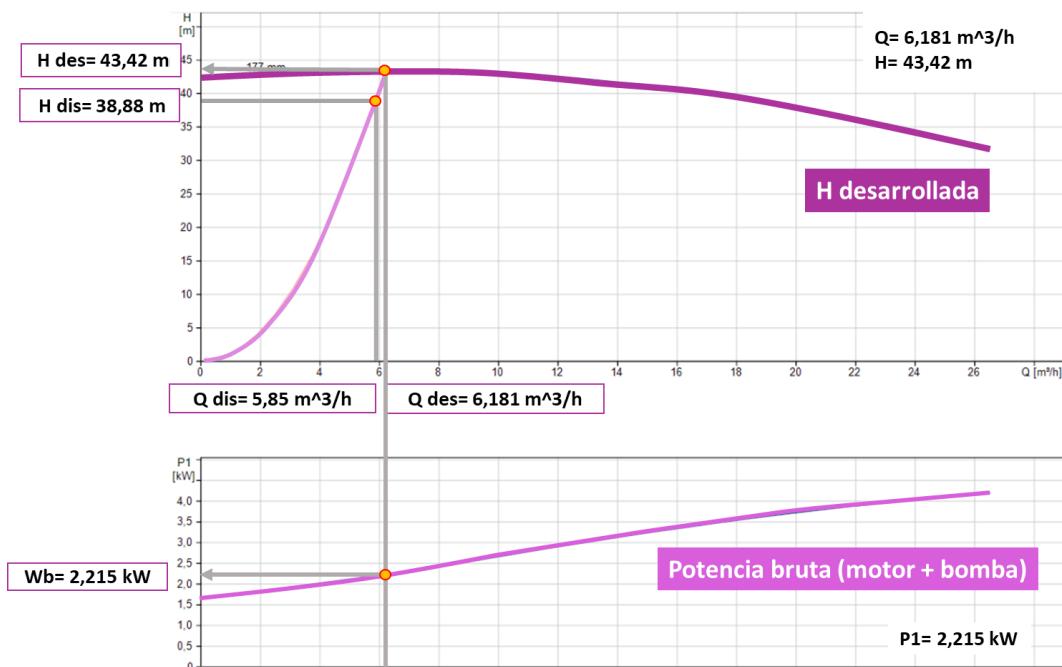
Figura 5.6 - Curvas características de la bomba P-101

El modelo de bomba escogido para la P-103 es el mismo que el elegido para la P-101.

Tabla 5-25. Características de la bomba P-103

BOMBA P-103	
Fabricante	Grundfos ^[5.10]
Modelo	NB 32-160.1/177 AAF2AESBAQEKW1
Tipo de bomba	Centrífuga
Potencia útil	0,63 kW
Potencia bruta	2,215 kW
Eficiencia	28%
Altura desarrollada	43,42 m
Corriente impulsada: #16	
Temperatura	87,27 °C
Caudal másico	4446 kg/h
Altura de diseño	38,88 m



**Figura 5.7 – Curvas características de la bomba P-103**

Por último, se selecciona la bomba P-106, que impulsa la corriente #22 que contiene etanol y agua que salen por el tope de la T-104 que opera a 101,3 Pa hasta la alimentación del reactor nuevamente.

Si bien el reactor opera a 250 kPa, en este caso se buscará obtener una presión de 300 kPa para considerar la pérdida de carga en los tubos, ya que se trata de una corriente líquida de gran caudal. Dicha caída de presión se calculó utilizando la expresión (5.13) que relaciona el factor de fricción con el número de Reynolds para tubos de acero comercial:

$$f = 0,0035 + 0,264 / Re^{0,42} \quad (5.13)$$

En la Tabla 5-26 se resumen las características de la bomba seleccionada, así como las características de la corriente a impulsar. En la Figura 5.8 se pueden ver las curvas características de la bomba seleccionada.

Tabla 5-26. Características de la bomba P-106

BOMBA P-106	
Fabricante	Grundfos ^[5.10]
Modelo	NB 32-160.1/155 AAF2BESBAQEIW1
Tipo de bomba	Centrífuga
Potencia útil	0,34 kW
Potencia bruta	1,384 kW
Eficiencia	25 %
Altura desarrollada	31,1 m

Corriente impulsada: #22	
Temperatura	78 °C
Caudal másico	3532 kg/h
Altura de diseño	26,72 m

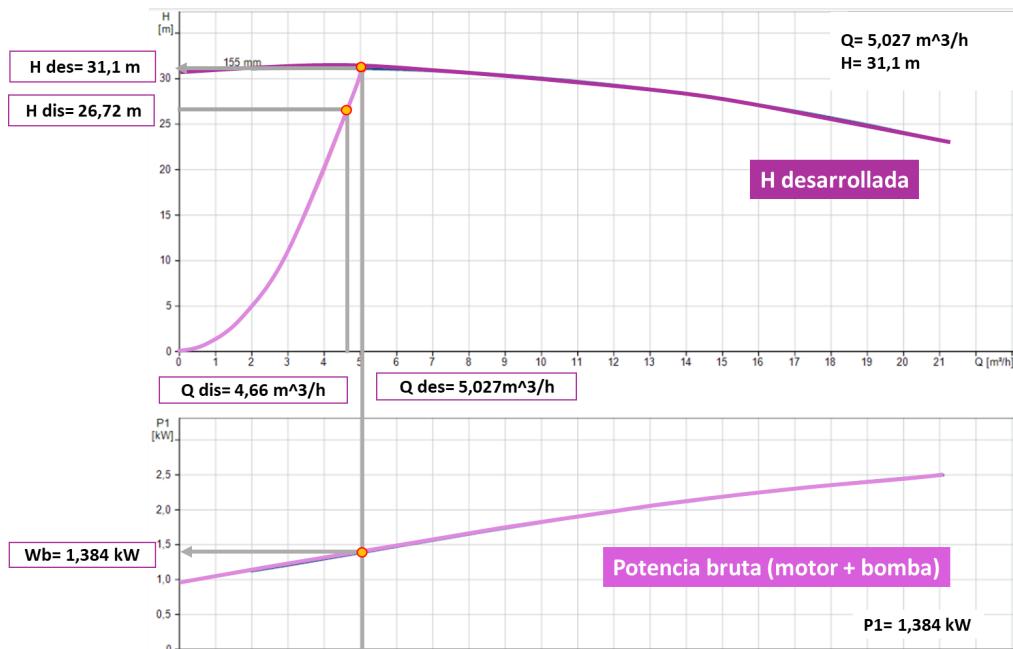


Figura 5.8 - Curvas características de la bomba P-106

5.4.2 Compresores

Los compresores son equipos encargados de incrementar la presión en fluidos compresibles mediante la reducción de su volumen, especialmente en gases y vapores. De acuerdo con la ley de los gases ideales, aplicable a las corrientes gaseosas que circulan por la planta, un incremento de la presión de un fluido compresible indefectiblemente provocará un aumento de la temperatura del mismo.

Las principales variables que influyen en la selección de un dispositivo de compresión de gases son: la velocidad de flujo, la presión alcanzada, las limitaciones de temperatura, el método de sellado, el método de lubricación, el consumo de potencia, las posibilidades de mantenimiento y el costo. Puede verse que muchas de estas variables no están ligadas al proceso sino al propio principio de funcionamiento del equipo. [5,4]

Sí bien las presiones que deben alcanzarse en las corrientes mencionadas no son altas en términos industriales (donde puede llegar a presiones de cientos de atmósferas), no es suficiente con la instalación de ventiladores. Estos equipos resultan la alternativa más sencilla y económica, pero trabajan con aumentos de presión relativamente pequeños, por lo que no serían acordes para esta aplicación. De esta forma, se debe optar por la incorporación de compresores, denominación que suele utilizarse para dispositivos que permiten elevar la presión de gases y vapores a cifras mayores. Dentro del grupo de los compresores se pueden diferenciar varios tipos, dependiendo de su principio de funcionamiento y su mecanismo de compresión:

- Compresores centrífugos: también llamados turbosopladores, se utilizan mucho para el manejo de grandes volúmenes de gases con elevaciones de presión. Son muy utilizados a escala industrial para la compresión de gases de proceso, abastecimiento de aire comprimido o transporte de sólidos en suspensión. Su principio de funcionamiento es análogo al de una bomba centrífuga. Son esencialmente equipos que entregan una presión constante, y por ello la potencia consumida depende del volumen de fluido en la admisión.
- Compresores rotatorios: son equipos de desplazamiento positivo, destinados a proporcionar un volumen en la descarga constante, y por ende, de presión variable. El volumen puede modificarse mediante un cambio en la velocidad, o derivando parte de la capacidad de la máquina. Su nombre se debe justamente a que emplean el movimiento rotatorio de una pieza móvil (tornillo, lóbulos) para efectuar la compresión.
- Compresores reciprocatantes: también son dispositivos de desplazamiento positivo, que pueden entregar volúmenes constantes a presiones elevadas. Trabajan con uno o más sistemas pistón-cilindro que comprimen el gas hasta su descarga. Generalmente se utilizan sistemas multietapa. No se emplean con frecuencia para la compresión de gases de proceso, debido a que existen dificultades para evitar las fugas de gases y una consecuente contaminación de la corriente con los aceites lubricantes de las partes móviles.

En el proceso estudiado se debe comprimir la corriente gaseosa la #7, que abandona el separador flash por tope y luego será alimentada al absorbéder para purificar el hidrógeno. En el diagrama de la Figura 5.9 se muestra cual sería el tipo de compresor ideal que debe incorporarse de acuerdo con el caudal y la presión de salida requerida. Como se observa, puede utilizarse

tanto un compresor centrífugo como uno de desplazamiento positivo (de tornillo, por ejemplo) para esta combinación caudal-presión.

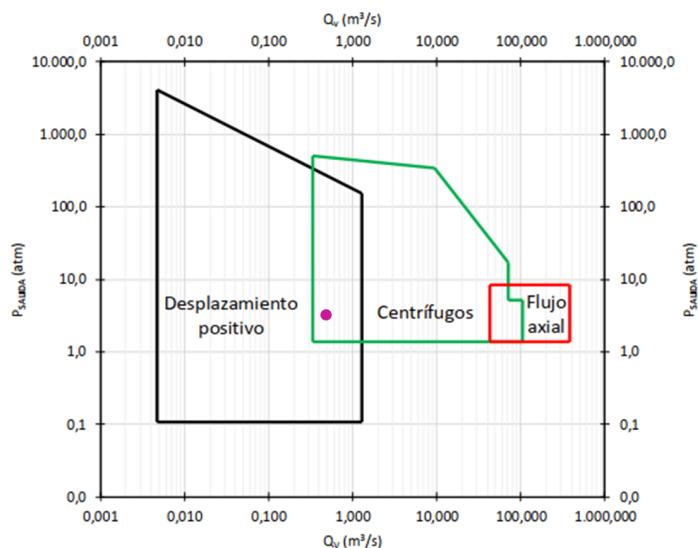


Figura 5.9 - Diagrama de compresores según caudal volumétrico y presión de salida.

Se opta por incorporar el compresor centrífugo detallado en la Tabla 5-27. Se escoge un equipo de estas características ya que se considera que la presión es un parámetro operativo crucial en esta línea, por lo que se debe garantizar que sea constante independientemente de que se produzca una variación en el caudal.

Tabla 5-27. Características del compresor C-101.^[5,11]

COMPRESOR C-101	
Fabricante	Sullair
Modelo	PDR25X-GD
Tipo de compresor	Centrífugo
Potencia bruta	214 kW **
Presión diferencial	hasta 1380 kPa
Caudal volumétrico	1690-2840 m ³ /hr
Corriente comprimida: #7	
Presión de entrada	150 kPa
Presión de salida	600 kPa
Caudal másico	3626 kg/hr
Caudal volumétrico (entrada)	2630 m ³ /hr



** El dato de potencia no figura en el catálogo del fabricante. El valor reportado fue extraído del simulador, considerando una eficiencia del compresor del 80%, típica para estos equipos.

Por otro lado, es necesario instalar compresores de hidrógeno para su almacenamiento in-situ. Este gas abandona la torre de absorción a 600 kPa, mientras que recomendaciones acerca de su manipulación indican que debe almacenarse en tanques a una presión de al menos 200 bar (20.000 kPa).

La empresa sueca AtlasCopco cuenta con una vasta trayectoria en soluciones industriales para gases. Tiene una amplia cartera de compresores para el manejo de diferentes gases, y ofrece un equipo particularmente superador para lograr la compresión del hidrógeno dentro de los requerimientos de la planta. El modelo seleccionado puede comprimir hasta 500 Nm³/hr del hidrógeno, mientras que la corriente #10 representa cerca de 1500 Nm³/hr. Por lo tanto, para cumplir con los requerimientos del proceso, será necesaria la incorporación de tres equipos idénticos que operan en paralelo. Cada compresor trae incorporado un sistema de control asociado y el circuito cerrado de refrigeración para evitar incrementos de temperatura.

Tabla 5-28. Características del compresor C-102.^[5,12]

COMPRESOR C-102	
Fabricante	AtlasCopco
Modelo	H2Y
Tipo de compresor	-
Potencia bruta	100 kW
Presión diferencial	Hasta 1000 bar
Caudal volumétrico	Hasta 500 Nm ³ /hr
Corriente comprimida: #10	
Presión de entrada	600 kPa
Presión de salida	25.000 kPa
Caudal másico	140,7 kg/hr / 3 = 46,9 kg/hr*
Caudal volumétrico (entrada)	1500 Nm ³ /hr / 3 = 500 Nm ³ /hr



*Se alimenta un tercio del caudal total a cada compresor.

5.4.4 Eyector

En el Capítulo 4 se mencionó que el destilador T-103, ideado para recuperar el acetato de etilo, debe operar condiciones de vacío para favorecer la separación de las corrientes de tope y fondo. Por lo tanto, se debe incorporar un dispositivo que pueda generar el vacío necesario para operar la torre. Los dispositivos más utilizados para este tipo de aplicaciones son los eyectores de vacío.

Los eyectores son bombas de vacío a chorro de vapor que emplean la energía cinética del vapor expandido para comprimir un gas a baja presión, hasta la presión atmosférica. Cuando se

requiere más vacío, se necesita una determinada cantidad de etapas con condensadores intermedios. La principal diferencia entre un eyector y una bomba de vacío o compresor industrial es que no tiene partes móviles. Por lo tanto, es un equipo relativamente barato, fácil de manejar y que no requiere de mantenimiento. Los eyectores de vacío pueden instalarse en cualquier orientación. Sin embargo, es muy importante prever una disposición para eliminar el condensado o las partículas sólidas de los gases arrastrados.

En los sistemas de vacío, la unidad consiste esencialmente en una tobera que descarga un chorro de alta velocidad a través de una cámara de aspiración que está conectada al espacio que hay que evacuar. El gas del espacio evacuado es arrastrado por el gas o vapor a alta velocidad y conducido a un difusor en forma de venturi que convierte la energía de velocidad en energía de presión.

Los eyectores funcionan según el principio de Venturi y sus partes y funcionamiento se detallan en la Figura 5.10. Se introduce aire o vapor comprimido a través de la conexión (A). Este fluye por la tobera Venturi (B). El fluido motriz se ve acelerado y comprimido. Luego de pasar por la tobera se alivia el fluido acelerado y se produce una depresión (vacío). De este modo, el gas del espacio evacuado se aspira a través de la conexión de vacío (D). Ambos fluidos salen a través del silenciador (C).

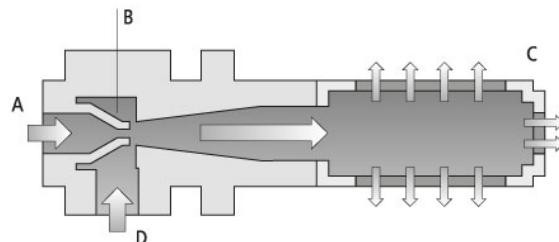


Figura 5.10 - Diagrama y funcionamiento de un eyector.^[5.13]

Por lo general, los eyectores se ubican en el tope de las columnas, cerca de los condensadores. De esta forma, se asegura un menor consumo energético en la generación del vacío.

Para un diseño adecuado del sistema de eyectores, en bibliografía se presenta un gráfico que indica la cantidad de equipos a utilizar para obtener la presión de vacío requerida. El gráfico se muestra en la Figura 5.11.

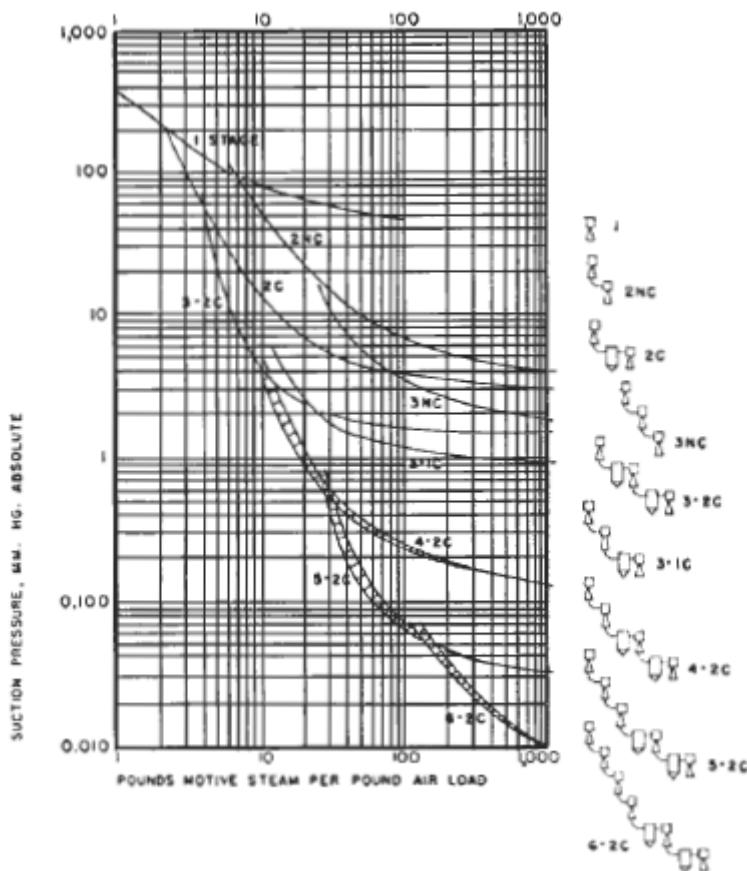


Figura 5.11 - Gráfico para el diseño del sistema de eyectores

En la torre T-103 se tiene una presión mínima de 15 kPa (112 mmHg). Para estas condiciones, es suficiente con la instalación de un eyector de etapa única. A partir del gráfico se puede definir la relación de vapor de agua y la carga de aire. La adición de condensadores al sistema de eyectores permitirá disminuir el consumo de vapor de agua en las etapas siguientes. El vapor de agua es de fácil obtención en la industria y es una excelente opción como fluido motriz. Según la bibliografía consultada, la mejor opción es utilizarlo a 100 psig (aproximadamente 8 bar) con 10-15 °C de sobrecalentamiento.

El tamaño del eyector y su consumo de vapor dependen de los gases que deben eliminarse del proceso. Una porción básica de tales gases es la fuga de aire de la atmósfera al sistema. Estas fugas deben ser consideradas para estimar la succión de aire necesaria. Según la bibliografía consultada, esto puede analizarse a partir de la ecuación (5.15)

$$m = K \cdot V^{2/3} \quad (5.15)$$

Donde **m** es el flujo másico de aire en lb/hr, **V** el volumen del sistema en ft³ y **K** un coeficiente dependiente de la presión, cuyo valor se muestra en la Tabla 5-29.

Tabla 5-29. Funcionalidad de K con la presión.

Presión (mmHg)	> 90	20-90	3-20	1-3	< 1
K	0,194	0,146	0,0825	0,0508	0,0254

Los resultados obtenidos para el sistema de eyectores que se utilizará para obtener la presión de vacío en el destilador T-103 se detallan en la Tabla 5-30.

Tabla 5-30. Características del eyector.

Destilador	Presión tope [mmHg]	Cantidad de Eyectores	Vapor/Aire	K
T-103	112	1	3	0,194

En el Capítulo 4 se realizó el dimensionamiento de la torre T-103, y se determinó que operará como una columna rellena con anillos Raschig de 2-3". A partir del diámetro y la altura de la torre, se llega a un volumen de 20,1 m³ (710 ft³). Para esta configuración, el caudal de aire que debe evacuarse es de 15,4 lb/hr. Finalmente, considerando la relación vapor/aire necesaria para alcanzar la presión de vacío establecida, se determina un requerimiento de **21 kg/hr** de vapor.

5.4.5 Calderas

5.4.5.1 Caldera de vapor de agua

Algunas corrientes frías deben ser calentadas a temperaturas relativamente bajas. Por lo tanto, resulta conveniente calefaccionarlas con vapor de agua. El equipo principal en un sistema de fluido térmico es la caldera. Están compuestas por uno o más serpentines por donde circula el agua líquida y entre los que se hacen pasar los gases de combustión que la vaporizan. Este contacto permite la cesión de calor al vapor, el cual luego se utiliza en los intercambiadores de calor. Una vez cedido el calor, se retorna el agua a la caldera cerrando el ciclo.

Como es un equipo que involucra un proceso térmico, debe alimentarse con agua blanda, libre de minerales que puedan generar incrustaciones (Ca⁺² y Mg⁺² principalmente). Se propone trabajar en un circuito cerrado, donde el vapor que es generado en la caldera sea recirculado a la misma una vez que se haya condensado producto del intercambio energético con las corrientes frías.

Para saber las dimensiones de la caldera a instalar en la planta, primero se determinó el caudal de vapor necesario. El cálculo se efectuó tomando como suposición que el vapor entrega casi todo su calor en forma latente, condensando hasta un estado de líquido saturado.

Se escogió una presión de vapor de 8 bar (800 kPa) para la cual la temperatura de saturación es de 170°C y la entalpía de vaporización es 2040 kJ/kg. El caudal de vapor necesario se calcula a partir de la expresión (5.16).

$$Q_{vapor} = F_{vapor} \cdot \lambda_{vaporización} \quad (5.16)$$

Tabla 5-31. Calor a entregar con vapor de agua.

#	Calor a entregar [kW]	Calor a entregar [kJ/h]	Caudal de vapor necesario [kg/h]
3	974	3.507.848	1719,5
T101 R	1325	4.769.962	2338,2
T102 R	1838	6.616.747	3243,5
T103 R	78	281.013	137,8
Eyector T103	-	-	21
TOTAL	4215	15.175.570	7460

Como se ve en la Tabla 5-31 se requiere producir 7460 m³/h de vapor. Se busca en catálogos comerciales una caldera que pueda producir ese caudal de vapor. Se determina que la mejor opción es una caldera pirotubular y horizontal de la marca ATTSU debido a su alta eficiencia energética, baja contaminación y bajo coste de mantenimiento.

Tabla 5-32. Especificaciones de la caldera de vapor.^[5.15]

Caldera de vapor de agua		
Fabricante	ATTSU	
Modelo	H-H	
Potencia térmica [kW]	5860	
Caudal de vapor [kg/h]	8000	
Combustible	Gas natural	
Consumo de combustible [Nm ³ /h]	523	
Dimensiones	Alto [mm]	3450
	Largo [mm]	8650
	Diámetro [mm]	3000



5.4.5.2 Caldera de fluido calefactor

Para entregar calor a corrientes frías que se encuentran a temperaturas mayores a 160°C se necesita de un fluido térmico, ya que el vapor suministrado por la caldera no cuenta con la temperatura suficiente para cumplir con los requerimientos térmicos.

Como fluido térmico se utiliza el DURATHERM HF (elegido previamente en el Capítulo 3 para la calefacción del reactor). Para escoger una caldera de catálogos, se debe conocer el caudal de fluido calefactor a utilizar. Para ello se consideró una variación de 40°C en su temperatura, ingresando a 310°C y saliendo de los intercambiadores a 270°C. Esta variación es la misma que experimenta el aceite térmico en el reactor. La capacidad calorífica es un dato provisto por el fabricante para distintas temperaturas. Para el rango seleccionado, se utilizó un valor promedio de 2,32 kJ/kg K. De igual manera, la densidad resulta de 760 kg/m³.

Tabla 5-33. Calor a entregar con fluido térmico.

	Calor a entregar [kW]	Calor a entregar [kJ/h]	Caudal de fluido térmico [kg/h]	Caudal de fluido térmico [m ³ /h]
Reactor	1268	4.564.763	52.668	66,8
3	654	2.354.381	25.370	33,4
T104 R	1988	7.156.743	77.120	100,8
T105 R	259	932.392	10.047	13,2
TOTAL	4169	15.008.279	163.290	214,9

Como se ve en la Tabla 5-33 se requieren 214,9 m³/h de fluido térmico. Teniendo en cuenta el caudal y la temperatura de aceite térmico se selecciona una caldera del catálogo de ATTSU.

Tabla 5-34. Especificaciones de la caldera de fluido térmico.^[5,16]

Caldera de aceite térmico		
Fabricante	ATTSU	
Modelo	FT-4000	
Potencia térmica [kW]	4651	
Caudal de aceite térmico [m³/h]	289	
Combustible	Gas natural	
Consumo de combustible [Nm³/h]	479	
Volumen de aceite [L]	3578	
Dimensiones	Alto [mm]	7340
	Largo [mm]	3480
	Diámetro [mm]	2630



Para el cálculo de la potencia eléctrica consumida por los circuitos de ambas calderas, se simula en Unisim el consumo de una bomba centrífuga con una eficiencia del 75% para impulsar los caudales de ambos circuitos hasta 8 bar. Se considera que al circular entre todos los equipos de la planta, tanto el vapor como el aceite pierden el 50% de su carga, por lo que la presión de entrada a las bombas es de 4 bar. Finalmente, se duplica el consumo de cada bomba para

contemplar el consumo asociado a los forzadores y demás componentes eléctricos que componen los circuitos.

5.4.6 Torre de enfriamiento

Luego de diseñar la red de intercambiadores de calor, se concluye que se debe remover calor de algunas corrientes calientes empleando utilidades externas. El fluido de refrigeración por excelencia en la industria es el agua. Como el requerimiento de agua es alto, se propone un ciclo cerrado en el que se recicla el agua caliente y se lleva a una menor temperatura en una torre de enfriamiento.

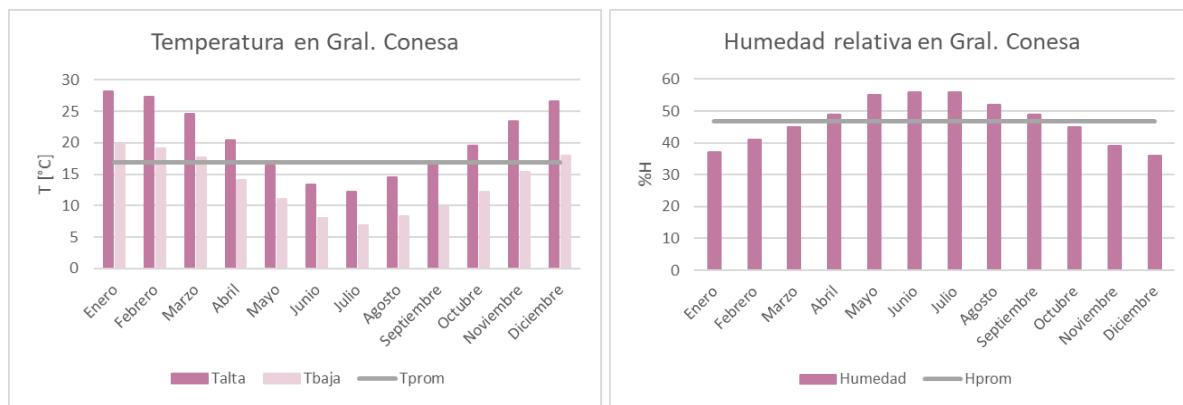
Las torres de enfriamiento son equipos que se utilizan con el fin de enfriar grandes volúmenes de agua, extrayendo calor mediante evaporación. El enfriamiento del agua se da cuando al descender por la torre, se pone en contacto directo con una corriente de aire, que puede fluir a contracorriente o a flujo cruzado. El agua sale del equipo con una temperatura inferior a la inicial, mientras que el aire sufre un aumento en su temperatura y/o humedad. Este proceso requiere un relleno con una superficie de contacto adecuada para la transferencia de calor y masa entre ambas corrientes.

Las torres de enfriamiento se clasifican de acuerdo con los medios por los que se suministra aire. Pueden ser:

- De tiro natural: el flujo de aire necesario se obtiene como resultado de la diferencia de densidades entre el aire más frío del exterior y el húmedo del interior de la torre. Se utilizan chimeneas de gran altura y caudales de agua que rondan los $50.000 \text{ m}^3/\text{h}$.
- De tiro inducido: el aire se succiona mediante un ventilador ubicado en la parte superior de la torre. Son las más utilizadas ya que suelen ser más eficientes que otros modelos.
- De tiro forzado: el aire es impulsado por un ventilador situado en la parte inferior de la torre y se descarga por tope. Son menos eficientes debido a que la velocidad de descarga es menor.
- Atmosféricas: se aprovechan las corrientes atmosféricas de aire que penetran a través de rompevientos en una sola dirección, cambiando con las estaciones del año y las condiciones atmosféricas.

Para este proceso se decide utilizar una torre de tiro inducido debido a su eficiencia.

Para determinar la temperatura mínima de salida del agua, se debe conocer la temperatura de bulbo húmedo en la localidad de General Conesa. Para ello se buscó información acerca de la temperatura y humedad relativa a lo largo del año, que se muestran en las Figuras 5.12 y 5.13, respectivamente.



Figuras 5.12 y 5.13 - Registro histórico de temperatura y humedad relativa en la localidad de Gral. Conesa.^[5.17]

En las Figuras 5.12 y 5.13 se puede ver que los valores medios de temperatura y humedad relativa son 17°C y 46%. Sin embargo, para la selección de la torre se consideran las peores condiciones posibles, es decir el día más cálido y húmedo, de 28°C y 55% de humedad. Ingresando con estos valores a un gráfico psicométrico, como se ve en la Figura 5.14, se obtiene que la temperatura de bulbo húmedo es de 21°C. Si se contara con una torre de dimensiones infinitas, esta temperatura es la mínima que podría alcanzar el agua a la salida del equipo.

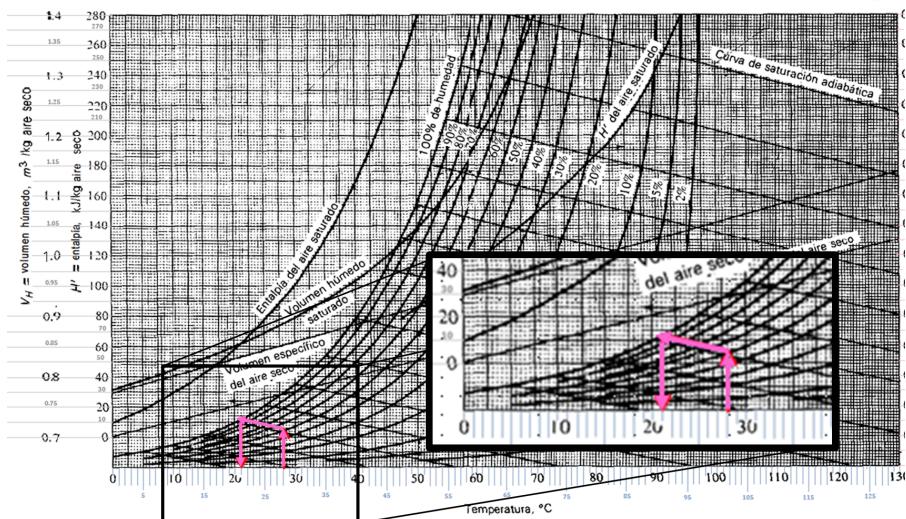


Figura 5.14 - Carta psicrométrica utilizada.

Como resulta imposible en la práctica alcanzar la temperatura de bulbo húmedo, se propone establecer un margen de 6°C , y por ende refrigerar el agua hasta 27°C . En cuanto a la temperatura de entrada a la torre, se halló en bibliografía que industrialmente se suelen utilizar temperaturas de entre 30 y 60°C , y que suelen enfriar entre 10 y 15°C . Teniendo en cuenta ambos motivos, se considera que el agua es calentada en los intercambiadores hasta 40°C para luego dirigirse a la torre, resultando en un ΔT de 13°C . Estos valores son consistentes con los diseños de torres de enfriamiento disponibles en catálogos. Habiendo determinado las temperaturas

operativas de la torre se procede a calcular el caudal de agua requerido en la planta. Para ello se utilizó la siguiente ecuación:

$$Q_{Agua} = F_{Agua} \cdot Cp \cdot (T_i - T_f) \quad (5.17)$$

Donde **Q_{agua}** es el calor a remover con el agua de torre, **F** el caudal de agua de enfriamiento necesario, **Cp** la capacidad calorífica promedio del agua entre los 27-40°C (4,187 kJ/kg.K) y **T_i** y **T_f** las temperaturas inicial y final.

En la Tabla 5-35 se detalla el cálculo del caudal de agua de enfriamiento necesaria para cumplir con los requerimientos energéticos de las corrientes calientes.

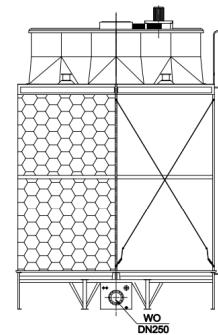
Tabla 5-35. Calor a remover con agua de torre.

#	Calor a remover [kW]	Calor a remover [kJ/h]	Caudal de agua necesario [kg/h]	Caudal de agua necesario [m ³ /h]
5	999	3.597.811	66.099	66,4
8	670	2.412.125	44.315	44,5
21	48	173.375	3185	3,2
25	27	97.523	1792	1,8
T102 C	1849	6.656.347	122.290	122,8
T104 C	1953	7.030.744	129.168	129,7
T105 C	250	898.913	16.515	16,6
TOTAL	5796	20.866.837	383.363	384,9

Se requieren 384,9 m³/h de agua para refrigerar las corrientes de la planta. Para elegir el modelo de torre adecuado para el proceso se utilizó la herramienta informática de MESAN USA. Se obtuvo más de un modelo compatible, sin embargo se eligió la torre MSX-R-700-18.5 que permite minimizar los gastos energéticos.

Tabla 5-36. Especificaciones de la torre de enfriamiento.^[5.18]

Torre de enfriamiento	
Fabricante	MESAN USA
Modelo	MSX-R-700-18.5
Ventilador	Axial - Tiro inducido
Temperatura de bulbo húmedo [°C]	21
Temperatura de entrada [°C]	40
Temperatura de salida [°C]	27
Caudal de agua requerido [m ³ /h]	385
Potencia del ventilador [kW]	18,5
Caudal de aire requerido [m ³ /h]	333.200
Altura estática [m]	5,3
Pérdidas por evaporación [%]	2,17
Caudal de agua de reposición [m ³ /h]	8,33
Altura total [mm]	6100
Ancho [mm]	6640
Longitud [mm]	4430



La potencia de la bomba que impulsa el agua hacia el tope de la torre no está informada en el catálogo de MESAN USA. Por lo tanto, se estima mediante el principio de Bernoulli.

$$P_{topo} = P_{fondo} + \rho \cdot g \cdot h \quad (5.18)$$

Donde P_{topo} es la presión en la parte superior de la torre, P_{fondo} la presión en el fondo de la torre (atmosférica), ρ la densidad del agua, g la aceleración gravitacional y h la altura de la torre (6,2 m)

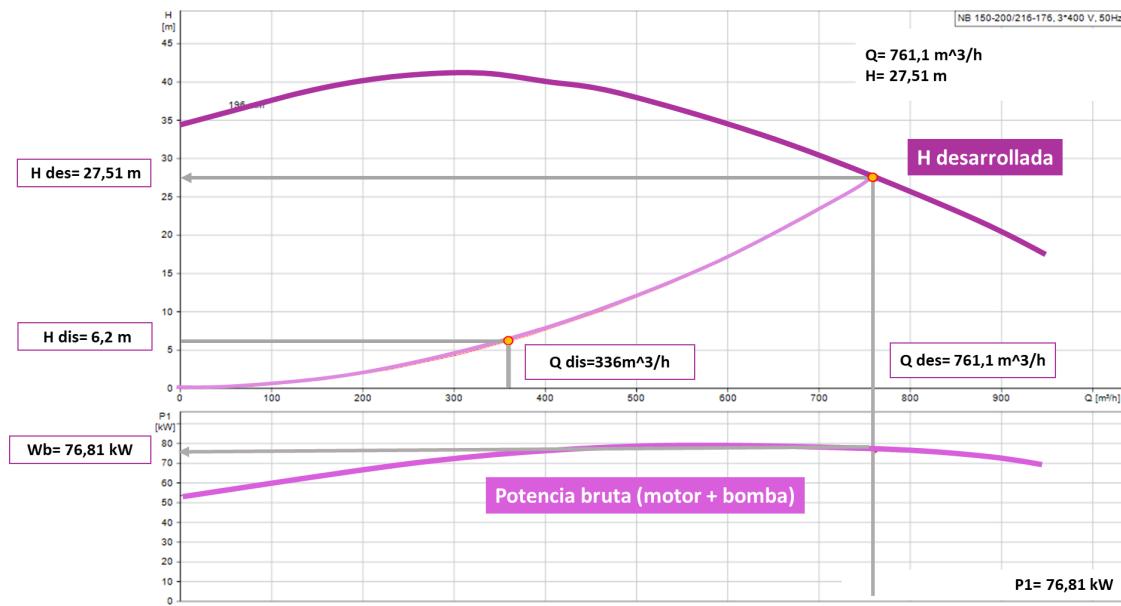
Entonces reemplazando los valores en la fórmula se obtiene la presión de tope.

$$P_{topo} = 101325 \text{ Pa} + 997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 6,100 \text{ m} = 160.925 \text{ Pa} = 1,59 \text{ atm}$$

Se obtiene que la presión de tope es de 1,59 atm, por lo tanto se necesita una bomba que impulse el caudal de agua al menos 0,59 atm adicionales. Por este motivo, se selecciona la bomba P-109 que se muestra en la Tabla 5-37 y sus curvas características en la Figura 5.15.

Tabla 5-37. Características de la bomba P-109

BOMBA P-109	
Fabricante	Grundfos
Modelo	NB 150-200/216-176 AAF1AESBAQEVW1
Tipo de bomba	Centrífuga de aspiración final
Potencia útil	26,98 kW
Potencia bruta	76,81 kW
Eficiencia	35%
Altura desarrollada	27,51 m
Corriente impulsada: Agua de torre	
Temperatura	40°C
Presión de entrada	101,3 kPa
Presión de salida	161,9 kPa
Caudal másico	334.992 kg/hr
Altura de diseño	6,2 m

**Figura 5.15** - Curvas características de la bomba P-109

5.4.7 Circuitos de refrigeración

En el proceso de producción de acetaldehído resulta necesario incorporar ciclos de refrigeración que permitan enfriar corrientes de proceso que requieren bajas temperaturas a las que no se puede llegar con el agua proveniente de la torre de enfriamiento.

Dependiendo del rango de temperaturas que se desee alcanzar en las corrientes de proceso, se debe seleccionar un fluido refrigerante que resulte adecuado. Previamente se definió que el agua de torre se utilizará para enfriar corrientes hasta 37°C, ya que la misma abandona la torre de enfriamiento a 27°C, y de esta forma se establece un ΔT mínimo de 10°C.

En la planta existen diversas corrientes que deben ser enfriadas por debajo de los 37°C, y son las listadas en la Tabla 5-38.

Tabla 5-38. Corrientes calientes por debajo de 37°C.

#	Temperatura de entrada [°C]	Temperatura de salida [°C]	Calor a suministrar [kW]
8	37	0,7	221
21	37	-15	57
T101C	20,7	17,5	1077
T103C	28,9	28,5	76

5.4.7.1 Circuito de agua helada

Las corrientes T101C y T103C corresponden a los vapores de tope de las torres de destilación T-101 y T-103 que se dirigen a sus respectivos condensadores. Dado que su rango de temperaturas no amerita la instalación de un ciclo de refrigeración que involucre un fluido refrigerante, se opta por incorporar un circuito cerrado de agua helada para enfriar dichas corrientes.

El agua helada típicamente se emplea para enfriar corrientes de proceso en un rango de 7 a 32°C [5.1]. Sí bien puede tratarse únicamente de agua, suele estar mezclada con otros líquidos que le otorgan propiedades anticongelantes o anticorrosivas, pudiendo enfriarse hasta temperaturas por debajo de los 0°C. De esta forma, se evita que ocurran posibles congelamientos en el circuito cerrado o se dañe el material de las cañerías y equipos. Por lo general se emplean los denominados glicoles: etilenglicol, trietilenglicol, propilenglicol, etc. El punto de congelamiento queda determinado por la composición del glicol en la solución. En la Figura 5.16 se muestra el comportamiento del punto de fusión de la mezcla agua-etilenglicol para distintas composiciones.

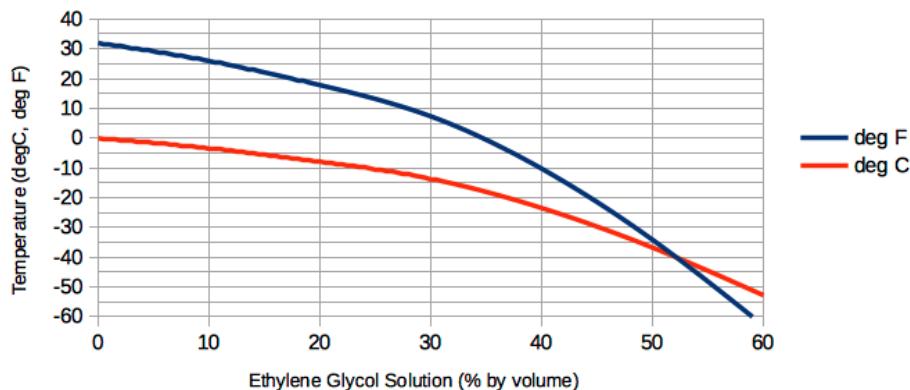


Figura 5.16 – Punto de fusión de la mezcla agua-etilenglicol en función del contenido de etilenglicol.

Para lograr que el fluido de servicio alcance estas bajas temperaturas, se suelen emplear equipos específicos denominados chillers, como el que se ve en la Figura 5.17.

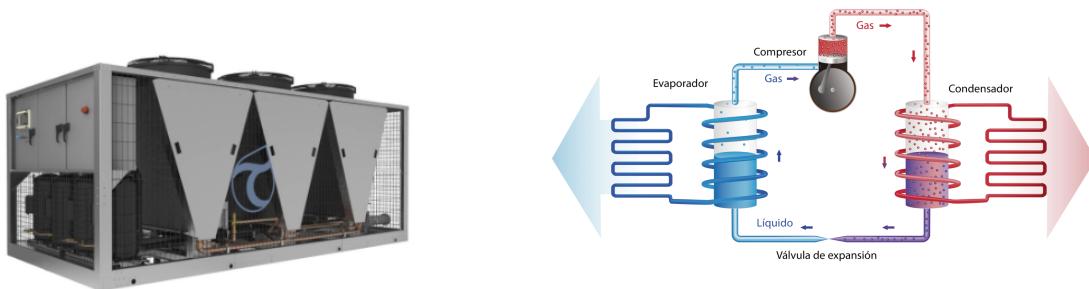


Figura 5.17 – Chiller industrial.

Figura 5.18 – Diagrama del ciclo de refrigeración

Los chillers contienen los cuatro componentes esenciales que incluye cualquier sistema de refrigeración: evaporador, compresor, condensador y expansor (Figura 5.18). Además, contienen un fluido refrigerante. El agua helada remueve el calor necesario de las corrientes de proceso y se dirige al sistema de refrigeración donde se enfriá nuevamente en intercambio con el refrigerante, para retornar nuevamente al ciclo de enfriamiento de las corrientes de proceso.

La utilización de agua helada resulta más económica que emplear refrigerantes, ya que se trata de un compuesto más barato y de mayor disponibilidad. Además, es menos riesgoso para el medio ambiente y su manipulación representa menores riesgos.

En la planta en cuestión, se propone incorporar un circuito de agua helada con un contenido del 10% en volumen de etilenglicol. La mezcla se enfriará en el evaporador del chiller hasta una temperatura de 0°C, manteniendo un margen de 5°C respecto del punto de congelamiento. Finalmente, se dirigirá a los condensadores de las torres T-101 y T-103, donde incrementará su temperatura hasta 10°C, retornando nuevamente al chiller para reiniciar el ciclo.

Entre los condensadores de ambas torres debe extraerse un total de 1150 kW. El fabricante italiano Zudek ofrece soluciones de refrigeración industrial y entre sus alternativas de catálogo se encuentra el chiller *ecomatik*^[5.19] que opera con mezclas de agua-glicol. Este equipo tiene una potencia de enfriamiento de 1500 kW y un EER (Ratio de Eficiencia Energética) igual a 4,14. Esto implica que un chiller de estas características incurre en un consumo energético de 362 kW de potencia.

El caudal de la mezcla agua-etilenglicol requerido se calcula con la expresión (5.17). El ΔT definido es de 10°C, mientras que la capacidad calorífica es de 4,1 kJ/kg K. En la Tabla 5-39 se detallan los resultados.

Tabla 5-39. Cálculo del caudal de agua helada.

#	Calor a remover [kW]	Calor a remover [kJ/hr]	Caudal de agua helada necesario [kg/hr]
T101 C	1077	3.877.169	94.565
T103 C	76	274.858	6.704
TOTAL	1153	4.152.027	101.269

5.4.7.2 Circuito de refrigerante

Para enfriar las corrientes de entrada al absorbedor (#8 y #21) es necesario instalar un circuito de refrigeración que opere con un fluido refrigerante, capaz de enfriar de forma directa a bajas temperaturas.

El principio de funcionamiento es el mismo que el mostrado en la Figura 5.18. El refrigerante cumple con su función de enfriar las corrientes de proceso en la etapa de evaporación. Allí, incrementa su entalpía al intercambiar calor, sirviendo de sumidero para la corriente caliente. Dicho fluido evaporado pasa por un compresor donde eleva su temperatura y presión, quedando en condiciones de volver a ser condensado. En ese proceso de condensación, se cede el calor absorbido del medio a enfriar hacia el ambiente. Una vez condensado, el fluido reduce su presión y se reintroduce en el evaporador comenzando de nuevo el ciclo de refrigeración.

Como fluido refrigerante se seleccionó el R404a^[5.13], que a diferencia de otros refrigerantes es un compuesto inocuo para la capa de ozono. Fue desarrollado para reemplazar a los refrigerantes R502 y R22 en aplicaciones de refrigeración comercial de temperatura media y baja. Está compuesto por R125, R134a y R143a en distintas proporciones, por lo que se lo considera un refrigerante mezcla.

El R404a es un gas incoloro comúnmente utilizado en instalaciones de refrigeración a compresión simple, de congelación y otras aplicaciones a temperatura de evaporación comprendidas entre -45 y 10°C.

5.4.7.2.1 Cálculo del caudal de refrigerante

Para determinar el requerimiento de fluido refrigerante de la planta se debe conocer el calor total que se desea extraer de las diferentes corrientes de proceso. Mediante la expresión (5.19) se puede conocer el caudal de fluido refrigerante necesario.

$$Q_{refrig} = F_{refrig} \cdot \Delta H_{evap} \quad (5.19)$$

Donde **Q** el flujo de calor total, **F** el caudal mísico de refrigerante y ΔH_{evap} la variación de entalpía a la que se somete el refrigerante en la etapa de evaporación. Este último valor se extrae del diagrama de Mollier (diagrama presión-entalpía) propio del fluido seleccionado, y puede observarse en la Figura 5.19.

La etapa de evaporación del ciclo es aquella en la que el refrigerante en estado líquido remueve calor de la corriente de proceso, evaporándose. Como la menor temperatura de proceso es de -15°C (en la corriente #21), se define una temperatura de evaporador de -20°C. Aunque para el diseño de intercambiadores de calor se recomienda un ΔT de 10°C, se opta por desestimar este criterio para esta corriente en específico ya que se trata de un equipo con bajo intercambio en comparación con los demás.

Tanto el compresor como la válvula de expansión son equipos que se diseñan específicamente para un determinado tipo de refrigerante. Como la temperatura de evaporación del refrigerante fue seteada en -20°C, el compresor que debe escogerse de catálogo debe ser de categoría LBP (Low Back Pressure).

Para la etapa de condensación, se asume que el ambiente circundante a la planta se encuentra a una temperatura de 28°C, valor utilizado también en el diseño de la torre de enfriamiento, y que corresponde a la máxima temperatura registrada anualmente en la localidad de Gral. Conesa. Como la condensación se lleva a cabo mediante el intercambio de calor con el aire, empleando un ventilador, se adopta una temperatura de condensación de refrigerante de 38°C. De esta forma, queda definido el ciclo de refrigeración, que puede verse reflejado en el diagrama de P-H de la Figura 5.19.

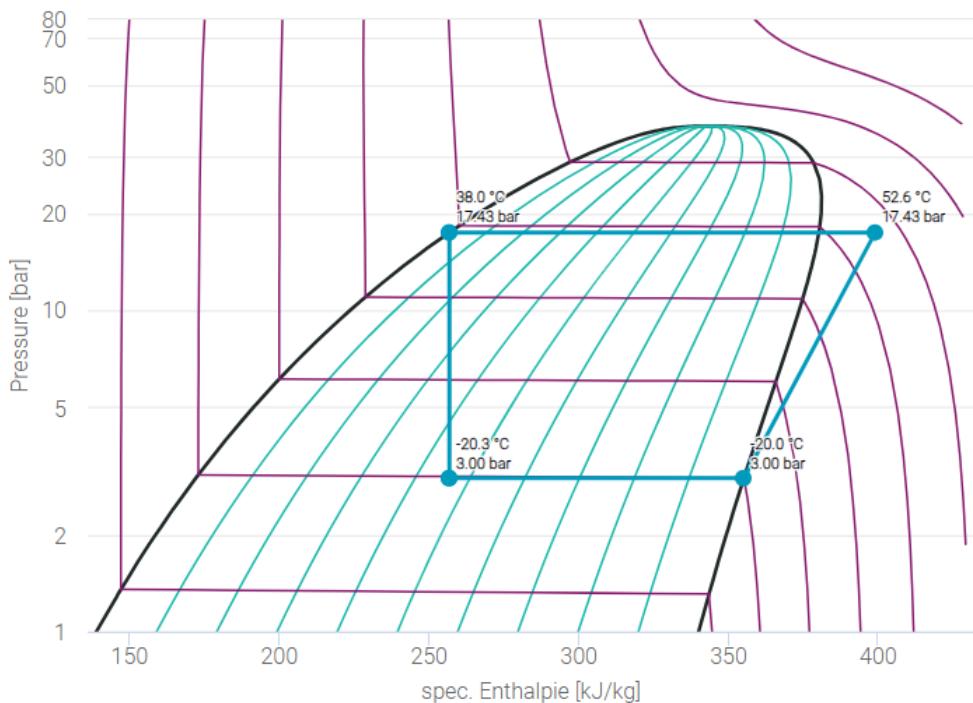


Figura 5.19 - Diagrama de Mollier del R404a para el ciclo de refrigeración.

De la Figura 5.19 puede verse que la variación de entalpía en la etapa de evaporación, comprendida entre los puntos inferiores, es de 102 kJ/kg. Empleando este valor se calcula en la Tabla 5-40 el requerimiento de caudal de refrigerante total y discriminando por corriente caliente.

Tabla 5-40. Cálculo del caudal de fluido refrigerante.

#	Calor a remover [kW]	Calor a remover [kJ/hr]	Caudal de R404a necesario [kg/hr]
8.1	221,1	795.954	7803
20.1	57,3	206.206	2022
TOTAL	278,4	1.002.160	9825

El diagrama de la Figura 5.19 fue confeccionado con un programa^[5.21] que permite introducir un valor de eficiencia del compresor, y brinda el valor del COP del circuito de refrigeración en las condiciones seleccionadas. Para este ciclo de refrigerante, el factor COP tiene un valor de 2,24 cuando la eficiencia del compresor es del 80%. Es decir, que por cada 2,24 W de energía que el refrigerante entrega para enfriar corrientes de proceso, los componentes consumen 1 W de potencia eléctrica. Si se extrae este dato al requerimiento energético total de las corrientes que se enfrian con R404a, se obtiene un consumo energético total de 124,3 kW.

5.5 Potencia total de la planta

En la Tabla 5-41 se resumen los consumos de potencia de los principales equipos auxiliares de la planta. De esta forma, se podrá estimar el consumo energético total de la planta. Normalmente, se suele sobredimensionar la potencia requerida para contemplar los consumos que no son considerados fundamentales. Por este motivo, se estima que la potencia de los demás equipos es el 10% de la potencia total.

Tabla 5-41. Consumo energético total de la planta.

Equipo	Consumo [kW]
CALDERAS	
Caldera de vapor (bomba + forzador)	2,4
Caldera de fluido térmico (bomba + forzador)	57,2
TORRE DE ENFRIAMIENTO	
Bomba P-109	27
Forzador	18,5
COMPRESORES	
Compresor C-101	214
Compresores de hidrógeno C-102	3 x 100 = 300
CICLOS DE REFRIGERACIÓN	
Ciclo de agua helada (compresor + condensador)	362
Ciclo de refrigerante (compresor + condensador)	124,3
BOMBAS	
Bomba P-101	0,67
Bomba P-103	0,63
Bomba P-106	0,34
Sumatoria de las bombas restantes	0,5
TOTALES	
Total equipos principales	1107
Equipos adicionales (10%)	111
TOTAL	1218

5.6 Bibliografía

- [5.1] Seider, Lewin, Seader, Widagdo, Gani, Ming Ng. *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation*. Wiley. 4ta edición (2017).
- [5.2] S. Kakac. *Boilers, Evaporators & Condensers* (1981).
- [5.3] E. Cao. *Intercambiadores de Calor*. (1983).
- [5.4] R. H. Perry, D. W. Green. *Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill. 7ma edición. (1999).
- [5.5] S.M. Walas. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. *Chemical Engineers' Handbook*. Butterworth-Heinemann. (1990).
- [5.6] A.S. Fouust, L.A. Wenzel, C.W. Clump, L. Maus, L.B. Andersen. *Principios de Operaciones Unitarias*. CECSA. (1987).
- [5.7] A. Pérez-Sánchez; C. N. Gastamiza-Sicilia; E. Ranero-González; E. J.PérezSánchez. *Evaluación térmica de un intercambiador de calor de tubo y coraza para efectuar la condensación de etanol*.
- [5.8] M. D. Hagan, V. N. Kruglov. *Understand Heat Flux Limitations on Reboiler Design*. Cambridge Chemical Technologies, Inc.
- [5.9] EngineersEdge. *Overall Heat Transfer Coefficient Table Charts and Equation*. https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall_heat_transfer-table.htm
- [5.10] Grundfos. *Catálogo de bombas*. <https://www.grundfos.com/>
- [5.11] Sullair. *Gas Compressor, Low Pressure Gas Ends*. https://america.sullair.com/sites/default/files/2017-12/LIT_Process%20Gas%20LP_OEMFLYLPPG_en_0.pdf
- [5.12] AtlasCopco. *High pressure hydrogen compressor for mobility H2Y*. <https://www.atlascopco.com/en-uk/compressors/products/gas-compressors/h2y-high-pressure-hydrogen-compressor>
- [5.13] Schmalz. *Eyectores de vacío*. [https://www.schmalz.com/es/saber-de-vacio/el-sistema-de-vacio-y-sus-componentes/generadores-de-vacio/eyectores-de-vacio/#:-text=En%20los%20eyectores%20se%20introduce,produce%20una%20depresi%C3%B3n%20\(vac%C3%A9o\)](https://www.schmalz.com/es/saber-de-vacio/el-sistema-de-vacio-y-sus-componentes/generadores-de-vacio/eyectores-de-vacio/#:-text=En%20los%20eyectores%20se%20introduce,produce%20una%20depresi%C3%B3n%20(vac%C3%A9o))
- [5.14] W. Orozco. *Destilación al vacío de etanol usando bomba chorro*. Revista Tecno Lógicas N°25. (2010)
- [5.15] ATTSU. *Catálogo de calderas de vapor*. <https://www.attsu.com/uploads/files/producto/attsu-rl-calderas-de-vapor-y-generadores-reparacion-fabricacion/catalogo-rl-espanol-q9j.pdf>
- [5.16] Catálogo de calderas de fluido térmico. <https://www.attsu.com/uploads/files/producto/attsu-ft-vertical-caldera-de-aceite-termico/catalogo-ft-espanol.pdf>
- [5.17] Servicio Meteorológico Nacional.
- [5.18] MESANCT. *Catálogo de torres de enfriamiento*. <http://usa.mesanct.com/>

[5.19] Zudek. Catálogo general. https://www.zudek.com/wp-content/uploads/2021/03/zudek_english.pdf

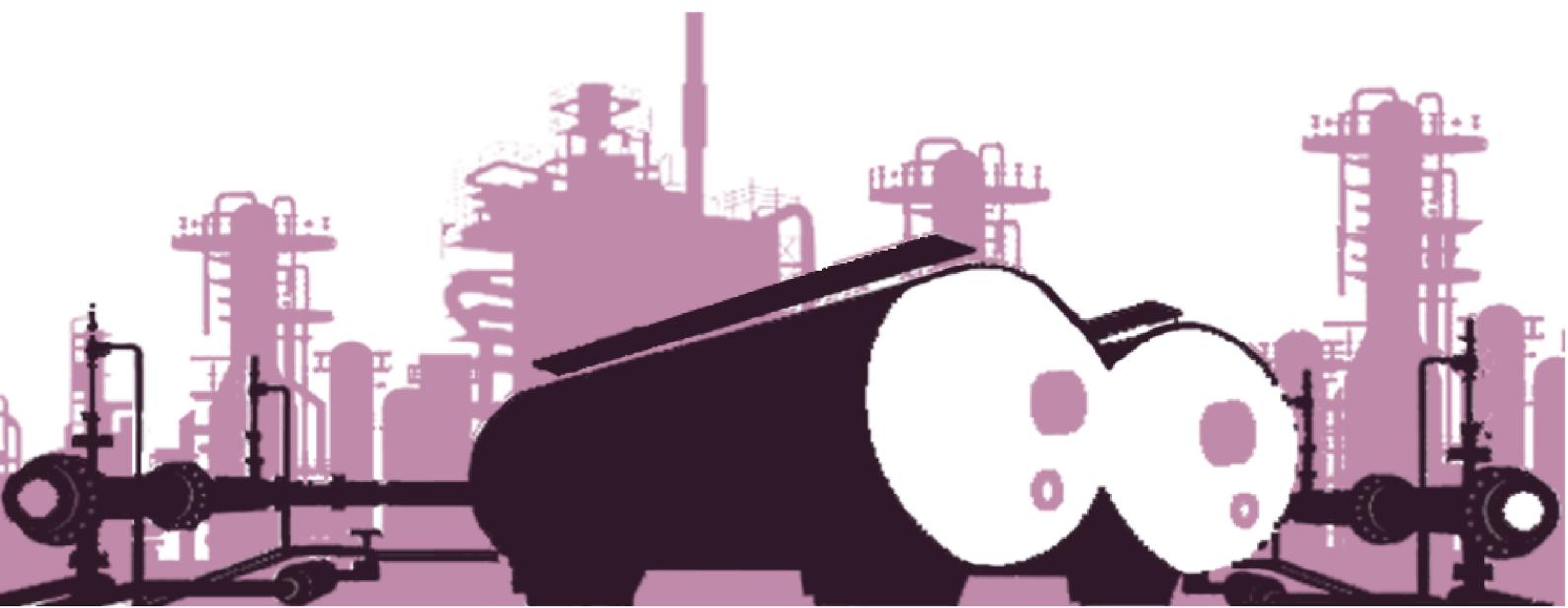
[5.20] American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers (ASHRAE). Position Document on Ammonia as a Refrigerant. 2002.

[5.21] TLK Energy. Generador de diagramas p-h. <https://tlk-energy.de/en/phase-diagrams/pressure-enthalpy>

Estudio de factibilidad de producción de
acetaldehído a partir de bioetanol

CAPÍTULO 6

Evaluación económica



6.1 Resumen ejecutivo

En este capítulo se lleva a cabo el análisis económico del proyecto con el fin de determinar si el mismo es rentable.

Con este fin, en primer lugar se deben estimar los costos de equipamiento de la planta. Es importante mencionar que los precios que suelen encontrarse en catálogos o bibliografía son free on board (FOB), es decir, que deben afrontarse costos de flete, seguro e impuestos de nacionalización en caso de ser productos importados. Además, se debe tener en cuenta el costo de instalación que suele estimarse como un porcentaje del precio al que se compra el equipo. El costo total de los equipos instalados es de **10.228.973 USD** donde los aportes más significativos son de los circuitos de refrigeración (**19,9%**), los intercambiadores de calor (**18,5%**) y las calderas (**18,7%**)

Para calcular la inversión total del proyecto, es necesario conocer la inversión fija total (IFT) y el capital de trabajo (IW). La inversión fija total incluye la inversión fija (IF) y el costo del terreno que, en este caso, será cedido por el consorcio que administra el Parque Industrial de General Conesa. El aporte de la inversión fija se calcula utilizando el método de los factores de Chilton donde se tienen en cuenta los componentes directos (f_i), que son dependientes de la capacidad de la planta y por eso se relacionan con el costo de los equipos, y los indirectos (f_{ii}), que son independientes de la capacidad de la planta. Luego de hacer la estimación de los factores se obtiene que $f_i = 1,02$ y $f_{ij} = 0,7$. Entonces, la inversión fija total es de **35.126.294 USD**.

Para obtener finalmente la inversión total, se estima el capital de trabajo como un 10% de la inversión fija total, resultando en **3.512.629 USD**. De esta forma, la inversión total es igual a **38.638.923 USD**.

Una vez conocida la inversión total del proyecto, se calculan los costos de producción necesarios para mantener el proyecto en operación al 100% de su capacidad. Se concluye en una cifra de **28.212.637 USD/año**, lo que equivale a un costo de producción unitario de **1411 USD/ton** de acetaldehído.

Estos costos se dividen en dos categorías: los costos variables, que dependen del nivel de producción y representan un **83,3%** de los totales; y los fijos que no dependen de la cantidad producida y significan un **16,7%** de los totales. Los variables suponen un porcentaje mayoritario en comparación con los fijos y como el costo materia prima representa un 73% del total de los costos variables, resulta claro que la búsqueda por reducir los costos de producción debe estar abocada a disminuirlo.

La planta produce tres productos por los cuales percibe ingresos por ventas: acetaldehído, acetato de etilo e hidrógeno. Por su alto grado de pureza, el acetaldehído se venderá a unos **1497,2 USD/ton**. El acetato de etilo será vendido a **1459,8 USD/ton** y el hidrógeno a **4000 USD/ton**. Todos los precios de venta fueron calculados en base a valores de comercio internacional. Operando al 100% de su capacidad la planta produce anualmente **20.000 ton** de acetaldehído, **1.053 ton** de acetato de etilo y **957 ton** de hidrógeno. De esta forma, operando al 100%, los ingresos por venta anuales serán de **35.309.220 USD**.

Se realiza un cuadro de usos y fondos para toda la vida útil del proyecto con el fin de calcular los flujos de caja anuales. Se lleva adelante un estudio de rentabilidad completo, utilizando tanto métodos estáticos como dinámicos. En este caso se utilizaron el tiempo de repago, el valor presente y la TIR. Si bien al calcular el tiempo de repago el proyecto resultó aceptable, el análisis por los métodos dinámicos evidenció que el proyecto no es aceptable al fijar una TRMA del 25%.

Por este motivo, se analizaron tres posibles escenarios alternativos comparativos:

1. Aumento de la capacidad de la planta, sin alterar el costo de la materia prima ni el precio de venta de los productos, pero teniendo en cuenta la variación en la inversión fija. Se concluyó que se necesita una capacidad de al menos 35.000 toneladas anuales (+75%) para cumplir con los criterios de rentabilidad aceptable.
2. Se encontró que el costo del bioetanol usado como materia prima es elevado en comparación con otros valores de referencia. Se realizó un análisis similar al primer caso, pero ante una reducción del 23% en el costo del bioetanol. Frente a este escenario, un aumento del 12,5% de la capacidad de la planta (22.500 ton/año) permite alcanzar el criterio de rentabilidad.
3. Variación en el precio de venta del acetaldehído. Se evaluó, para tres capacidades de planta diferentes, como impacta este valor en la rentabilidad del proyecto, identificando aquellas combinaciones de las tres variables (capacidad de planta-precio de acetaldehído-costo de bioetanol) que conllevan a que la ejecución del proyecto sea viable en términos económicos.

En base a los resultados de estos escenarios se proponen posibles cursos de acción en caso de que se decida avanzar con el proyecto, contextualizando cada uno de ellos.

Por último, se diseña un cronograma para la ejecución de la construcción, puesta en marcha y optimización del proyecto.

6.2 Objetivos

El objetivo de este capítulo es realizar el análisis económico del proyecto. Por este motivo, se calculará el costo de inversión, que incluye los equipos principales, el terreno y los factores que componen la inversión fija, la inversión fija total y la inversión total. Además, se analizarán los costos de operación variables y fijos.

Se confeccionará el cuadro de fuentes y usos de fondos teniendo en cuenta los costos estimados y los ingresos por venta del producto terminado y los subproductos con el fin de analizar la rentabilidad del proyecto.

Se realizará un análisis de sensibilidad paramétrica observando los cambios en la rentabilidad del proyecto frente a variaciones en determinados parámetros que son considerados críticos.

Por último, se presentará un cronograma preliminar de la construcción de la planta y el desarrollo del proyecto.

6.3 Estimación del costo de inversión (CapEx)

El costo de inversión, también conocido como Capital Expenditure (CapEx), es el capital necesario para la construcción y puesta en operación de la planta. La inversión puede estar compuesta por capital propio, organismos financieros y proveedores.

La inversión total requerida para realizar y operar el proyecto se compone de dos partes:

- *Inversión fija total (IFT)*: es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en una situación de poder comenzar a producir. Incluye los activos fijos como las maquinarias, terrenos, edificios e instalaciones auxiliares y los activos intangibles tal como las patentes, conocimientos técnicos y gastos de organización.
- *Inversión en capital de trabajo o capital de giro (IW)*: es el dinero necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar en los niveles previstos en los estudios técnico-económicos. En otras palabras, es el capital adicional con el que se debe contar para financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

El cálculo de la inversión fija total (IFT) se realiza con la Ecuación (6.1)

$$IFT = IF + ITerreno \quad (6.1)$$

La inversión total, se define a su vez como:

$$IT = IFT + IW \quad (6.2)$$

La inversión fija tiene componentes directos, que dependen de la capacidad de producción, y componentes indirectos, que no dependen de la misma. En la Tabla 6-1, se diferencian los componentes de la inversión fija.

Tabla 6-1. Componentes directos e indirectos de la inversión fija

Componentes directos	Componentes indirectos
Gastos de estudio e investigaciones previas	Ingeniería y supervisión
Equipos principales	Gastos de construcción
Instalaciones de equipos	Honorarios del contratista
Cañerías instaladas	Contingencias
Instrumentación y control	
Instalación eléctrica	
Construcción incluyendo servicios	
Servicios auxiliares	
Terreno y mejoras del terreno	
Gastos de puesta en marcha	
Intereses durante la construcción	

Existen múltiples métodos para estimar la inversión fija. Algunos consisten en aproximaciones rápidas y simplificadas como lo son el método del factor universal y el del factor de Lang que se usan en casos donde se tiene poca información sobre el diseño del proceso y brindan resultados con un error de entre el 20 y 30%. Otros métodos, como el de Chilton, incurren en cálculos detallados a partir del diagrama de flujo de la planta obteniéndose resultados con un error del 10-15% del valor real.

En este caso, se utilizará el método de estimación por factores o método de Chilton para estimar la inversión fija. El mismo permite extraer la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso con instalación seleccionando cuidadosamente los factores dentro de un rango dado. El punto de partida es la estimación de la inversión de los equipos principales del proceso con instalación (IE). Los demás componentes de la inversión se pueden correlacionar con la IE. Luego, el cálculo de la inversión fija es el siguiente:

$$I_F = I_E \cdot (1 + \Sigma f_i) \cdot (1 + \Sigma f_{ij}) \quad (6.3)$$

Donde:

- IF: inversión fija del sistema completo sin incluir el costo del terreno
- IE: valor de los equipos principales instalados
- f_i : factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa como cañerías, instrumentación y construcciones
- f_{ij} : factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta como ingeniería y supervisión o contingencias

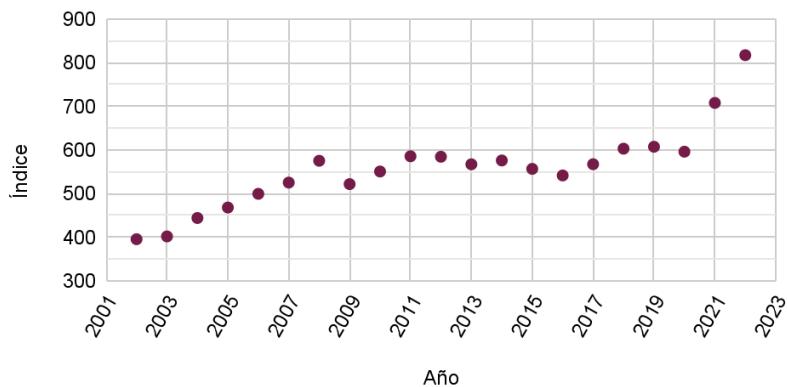
6.3.1 Inversión en equipamiento

En primer lugar, se debe detallar el costo de cada uno de los equipos principales incluyendo el precio de compra, el de importación y nacionalización en caso de que el equipo no sea nacional, y el de instalación. En los costos de los equipos importados deben incluirse el precio del equipo en el puerto de origen (FOB), el precio incluyendo fletes y seguros (CIF) y los gastos de importación y flete en el lugar de utilización. El monto de instalación de los equipos es función de la complejidad del mismo y del tipo de planta donde se lo instala, variando desde el 20 al 55% del precio de compra del mismo.

Debido a que la información disponible sobre los precios de los equipos no suele estar disponible para el año en vigencia, se actualizan usando el índice de costos. Un índice de costos es un número adimensional que muestra la relación entre el precio de un bien en un determinado año con el precio en un año considerado base. El precio en la actualidad se puede calcular de la siguiente manera:

$$\text{Precio a tiempo presente} = \text{Precio original} \cdot \frac{\text{Índice a tiempo presente}}{\text{Índice a tiempo original}} \quad (6.4)$$

Uno de los índices más utilizados en estudios de viabilidad de proyectos de industrias químicas es *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*^[6.1], publicado por la revista especializada *Chemical Engineering*. El mismo es actualizado en cada una de las publicaciones mensuales de la revista. Las fuentes bibliográficas consultadas informan el año y el valor del índice con el cual están referenciados los costos de los equipos, para poder actualizarlo con el valor más reciente disponible del índice. El promedio del índice para el año 2022 es de 816. En la Figura 6.1, se muestra la evolución del promedio anual del índice CEPCI.

**Figura 6.1 - Evolución anual del índice de costos CEPCI.**

6.3.2 Costos de instalación

Los precios de los equipos suelen encontrarse en bibliografía y catálogos comerciales como precios *free on board* (FOB), por lo que el comprador debe afrontar los costos del flete, seguro e impuestos de nacionalización.

Determinados equipos pueden ser fabricados por proveedores locales. No se consideran sobre estos equipos los costos de fletes internacionales, seguros e impuestos de importación. Se consultó a especialistas en integridad de una empresa marplatense sobre el origen de los equipos comúnmente presentes en industrias químicas en Argentina. De acuerdo con su experiencia, es frecuente encontrar intercambiadores de calor, torres de enfriamiento, separadores flash y bombas de fabricación nacional, por lo que no se contemplan costos de nacionalización para estos equipos, asumiendo que se construirán en suelo argentino.

El resto del equipamiento que conforma la planta se asume de fabricación extranjera debido a que supone un mayor grado de complejidad a la hora de efectuar la ingeniería de detalle. A ellos se les agrega un 20% sobre el precio FOB en materia de nacionalización y cargos impositivos.

Por otro lado, la instalación de los equipos en la planta se calcula como un porcentaje del costo de adquisición. En la Tabla 6-2 se detallan los costos de instalación para los distintos equipos de procesos presentes en el diseño de la planta.

Tabla 6-2. Costo de instalación de equipos de procesos como porcentaje del costo de adquisición.

Tipo de equipamiento	Costo de instalación (%)
Bombas	30
Compresores	30
Separador flash	40
Intercambiadores de calor	40

Reactor	40
Torres de destilación y absorción	50
Calderas	50
Circuitos de refrigeración	50
Torre de enfriamiento	50

A continuación, se detallan los costos de los equipos principales de la planta.

6.3.3 Desglose de la inversión en equipamiento

6.3.3.1 Intercambiadores de calor

En bibliografía^[6,2] se encuentran múltiples correlaciones para estimar el costo de intercambiadores de calor de acuerdo a su geometría y características operativas. Para el cálculo de los intercambiadores de tubo y coraza y doble tubo presentes en la planta se utilizan las correlaciones para el costo base presentes en el Anexo 6A (referenciadas al año 2013, CEPCI=567), que se afectan con factores dependiendo del largo del equipo, los materiales constructivos y presión de operación.

Por lo general, los intercambiadores con superficie de intercambio menor a 15 m² suelen diseñarse como equipos de doble tubo, mientras que para requerimientos mayores se opta por configuraciones de tubo y coraza. Esta regla práctica se implementó para decidir qué correlación utilizar para cada uno de los intercambiadores de calor definidos en el Capítulo 5. Por su lado, los rehervidores de superficie menor a 15 m² también se modelaron como intercambiadores de doble tubo, mientras que los de área por encima de dicho valor se calcularon con la correlación para los de tipo Kettle.

Como el material constructivo afecta el costo de los equipos, se estableció que aquellos equipos en los que circulen compuestos de mayor capacidad corrosiva serán construidos en acero inoxidable, mientras que para los no corrosivos se implementarán componentes de acero al carbono. A continuación se especifica el material correspondiente a cada fluido:

Etanol	Acero al carbono
Acetaldehído	Acero inoxidable
Acetato de etilo	Acero al carbono
Agua	Acero inoxidable
Hidrógeno	Acero al carbono
DMSO	Acero al carbono
Duratherm HF (Fluido térmico)	Acero al carbono
R404a (Refrigerante)	Acero al carbono
Vapor de agua	Acero inoxidable

De esta manera, el costo de los intercambiadores de calor, expresados como precio F.O.B. al año 2022 ($CEPCI_{2022}=816$) resultan los de la Tabla 6-3. Adicionalmente, se detalla el costo de cada uno de los equipos ya instalados en la planta. Para el precio del equipo ya instalado se adiciona un 40% del valor F.O.B.

Tabla 6-3. Costo de los intercambiadores de calor de la planta.

Equipo	Tipo	Material tubos	Material camisa	Precio F.O.B. (USD) al 2023	Precio instalado (USD) (+40% instalación)
Intercambiadores de corrientes de proceso					
E-101	Doble tubo	AC	AI	19.003	26.604
E-102	Tubo y coraza	AI	AC	111.951	156.731
E-103	Tubo y coraza	AI	AC	85.268	119.375
E-104	Doble tubo	AC	AC	4.891	6.847
E-105	Tubo y coraza	AC	AC	33.147	46.405
E-106	Tubo y coraza	AI	AI	140.186	196.261
E-107	Tubo y coraza	AI	AI	128.327	179.657
E-108	Doble tubo	AC	AI	18.227	25.517
E-109	Doble tubo	AI	AC	8.603	12.044
Condensadores					
CND-101	Tubo y coraza	AI	AI	160.790	225.107
CND-102	Tubo y coraza	AI	AC	106.114	148.559
CND-103	Doble tubo	AC	AI	17.508	24.511
CND-104	Tubo y coraza	AI	AC	102.324	143.254
CND-105	Doble tubo	AI	AI	17.427	24.398
Rehervidores					
REB-101	Kettle	AI	AC	112.236	157.131
REB-102	Kettle	AI	AC	115.490	161.685
REB-103	Doble tubo	AI	AI	13.960	19.545
REB-104	Kettle	AI	AC	150.086	208.697
REB-105	Doble tubo	AC	AC	5.770	8.078
Costo total intercambiadores					1.890.407

El Costo Base original es del año 2014 ($CEPCI=567$).

6.3.3.2 Reactores

La reacción de deshidrogenación del etanol para sintetizar acetaldehído se lleva a cabo en la planta en dos reactores de lecho fijo multitufo, que operan alternadamente por un período de 24

horas. La disposición del reactor es tal que las partículas de catalizador están dispuestas dentro de un haz de tubo por donde circula la mezcla reactiva gaseosa. Por el interior de la coraza circula una corriente de fluido calefactor con el objetivo de mantener la temperatura dentro del rango en el que la reacción endotérmica se ve favorecida (270-290°C).

La coraza se encuentra construida en acero al carbono, mientras que los tubos son de acero inoxidable, ya que varios de los componentes de la mezcla reactiva son agentes corrosivos y dañan fácilmente la estructura del acero al carbono. Las dimensiones del reactor fueron definidas en el Capítulo 3, resultando en un volumen de 6m³ y un área de intercambio de 524m².

El costo FOB de los reactores se calcula empleando las correlaciones para intercambiadores de tubo y coraza. Dada la necesidad de reemplazar el catalizador cada año al momento de efectuar la parada de planta, se decide por una configuración de cabezal flotante, que resulta de mayor facilidad para remover el haz de tubos que contiene las partículas catalíticas. Luego, se realizan ajustes en función de la presión de operación y el material de los tubos y la coraza.

Al tener una configuración similar a un intercambiador de tubos y coraza, se considera que la fabricación del reactor se realiza en territorio nacional, por lo que no se contemplan costos de importación. Sin embargo, estos equipos requieren un mayor grado de especificación en cuanto a la ingeniería de detalle. Por lo general, las empresas especializadas en el diseño de reactores son extranjeras, y brindan soporte en la posterior construcción e instalación del equipo.

Tabla 6-4. Costo de los reactores

Cantidad	Tipo	Material tubos	Material camisa	Precio F.O.B. (USD) al 2023	Precio instalado (USD) (+40% instalación)
2	Doble tubo	AI	AC	371.776	520.487
Costo total reactores					1.040.973

El Costo Base original es del año 2014 (CEPCI=567).

6.3.3.2.1 Equipamiento para regenerar el catalizador

La operación alternada de los reactores de lecho fijo se debe a la necesidad de regenerar el catalizador día por medio y así mantener su actividad. El costo de equipamiento para este procedimiento se estima como un 20% del valor del reactor ya instalado en planta. Esto representa **USD 208.195**.

En el Capítulo 3 se mencionó que, en caso de continuar con el desarrollo del proyecto, mayores esfuerzos debían dedicarse a la investigación y el estudio de los mecanismos y las condiciones que llevan a la desactivación del catalizador. En dicha instancia, también se deberá efectuar una cotización más precisa de los costos asociados a esta tarea.

6.3.3.3 Bombas

Se debe considerar tanto el costo de la bomba como del motor que le proporciona la potencia necesaria para impulsar el fluido. Cada una de las partes se calcula por separado. Todas las bombas presentes en la planta son del tipo centrífugo, y la fuerza motriz es entregada por un motor eléctrico.

Por lo general, las correlaciones presentes en bibliografía para estimar los precios de las bombas están orientadas a equipos capaces de desplazar grandes volúmenes a altas presiones. En esta planta, en cambio, los caudales volumétricos son más bien pequeños y las presiones en ningún momento superan las 6 atmósferas de presión. A continuación se muestra la Figura 6.2 provista por Sieder, en la que se observa que en los valores más bajos del factor de tamaño S, el costo base de las bombas se encuentra en un rango de entre 4000 y 5000 USD, referenciados al año 2013 (CEPCI=567). Por este motivo, para las 8 bombas dispuestas en la planta, se adopta un valor promedio de 4500 USD, el cual es ajustado mediante índices al año 2023. También se aplican factores de corrección por material, dado que todas deben estar construidas en acero inoxidable.

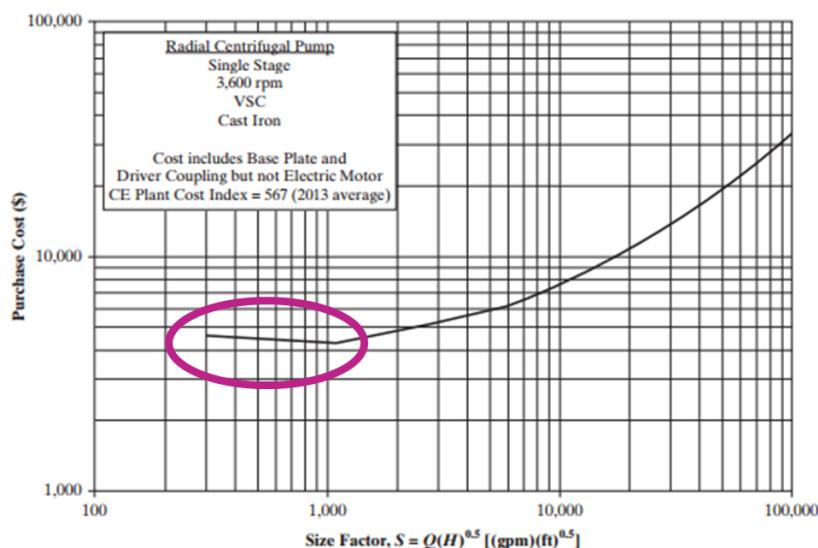


Figura 6.2 - Correlación para estimar el costo base de bombas centrífugas.

La correlación para el precio de los motores presenta un comportamiento similar, donde para potencias menores a 7 HP adopta valores cercanos a los 500 USD.

Para la bomba que forma parte del circuito cerrado de la torre de enfriamiento se emplean las correlaciones presentes en el Anexo 6A. La misma maneja un caudal continuo mucho mayor al de las corrientes de proceso, y requiere de un motor eléctrico capaz de brindar mayor potencia.

De esta forma, en la Tabla 6-5 se presenta el precio de las bombas centrífugas ya actualizado al 2023, incluyendo el motor eléctrico y considerando un 30% adicional para la instalación en

planta. No se contemplan costos de nacionalización ni de importación ya que estos equipos pueden ser de fabricación nacional.

6.3.3.4 Compresores

El costo se calcula a partir de la potencia bruta consumida, expresada en HP. Existen correlaciones para diferentes tipos de compresores.

Para el caso de la corriente gaseosa que ingresa al absorbedor, se emplea la correlación de compresores centrífugos. Para el compresor encargado de llevar el hidrógeno recuperado como subproducto hasta 250 bar se usa la correlación de compresores reciprocanes.

Además, se corrige mediante factores teniendo en cuenta que debe ser construido en acero inoxidable por la naturaleza corrosiva del acetaldehído y del hidrógeno. Se considera que en ambos casos la fuerza motriz la proporciona un motor eléctrico. Los costos finales se detallan en la Tabla 6-5.

Tabla 6-5. Costo de los equipos de impulsión de fluidos.

Cantidad	Tipo	Material	Precio F.O.B. (USD) al 2023	Precio instalado (USD) (+30% instalación)
1	Compresor centrífugo	AI	481.341	722.012
3	Compresores de hidrógeno (reciprocanes)	AI	325.735	488.602
8	Bombas centrífugas	AI	115.132	149.672
1	Bomba - Torre de enfriamiento	AI	32.107	41.739
Costo total dispositivos de impulsión de fluidos				1.402.025

El Costo Base original es del año 2013 (CEPCI=567).

6.3.3.5 Calderas

Las calderas son equipos que se encuentran disponibles para una gran variedad de diseños, disposiciones, materiales constructivos, tecnología, entre otros. Los costos pueden diferir dependiendo del fabricante y del modelo específico que se desee adquirir. Sin embargo, en líneas generales, es posible determinar el precio de adquisición de estos equipos en función del calor que debe suministrar el fluido auxiliar. Por lo general, existen correlaciones diferentes para calderas de vapor de agua y de aceite térmico. Adicionalmente, pueden realizarse ajustes con parámetros que dependen del material constructivo, la disposición (humotubular, acuotubular, etc.) y otros aspectos vinculados con su operación.

En la planta de producción de acetaldehído se precisa la instalación de una caldera de vapor de agua, que producirá vapor a una presión de 8 bar. Por otra parte, es necesario contar también

con una caldera que integre el circuito cerrado del Duratherm HF (fluído térmico), especialmente con el fin de regular la temperatura de la mezcla dentro del reactor.

Por otro lado, deben contemplarse las cargas iniciales de los circuitos cerrados. Este importe será considerado como parte de la inversión en capital de trabajo. Esta carga se estima considerando que todos los tubos de la caldera, los intercambiadores y las cañerías que recorren la planta se encuentran llenas de fluido.

También se debe instalar una torre de ablandamiento en la entrada de la caldera de vapor de agua, ya que el agua líquida alimentada deberá estar libre de iones que endurecen el agua y forman incrustaciones. Se considera que el costo de este equipo está incluido en el de la caldera de vapor.

6.3.3.6 Torre de enfriamiento

El costo de las torres de enfriamiento se estima a partir del caudal de agua que circula por su interior. Las correlaciones^[6,3] dependen del gradiente de temperatura que se tiene en cuenta para el diseño de la torre. En este caso, la diferencia de temperatura adoptada entre la entrada y la salida es de 13°C.

La correlación original es para torres fabricadas en madera, las cuales se encuentran actualmente en desuso y que fueron reemplazadas por construcción en acero. Por ende, se agrega un 30% al valor base. El precio detallado en la Tabla 6-6 es para una torre convencional de tiro inducido y flujo en contracorriente. Incluye el precio del forzador ubicado en el tope de la torre. Se considera de fabricación nacional.

6.3.3.7 Circuitos de refrigeración

Los circuitos de refrigeración están compuestos de una serie de equipos especialmente diseñados para maximizar el rendimiento energético del fluido refrigerante. Por este motivo suelen ser bastante costosos y comprender un porcentaje considerable dentro de la estructura de inversión en equipamiento en plantas químicas.

Las correlaciones para estimar el precio del circuito completo suelen darse en función de la cantidad de calor que es capaz de remover el refrigerante. También depende de la temperatura del refrigerante en el evaporador, que es la instancia del circuito en la que se alcanzan las temperaturas más bajas.

Para el chiller que acondiciona el agua helada que se dirige a los condensadores de las torres T-101 y T-103, se emplea la correlación disponible para una temperatura de evaporador de -7°C.

Por su parte, para el circuito del refrigerante, dado que la corriente más fría de la planta de acetaldehído alcanza una temperatura mínima de -15°C, las estimaciones se realizan para una temperatura de evaporador de -20°C. Los costos de los circuitos ya instalados en la planta se detallan en la Tabla 6-6.

Tabla 6-6. Costo de los equipos para fluidos de servicio.

Equipo	Magnitud para correlación	CEPCI del año de referencia	Precio F.O.B. (USD) al 2023	Precio instalado (USD) (+50% instalación)
Torre de enfriamiento	0,107 m ³ /s	396 (2002)	241.091	361.636
Circuito de refrigeración - Agua helada	1153,4 kW	396 (2002)	824.242	1.401.212
Circuito de refrigeración - R404a	278,4 kW	396 (2002)	370.909	630.545
Caldera de vapor de agua	1,44 x10 ⁷ BTU/hr	567 (2014)	194.429	330.528
Caldera de fluido térmico	1,42 x10 ⁷ BTU/hr	567 (2014)	925.933	1.577.284
Costo total equipos para fluidos de servicio				4.301.206

6.3.3.8 Separador flash

Es la primera instancia de separación luego de que la mezcla reactiva abandone el reactor. En el Capítulo 4 se definieron las dimensiones necesarias para alcanzar el grado de separación requerido por el proceso. Estos datos son suficientes para determinar de manera estimativa el costo de este equipo mediante correlaciones disponibles para recipientes verticales.

El cálculo se realiza en función de un parámetro W análogo al peso del separador, que se estima a partir de las dimensiones, la presión de diseño (600 kPa) y el material constructivo (acero inoxidable). También se calcula el costo de plataformas y escaleras auxiliares dispuestas en los alrededores del separador. Este equipo es considerado de fabricación nacional, y su instalación se corresponde con un 40% adicional respecto del valor de adquisición. Su precio una vez adquirido e instalado se detalla en la Tabla 6-7.

Tabla 6-7. Costo de separadores.

Torre	D [m]	L [m]	W [lb]	C _v + C _{PL} (USD) FOB al 2023	Precio instalado (USD) (+40% instalación)
Flash	1	4	2992,2	66.083	92.517
Costo total separadores					92.517

6.3.3.9 Torres de separación

El costo de estos equipos está conformado por tres componentes: (1) el costo del armazón de la columna, incluyendo cabezales, orificios y boquillas; (2) costo de los componentes internos tales como platos, empaquetamientos, soportes internos y distribuidores de líquido; (3) elementos auxiliares, como escaleras, plataformas, barandas y aislamiento.

Al igual que los separadores flash, el costo base de las torres se correlaciona con el parámetro W. Adicionalmente, se debe contemplar el costo del relleno o los platos, según corresponda. En el caso de las torres llenas, se cuenta con precios por unidad de volumen para rellenos aleatorios, para distintas geometrías y materiales. Para las torres de platos, existen disponibles los precios para cada plato, dependiendo del tipo empleado y el diámetro de la columna. En este caso se considera que los platos presentan configuración de tamiz (*sieve tray*).

Se contemplan costos adicionales de importación y nacionalización para estos equipos de fabricación extranjera, y un 50% respecto del costo de adquisición para la instalación.

Tabla 6-8. Costo de torres de destilación y absorción.

Torre	D [m]	L [m]	W [lb]	C _V + C _{PL} + C _{internos} (USD) FOB al 2023	Precio instalado (USD) (+50% instalación)
T-100	1,5	6,1	6575,6	144.555	233.642
T-101	1,2	5,3	4575,8	132.803	209.540
T-102	1,3	4,6	4330,9	123.627	197.007
T-103	2	6,4	8603,5	188.531	296.240
T-104	1,2	5,9	5052,.9	139.148	219.787
T-105	0,8	3	1610,6	87.710	137.435
Costo total torres					1.293.650

El Costo Base original es del año 2013 (CEPCI=567).

6.3.3.10 Eyector

El costo del eyector de una etapa para lograr el vacío de 10 kPa dentro de la torre de destilación T-103 no es considerado debido a que el costo de estos equipos es despreciable frente al de la torre.

6.3.4 Costos de equipamiento totales

De esta manera, al considerar los principales equipos requeridos por el proceso para lograr la producción deseada de acetaldehído, se obtiene un costo total en equipamiento de **10.228.973**

USD. La composición relativa de la inversión en equipos de este proyecto puede verse en la Figura 6.3.

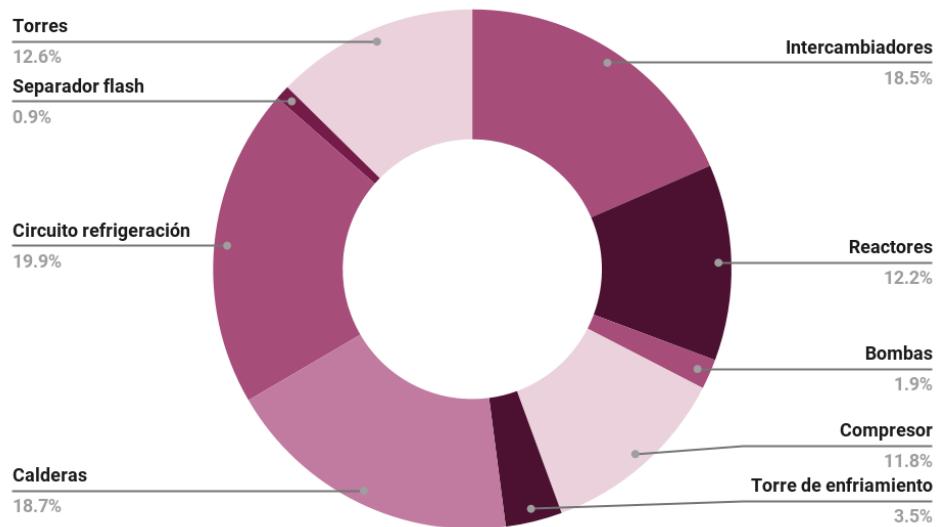


Figura 6.3 - Composición de la inversión en equipamiento.

De la gráfica se observa heterogeneidad en la distribución de la inversión en equipamiento para la planta de acetaldehído. Los reactores, que son los equipos esenciales para lograr la producción deseada del acetaldehído, comprenden el 12,2% del total. Asimismo, para que la reacción ocurra en todo momento en un rango de temperaturas favorable es indispensable contar con la caldera de fluido térmico, que junto a la caldera de vapor de agua suponen el 18,7% de los costos en equipamiento.

Los equipos de mayor peso en la composición de la inversión en equipamiento son los circuitos de refrigeración, que representan el 19,9% del total. La principal razón de su presencia en la planta es la necesidad de enfriar las corrientes a temperaturas inferiores a las que se pueden alcanzar con agua de enfriamiento. El agua helada se utiliza como fluido auxiliar en el condensador de la torre de destilación T-101, de la cual se obtiene el acetaldehído como producto final, y en la torre T-103 de donde se extrae el acetato de etilo. El ciclo de R404a permite alcanzar las temperaturas bajo cero que requieren las corrientes de entrada al absorbador, que a su vez es vital en la recuperación del hidrógeno de elevada pureza.

Los compresores, por su parte, también se encuentran especialmente ubicados en la sección de recuperación de hidrógeno, y comprenden el 11,8% de la inversión.

Las torres de destilación, separadores e intercambiadores de calor son imprescindibles para la correcta separación de los componentes, y juntos suman el tercio restante.

Los costos de todos los equipos empleados en el acondicionamiento de los fluidos auxiliares son los que sin duda requieren de mayor precisión en una etapa más avanzada del estudio de factibilidad del proyecto. En primer lugar porque componen una fracción importante de la inversión, y también porque fueron estimados a partir de correlaciones empíricas bastante generales, que son susceptibles a diferir de los precios reales que pueden brindar los fabricantes especializados.

6.3.5 Costos directos e indirectos

Como se mencionó previamente, la estimación de la inversión fija se realizará utilizando el método por factores o método de Chilton. Los componentes directos e indirectos se deben estimar por separado y la magnitud de los mismos dependerá de la naturaleza del proyecto. En el Anexo 6B se presentan los valores de los diferentes factores que se utilizaran para hacer la estimación.

A continuación se le asigna un valor a cada uno de los factores de Chilton, en función de las características de la planta de acetaldehído.

Tuberías de proceso

Los compuestos involucrados dentro del proceso se encuentran en su mayoría en fase líquida y algunas corrientes en fase gaseosa. Por este motivo, las tuberías de proceso se definen como de fluidos. Se toma el valor medio del rango.

$$f_1 = 0,45$$

Instrumentación

El proceso consta con sistemas de control para la temperatura y la presión con el fin de mantener las condiciones de operación de los equipos más importantes de la planta en rangos aceptables frente a posibles cambios en sus valores. Se proyecta la construcción de una sala de control desde donde se monitorean las variables críticas del proceso. De esta forma, se selecciona un tipo de control complejo.

$$f_2 = 0,125$$

Edificios de fabricación

Dado que algunos de los equipos pueden encontrarse al aire libre, se considerará un tipo de construcción semiabierto. Para definir este factor, se deben considerar todos aquellos gastos que correspondan a la construcción de todos los edificios necesarios de la planta, ya sean administrativos o productivos. En este caso, como la planta será anexada al edificio existente donde se produce el bioetanol se asumirá que las oficinas administrativas serán las mismas. Por este motivo, se tomará el 30% del rango en lugar del valor medio.

$$f_3 = 0,32$$

Plantas de servicios

Como se encuentra en el mismo terreno que la de producción de bioetanol, se utilizaran las plantas de servicio existentes y se considerara una escasa adición a las mismas de acuerdo a las magnitudes requeridas.

$$f_4 = 0,025$$

Conexiones entre unidades

Este factor considera el gasto necesario en cañerías para el transporte de los suministros que requiere la planta desde otra planta próxima o depósito. Dado que se requiere la conexión mediante cañerías entre la planta de bioetanol y la de acetaldehído, se consideran unidades de proceso separadas. Dentro del rango, se adopta el valor medio.

$$f_5 = 0,1$$

De esta manera, la sumatoria de los factores de inversión directa resulta:

$$\sum f_i = 1,02$$

Ingeniería y construcción

Este factor considera los costos administrativos y de servicio técnico que se deben afrontar para dirigir y administrar el proyecto durante la construcción de la planta y el trabajo ingenieril que esta etapa requiere, como la confección de planos, supervisión, etc. Por la complejidad de los equipos que componen la planta, el proyecto se considerará de ingeniería compleja.

$$f_{11} = 0,425$$

Factores de tamaño

Como los equipos principales que constituyen la planta son grandes, la planta a instalar será una unidad comercial grande.

$$f_{12} = 0,025$$

Contingencias

Este factor considera las eventualidades que pueden ocurrir durante la operación de la planta debido a variaciones imprevistas o inconvenientes.

$$f_{13} = 0,25$$

La sumatoria de factores de inversión indirecta es:

$$\sum f_i = 0,7$$

Entonces, el factor de inversión indirecta es:

$$f_I = 1,7$$

De esta forma, luego de que se seleccionaron los valores de los factores directos e indirectos y se definió el costo en equipos se puede obtener el costo de la inversión fija:

$$I_F = I_E (1 + \sum f_i) (1 + \sum f_{ri}) = 10.228.973 \text{ USD} \times (1 + 1,02) \times (1 + 0,7) = 35.126.294 \text{ USD}$$

6.3.6 Inversión en Terreno ($I_{Terreno}$)

Para obtener la inversión fija total, se debe sumar el valor del terreno. El lote de la planta de bioetanol fue cedido por el consorcio que administra el Parque Industrial de General Conesa como parte de su estrategia de impulsar la radicación de empresas en la zona. Dado que el plan de captación llevado a cabo por las autoridades del mencionado complejo industrial persisten hasta el día de la fecha, se contempla la cesión del lote adyacente a la planta existente a costo cero para la instalación del presente proyecto. Por este motivo, no se contemplan inversiones en terreno para la nueva planta.

6.3.7 Inversión en Capital de Trabajo (I_w)

Para el caso específico de la presente planta de producción de acetaldehído, la inversión en capital de trabajo abarca los siguientes conceptos:

1. Carga inicial del catalizador y material aislante en el sistema de reactores.
2. Carga inicial de fluidos auxiliares: agua helada, R404a, fluido térmico Duratherm HF y agua para los circuitos cerrados de la caldera de vapor de agua y la torre de enfriamiento.
3. Carga inicial del DMSO utilizado como entrainer.
4. Créditos a los compradores una vez que la planta se encuentre en funcionamiento. Se contempla el financiamiento de las deudas hasta que sean canceladas.
5. Gastos en materiales, mano de obra y materia prima en la fase de puesta en marcha del proyecto. Financia la producción hasta su recuperación mediante el ingreso por ventas.
6. Los créditos a proveedores no son tenidos en cuenta, principalmente debido a que la misma empresa es la mayor proveedora del proyecto aportando la materia prima necesaria para la producción del acetaldehído.

La carga de catalizador se contabiliza directamente en la sección Catalizador de los costos fijos. Para cubrir el resto de los conceptos se adopta como criterio conservador considerar el 10% de la inversión fija.

6.3.8 Inversión Total (I_T)

Contemplando todos los conceptos que la abarcan, tal como lo establece la expresión (6.2), se detalla en la Tabla 6-9 la inversión total del proyecto.

Tabla 6-9. Composición de la inversión total

Inversión en equipamiento	10.228.973 USD
Factores de inversión directa	1,02
Factores de inversión indirecta	0,7
Inversión Fija	35.126.294 USD
Inversión en Terreno	0 USD
Inversión en Capital de Trabajo	3.512.629 USD
Inversión Total	38.638.923 USD

6.4 Estimación de costos operativos (OpEx)

Los costos de producción o costos operativos (*Operational Expenditures*) son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación. Su estimación permite, conjuntamente con otras variables económicas, determinar la rentabilidad de un proyecto. Al determinar la estructura de costos es posible definir cuáles tienen mayor influencia sobre la rentabilidad, y así poder diseñar una estrategia para su reducción.

Dentro de los costos de producción se distinguen dos grandes categorías: los costos variables, que son proporcionales a la producción, y los costos fijos, que son independientes.

6.4.1 Costos variables

Algunos conceptos, tales como los costos de mano de obra vinculados a escalas salariales, o las tarifas de los servicios, se encuentran expresadas en pesos argentinos. Para unificar los costos de este segmento con los demás que componen el análisis económico, se utiliza la conversión al dólar estadounidense con la cotización promedio del Banco de la Nación Argentina de fines de marzo de 2023, la cual establece una relación de 200 pesos argentinos por dólar estadounidense.

6.4.1.1 Materia Prima

Dentro de estos costos deben incluirse los gastos en las materias primas que intervienen directa o indirectamente en los procesos de transformación. Para su estimación se debe contar con la información de las cantidades a utilizar de cada una de las materias primas requeridas para elaborar el producto deseado, como también se debe conocer el costo de las mismas.

En el presente proyecto, la materia prima del proceso es el bioetanol obtenido a partir de remolacha azucarera del proyecto llevado a cabo por Bocero, Pellicano, Talamás y Ventura (Facultad de Ingeniería, UNMdP, 2018). Por lo tanto, el costo de la materia prima resulta igual al costo unitario de elaboración. En el proyecto mencionado se obtuvo un valor total de costos de producción de 86.156.018,54 USD/año para producir 120.000 m³/año de bioetanol. Lo que conlleva a un costo unitario de 717,9 USD/m³, o equivalente a 910 USD/ton.

Dado que la materia prima será producida en la misma localización que la planta productora, no se deben considerar los costos por transporte. En su lugar, ya se contempló dentro de los factores de la inversión directa el costo de instalación en equipos de bombeo, cañerías, válvulas y demás accesorios para conectar ambas plantas.

Esta planta de acetaldehído requiere de una alimentación de etanol de 20.909 ton/año para cumplir con su capacidad nominal de 20.000 toneladas anuales de producto, asumiendo rendimiento completo de la reacción hacia el producto deseado y ausencia de interferencias en el proceso que produzcan inconformidades en las especificaciones de calidad.

Sin embargo, en el Capítulo 2 se contempló un factor de calidad vinculado justamente a dichos sucesos presentes en las plantas químicas que provocan desviaciones en el producto final. Esto se traduce en una determinada cantidad de materia prima que ingresa al proceso y que se convierte en productos fuera de especificación, incurriendo en una pérdida. Estas cantidades deben ser tenidas en cuenta en los costos de materia prima. Adicionalmente, se explicó que las condiciones operativas del reactor tornan inevitable la formación de una pequeña cantidad de acetato de etilo como subproducto, implicando un requerimiento mayor de etanol.

De esta forma, se estima que para cumplir con la producción nominal de la planta, se precisan 22.459 ton/año de etanol. Finalmente, el costo anual de materia prima para el 100% de capacidad de planta resulta:

$$\text{Costo de materia prima} = 22.459 \text{ ton/año} \times 910 \text{ USD/ton} = \mathbf{20.437.742 \text{ USD/año}}$$

En los primeros años operativos de la planta no se estipula la producción a capacidad completa, sino que se piensa en un incremento progresivo de la misma. Por ende, si la producción de acetaldehído en el primer año es del 60% de la capacidad nominal (12.000 toneladas), los costos de materia prima deben estimarse coherentemente con ese valor.

6.4.1.2 Envases

El costo de envases considera todos los gastos en los que se incurre para contener el producto para su comercialización.

El acetaldehído es un líquido inflamable que ebulle a 20°C, por lo que es considerado como material peligroso. Por lo tanto, se debe transportar teniendo determinados recaudos por seguridad. El reconocido fabricante Eastman cuenta con un detallado documento donde se enlistan las recomendaciones y precauciones que deben tomarse para el transporte del acetaldehído a granel, específicamente en camiones.^[6.4]

Los tanques de transporte y almacenamiento deben estar fabricados preferentemente en acero inoxidable, recubiertos con pintura blanca, disponer de un sistema de control para mantener la presión cerca de los 2,5 bares y contar con un sistema de presurización con nitrógeno.

En tanto, para el hidrógeno se requiere la utilización de recipientes especiales que facilitan su almacenamiento y transporte en condiciones de alta presión. Los tanques tipo I soportan los 250 bar de presión de salida del compresor de hidrógeno y permiten el transporte del gas.

Para todos los compuestos que se obtienen como productos se contempla la instalación de tanques de almacenamiento donde ubicar la producción hasta que la misma sea cargada a los camiones que la trasladarán a granel hasta las instalaciones de los clientes dentro de Argentina o los centros logísticos de distribución cercanos a los puertos de exportación. Como estos tanques forman parte de la inversión fija y el transporte se realiza a granel, no se tienen en cuenta costos variables en envases.

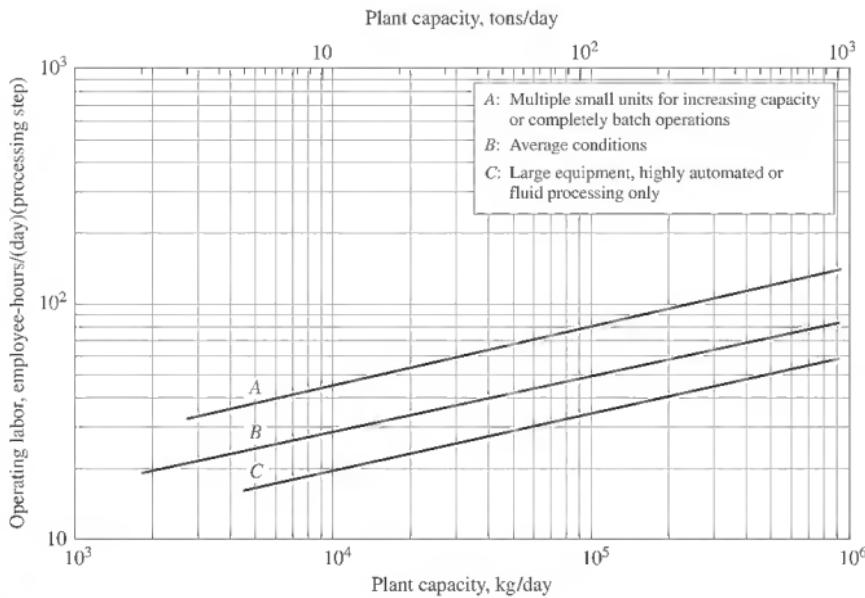
Costo de envases = 0 USD/año

6.4.1.3 Mano de obra

En este apartado se incluyen los sueldos de los empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la fabricación del producto. Para lograr la estimación del costo de mano de obra se debe considerar tipo de equipos y distribución, número de unidades, cantidad de instrumentación y control en el proceso. Esto se debe a que no se cuenta con registros reales de la empresa en relación a la mano de obra que demanda el proceso de producción.

Es necesario conocer el costo de la hora hombre y el número de horas-hombre para el período de tiempo que se está realizando el cálculo. Es posible determinar las horas hombre sabiendo la cantidad de operarios que se requieren y la duración de la jornada de trabajo extendida al periodo en que se realiza la estimación. Al valor básico de la hora-hombre deben adicionarse las cargas sociales que están a cargo del empleador.

El método de Wessel permite estimar la cantidad de horas-hombre requeridas por día para cada etapa del proceso mediante el uso de la correlación (6.4), también disponible gráficamente (Figura 6.4). La misma establece relaciones entre las etapas identificables en el proceso y la producción.

**Figura 6.4** - Gráfico de Wessel.

$$\frac{HH / \text{día}}{\text{capacidad (ton / día)}} = W \cdot \frac{n^{\circ} \text{ etapas}}{\text{capacidad}^{0.76} (\text{ton / día})} \quad (6.4)$$

La capacidad nominal de la planta es de 20.000 ton/año, lo que equivale a aproximadamente 55 ton/día. Para plantas que solo procesan fluidos, el factor W es igual a 10, representado por la curva C del gráfico. Mediante la correlación de Wessel, se obtiene un valor de 30 horas hombre/día para cada etapa del proceso.

Las etapas pueden definirse como sub-plantas del proceso. En este caso, la materia prima es un producto de una planta ya instalada por lo que no requiere de pretratamiento, como fue explicado en el Capítulo 2. Resultan entonces las etapas indicadas en la Tabla 6-10.

Tabla 6-10. Recuento de etapas en la planta.

Etapas de proceso	
Etapa de reacción :	obtención de acetaldehído
Etapa de recuperación de hidrógeno :	flash y absorbedor
Etapa de purificación :	tren de destiladores
Subplantas auxiliares frías :	refrigeración y torre de enfriamiento
Subplantas auxiliares calientes :	calderas de vapor y aceite térmico
Nº total de etapas	5

Considerando las etapas mencionadas, se concluye en 150 horas-hombre por día. Si se plantea operar la planta las 24 horas del día con turnos de 8 horas, por día se requieren tres turnos de 6,25 operarios cada uno, que se redondea a 7 operarios por turno. Se debe considerar que los

operarios trabajarán 6 días a la semana, por lo tanto se requerirá un número adicional de operarios para cubrir los días libres. Además, se deben contemplar días de enfermedad, vacaciones, licencias y capacitaciones, entre otros. Por lo tanto, se realiza el cálculo para un total de 25 empleados: 7 operarios “fijos” por turno (21 en total) y 4 rotativos que ocupen los puestos de los operarios que se encuentran en su día de descanso.

Se propone el siguiente esquema de trabajo:

Día	Turno I (07 a 15)	Turno II (15 a 23)	Turno III (23 a 07)
Lunes	O1 O2 O3 O4 O5 O6 R	O8 O9 O10 O11 O12 O13 R	O15 O16 O17 O18 O19 O20 R
Martes	O1 O2 O3 O4 O5 R O7	O8 O9 O10 O11 O12 R O14	O15 O16 O17 O18 O19 R O21
Miércoles	O1 O2 O3 O4 R O6 O7	O8 O9 O10 O11 R O13 O14	O15 O16 O17 O18 R O20 O21
Jueves	O1 O2 O3 R O5 O6 O7	O8 O9 O10 R O12 O13 O14	O15 O16 O17 R O19 O20 O21
Viernes	O1 O2 R O4 O5 O6 O7	O8 O9 R O11 O12 O13 O14	O15 O16 R O18 O19 O20 O21
Sábado	O1 R O3 O4 O5 O6 O7	O8 R O10 O11 O12 O13 O14	O15 R O17 O18 O19 O20 O21
Domingo	R O2 O3 O4 O5 O6 O7	R O9 O10 O11 O12 O13 O14	R O16 O17 O18 O19 O20 O21

Para el cálculo de las horas a liquidar de los operarios se considera pago el día semanal de descanso, jornada diaria de 8 horas y mes de 30 días. El total de horas por mes a liquidar a operarios es igual a:

$$\text{Horas de operarios} = 25 \text{ operarios} \times 8 \text{ hs/día} \times 30 \text{ días/mes} = 6000 \text{ hs/mes}$$

Se recurre a la Federación Argentina de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas (FATIQyP) para obtener información sobre el acuerdo salarial. De acuerdo con el convenio 77/89^[6.5], se divide la escala salarial en las siguientes categorías de interés:

- Categoría A: comprende al personal que efectúa “tareas en planta y/o secciones productivas, en procesos de fabricación o parte de él, que requiere conocimientos del proceso y experiencias necesarias adquiridas a través del trabajo realizado. A tal fin, deberán interpretar instrumentos de control y/o realizar análisis de rutina, pudiendo introducir modificaciones para la correcta marcha de las unidades operativas donde se desempeña.” El salario es de 628,5 \$/hr para esta categoría.^[6.6]
- Categoría B: abarca al personal que posee “conocimientos básicos del proceso que realiza, siendo éstos de relación directa con la marcha normal y buen funcionamiento de las unidades operativas donde se desempeñe.” El salario es de 580,21 \$/hr para esta categoría.

Para el cálculo de los costos de mano de obra, se consideran cuatro trabajadores categoría A y tres categoría B por turno. Los operarios rotativos se consideran de categoría B. Teniendo el

cuenta el pago del aguinaldo, se liquidan 13 meses al año por operario, y a todos ellos se les agrega un 30% adicional en concepto de cargas sociales, jubilación, aportes sindicales y montos no remunerativos. De esta forma, el costo de mano de obra resulta:

$$\text{Costo de mano de obra} = \mathbf{305.918 \text{ USD/año}}$$

6.4.1.4 Supervisión

Esta instancia comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. Depende de la cantidad total de mano de obra, la complejidad de la operación y los niveles de calidad de los productos. Puede estimarse como el 10-25% del costo de mano de obra directa. Se considera para este caso el 20% del costo de mano de obra.

$$\text{Costo de supervisión} = \mathbf{61.184 \text{ USD/año}}$$

6.4.1.5 Servicios

Este componente del costo contempla los servicios que se requieren para realizar la producción del acetaldehído como producto final. Para su estimación es necesario determinar para cada servicio requerido, el consumo y el precio. Generalmente, el consumo tiene dos contribuciones, el consumo específico y el consumo pico.

6.4.1.5.1 Energía eléctrica

Se distinguen dos tipos de uso de la energía eléctrica. Por un lado, debe considerarse la energía utilizada para el proceso y la iluminación de la planta. Mientras que por otra parte debe tenerse en cuenta la energía eléctrica necesaria para otros usos como la iluminación de sectores administrativos, perimetrales, entre otros. Este último consumo mencionado se incluye en los costos de administración y dirección.

Para calcular el costo de consumo energético se recurre a las tarifas de la compañía EDERSA^[6.7], encargada del suministro eléctrico en buena parte de la Provincia de Río Negro y en particular de la localidad de General Conesa. Se consideran las tarifas correspondientes a la categoría T2 para potencias mayores a 300 kW. Se debe tener en cuenta que el horario pico es entre las 18 y 23 hs, el horario valle entre las 23 y las 05 hs y el resto entre las 05 y las 18 hs. Los valores se presentan en la Tabla 6-11.

Tabla 6-11. Cuadro tarifario EDERSA.

Energía eléctrica	Costo unitario (\$)
CGC ≥ 300 kW (\$/mes)	41.781,83
Cargo uso de red (\$/kWmes)	2.363,85
Cargo potencial en punta (\$/kWmes)	484,72
Cargo transp. otros agentes (\$/kWmes)	77,1
Cargo energía (Pico) \$/kWhr	15,48
Cargo energía (resto) \$/kWhr	15,5
Cargo energía (valle) \$/kWhr	15,52

El cargo variable debe ponderarse en función de las horas del día en las que está involucrado.

$$\text{Cargo variable } (\$/\text{kWh}) = [5 \text{ hr} \times \text{CV pico} + 13 \text{ hr} \times \text{CV resto} + 6 \text{ hr} \times \text{CV valle}] / 24 \text{ hr}$$

$$\text{Cargo variable } (\$/\text{kWh}) = 15,5 \text{ \$/kWh} = 11.315 \text{ \$/kWmes}$$

Sabiendo que el consumo de energía de toda la planta es de 1205 kW, valor obtenido en el Capítulo 5, se calcula el costo energético total. De esto resulta:

$$\begin{aligned} \text{Costo de energía eléctrica} &= [1218 \text{ kW} \times (11.315 + 2.363,85 + 484,72 + 77,1) \text{ \$/kWmes} + 41.781,83 \\ &\quad \$/\text{mes}] \times 12 \text{ mes/año} \times 200 \text{ USD/\$} = \mathbf{1.043.215 \text{ USD/año}} \end{aligned}$$

6.4.1.5.2 Agua

Existen diferentes tipos de agua a ser utilizados en la planta. El agua para refrigeración, el agua empleada en la caldera para la producción de vapor y el agua para uso general y humano.

El caudal de agua de alimentación a la torre de enfriamiento es de 384,9 m³/hr. El fabricante del modelo escogido en el Capítulo 5 brinda el dato de que las pérdidas por evaporación representan el 2,17% de la corriente de entrada. Este caudal debe ser repuesto al circuito cerrado, obteniéndose un valor de 8,33 m³/hr. Por otro lado, se consideran pérdidas adicionales del orden del 2% del caudal total por fugas y derrames.

Para el circuito de agua helada, por el que circulan 102 m³/hr de agua, se consideran fugas por el 2% del caudal total, equivalentes a 2 m³/hr.

En el ciclo cerrado de la caldera de vapor circulan 7439 kg/hr, que equivalen a 7,5 m³/hr en estado líquido. El caudal de reposición en este circuito se estima como el 10% de la producción de vapor establecida, es decir, lo que resulta en 0,75 m³/hr.

De esta forma, el caudal total de agua a reponer en estado líquido a los circuitos de la torre de enfriamiento y de la caldera de vapor es de 18,75 m³/hr, lo que equivale a 562,5 m³/mes. Se suma un 2% adicional para los demás consumos en la planta.

El parque industrial de General Conesa es abastecido de agua por la compañía Aguas Rionegrinas. El precio reportado en el régimen tarifario de este proveedor (al 5/9/2022)^[6,8] para clientes industriales con consumo mayor a 120m³ es de 408,3 \$/m³. A continuación se muestra el costo anual del servicio de agua, ya convertido a USD.

$$\text{Costo de agua} = 342.933 \text{ USD/año}$$

6.4.1.5.3 Gas natural

En la planta se cuenta con dos calderas utilizadas para acondicionamiento de vapor de agua y de fluido térmico. Ambas requieren para su funcionamiento la acción de gas natural combustible para la generación de la llama. Según lo informado en los catálogos brindados por los fabricantes, la caldera de vapor de agua ATTSU RL-1500/8 requiere 523 Nm³/hr, mientras que la caldera correspondiente al fluido térmico ATTSU FT-4000 solicita 479 Nm³/hr. Adicionalmente, se considera un 5% extra para calefacción de oficinas administrativas y determinadas áreas de la planta. De esto resulta un consumo de 1052 m³/hr de gas natural.

Para conocer la empresa abastecedora de gas natural en General Conesa se solicita la información al Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS) que indica como empresa encargada a Camuzzi Gas del Sur. La planta se encuentra dentro de la subcategoría denominada *Gran Usuario "FD"*, que comprende a clientes “que no utiliza el gas para usos domésticos y que no es una estación GNC, ni un subdistribuidor, siempre que haya celebrado un contrato de servicio de distribución y/o transporte de gas que incluya una cantidad mínima diaria contractual de 10.000 m³ y un plazo contractual no menor a doce meses.”. El cuadro tarifario^[6,8] para esta subcategoría se muestra en la Tabla a continuación, en la que los cargos no incluyen impuestos.

Tabla 6-12. Cuadro tarifario Camuzzi Gas del Sur

Gas natural	Costo unitario (\$)
Reserva de capacidad (\$/m3/día) *	3,0
Cargo variable (\$/m3)	0,23
Cargo fijo (\$/mes)	55.393,5

*La capacidad de reserva se define como el suministro que el cliente puede solicitar al proveedor que le sea garantizado, incluso en momentos de alta demanda en la red. Se factura como un cargo mensual por m³ de capacidad diaria reservada.

A fin de prevenir posibles interrupciones en el proceso de producción del acetaldehído, se opta por ejercer la capacidad de reserva para el 70% del requerimiento de gas natural de la planta (aprox. 17700 m³/día).

De esta forma, el costo anual de gas natural de la planta se calcula de la siguiente forma:

$$\begin{aligned}\text{Costo de gas natural} = & [1052 \text{ m}^3/\text{hr} \times 24 \text{ hr/día} \times (30 \text{ día/mes} \times 0,23 \text{ \$/m}^3 + 0,7 \times 3 \text{ \$/}(m^3/\text{día})\text{mes}) \\ & + 55.393,5 \text{ \$/mes}] \times 12 \text{ meses/año} \times 200 \text{ USD/\$} = \mathbf{133.540 \text{ USD/año}}\end{aligned}$$

6.4.1.5.4 Fluido térmico

Es necesario considerar suministros anuales debido a degradaciones que sufre el fluido térmico por fugas, exposición a altas temperaturas y condiciones de operación. Se estima que dicha reposición anual es del orden del 5% del volumen alimentado en la carga inicial del circuito cerrado. La carga inicial fue contemplada dentro de la inversión en capital de trabajo. El precio del fluido térmico fue consultado directamente con el proveedor^[6,9] y es de 14 USD/litro.

El volumen de aceite en la caldera es un dato provisto por el fabricante, y para el resto de los intercambiadores por los que circula el fluido térmico se calcula el volumen requerido para que se encuentren completamente llenos. El principal equipo es el reactor, donde el Duratherm HF circula por la coraza. Además, se suma un 10% adicional correspondiente a las cañerías del circuito cerrado.

Caldera	3,56 m ³
Reactor (coraza)	8,79 m ³
Demás intercambiadores	0,85 m ³
Cañerías	1,32 m ³
Total	14,52 m³

$$\text{Costo de fluido térmico} = 0,05 \times 14.520 \text{ L} \times 14 \text{ USD/L} = \mathbf{10.166 \text{ USD/año}}$$

6.4.1.5.5 Refrigerante

Al igual que sucede con el fluido térmico, el fluido refrigerante debe ser repuesto debido a posibles fugas que ocurren en el circuito cerrado. Por lo general, la tasa de fuga de un refrigerante es mayor que para los fluidos térmicos, debido a que en determinadas regiones del circuito se encuentra en estado gaseoso, lo que incrementa su posibilidad de fuga. Por este motivo, se considerará un 10% del volumen del circuito de reposición.

Dado que no se dispone de datos certeros del volumen de circuito, se calculará mediante la relación de los caudales volumétricos de refrigerante y de fluido térmico, asumiendo que son dos

compuestos de usos similares. Efectivamente, se estimó que el costo del refrigerante es de 25 USD/L^[6,10] Por lo tanto:

$$\text{Costo de refrigerante} = 0,1 \times 14.520 \text{ L} \times (9,8 / 208,7) \times 25 \text{ USD/L} = \mathbf{1.617 \text{ USD/año}}$$

6.4.1.6 Mantenimiento

Este apartado tiene en cuenta los costos en mano de obra y materiales para la reparación de roturas o desperfectos por funcionamiento, así como las medidas de mantenimiento preventivo y mitigación de daños. Para procesos de complejidad intermedia con condiciones normales de operación, suele tomarse entre un 2 y un 3% de la inversión fija, por lo que en este caso se opta por considerar el 2,5% de la misma.

$$\text{Costo de mantenimiento} = \mathbf{878.157 \text{ USD/año}}$$

Este valor expresado en forma anual corresponderá a la planta operando al 100% de su capacidad. En los años donde se programe una producción menor, los costos por mantenimiento deberán ajustarse al correspondiente punto de operación.

6.4.1.7 Suministros

Incluye los materiales usados por la planta para tareas cotidianas como la limpieza, protección personal de operarios, lubricación de juntas o válvulas, etc. Se excluyen los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. Es correcto estimar anualmente los suministros como el 0,75% de la inversión fija.

$$\text{Costo de suministros} = \mathbf{263.447 \text{ USD/año}}$$

6.4.1.8 Laboratorio

Los costos de laboratorio incluyen el gasto de ensayos para el control de operaciones y de calidad en los productos.

Para la planta de acetaldehído proyectada, los costos de laboratorio se encuentran principalmente abocados a la realización de ensayos fisicoquímicos para determinar el nivel de pureza de los productos. También se contempla la necesidad de tomar muestras en puntos intermedios del proceso para disponer de mayor trazabilidad en la secuencia de equipos. Se asume que la planta existente de producción de bioetanol cuenta con un laboratorio propio en funcionamiento, por lo que el control de calidad del reactivo ya se encuentra cubierto. De esta forma, siendo que para los costos de laboratorio se calcula un 2-20% de los costos de mano de obra directa, en este caso se adopta un 10% de los mismos.

Costos de laboratorio = 30.592 USD/año

6.4.1.9 Regalías y patentes

Cualquier licencia que deba pagarse sobre la base de producción se considera como un costo de producción. En este caso, debido a la naturaleza de la planta, la tecnología implementada y los productos generados, no se consideran costos de regalías y patentes.

6.4.1.10 Costos variables totales

Tabla 6-13. Composición de los costos variables anuales (al 100% de capacidad)

Materia prima	20.437.742 USD/año
Envases	0 USD/año
Mano de obra	305.918 USD/año
Supervisión	61.184 USD/año
Servicios	1.531.466 USD/año
Mantenimiento	878.157 USD/año
Suministros	263.447 USD/año
Laboratorio	30.592 USD/año
Regalías y patentes	0 USD/año
Costos variables totales	23.508.506 USD/año

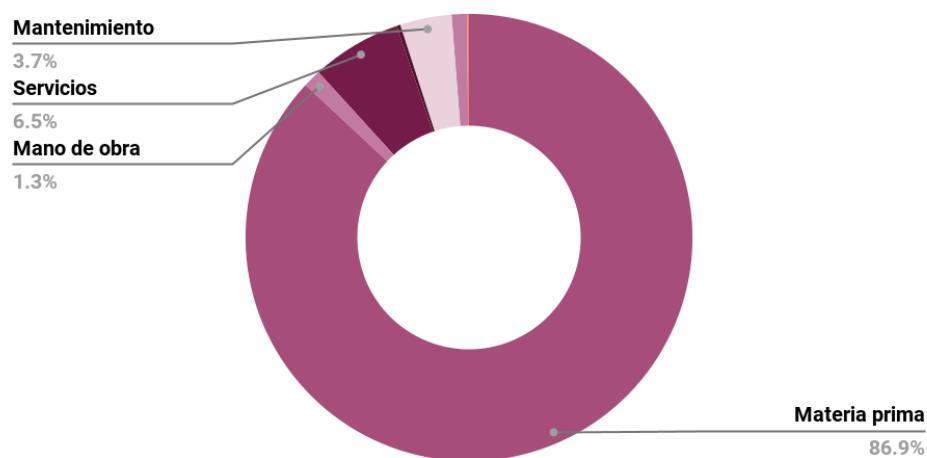


Figura 6.5 - Distribución de los costos variables.

En la Figura 6.5 se observa la notable predominancia de los costos de materia prima en la composición de los costos operativos variables, con más del 85% del total. Cualquier fluctuación en el costo de producción del bioetanol de la planta original tendrá una repercusión significativa en la estructura de costos de la planta de acetaldehído. Esto se analizará en mayor detalle en la sección del Análisis de sensibilidad.

Entre los demás componentes de los costos variables, los costos de servicios también resultan relevantes, representando cerca del 7%.

6.4.2 Costos fijos

6.4.2.1 Depreciación

La depreciación es la disminución en el valor de un bien producto del paso del tiempo lo que significa que los bienes van perdiendo valor a medida que se tornan más antiguos. En términos de contabilidad, esta pérdida de valor se considera un gasto de operación. La forma de operar es distribuir el costo de compra del bien durante su vida útil en los registros contables. El principal objetivo a la hora de considerar un costo de depreciación es la recuperación del capital invertido en bienes de producción.

Existen diferentes causas por las cuales se da el decrecimiento en el valor de un bien, entre las que se puede mencionar:

- *Depreciación física*: el desgaste debido al uso diario de operación reduce gradualmente la habilidad del bien para llevar a cabo su función.
- *Depreciación funcional*: la demanda sobre un bien se incrementa más allá de su capacidad de producción
- *Depreciación tecnológica*: cuando se desarrollan nuevos medios tecnológicos para llevar a cabo una determinada función de manera más eficiente.
- *Depreciación por agotamiento*: cuando se consume un recurso natural agotable para llevar a cabo la producción.
- *Depreciación monetaria*: cuando un cambio en los niveles de precio es una causa de decrecimiento en el valor de las reservas de depreciación.

A la hora de seleccionar un método para estimar el costo de depreciación, se debe seleccionar uno que sea aceptado por la legislación argentina y que, preferentemente, sea de fácil aplicación. En este caso, se realizará la estimación empleando el método de la línea recta que considera que el valor de depreciación anual es constante y se calcula como se puede ver en la Ecuación 6.5.

$$\text{Costo de depreciación anual} = d \cdot (\text{IF}-\text{L}) = d \cdot \text{IF}_{\text{depreciable}} \quad (6.5)$$

Donde

d	factor de depreciación anual que se calcula como $d = 1/n$
n	tiempo de vida útil del bien.
IF	inversión fija
L	valor residual o de reventa al final de la vida útil (10% de la inversión fija).

Se considerará que la vida útil total es de 20 años, que suele adoptarse como un horizonte temporal viable para proyectos de plantas químicas o petroquímicas. De esta manera se obtiene el costo de depreciación anual usando la Ecuación (6.6).

$$\text{Costo de depreciación anual} = \frac{1}{n} \cdot (\text{IF-L}) \quad (6.6)$$

Costos de depreciación anual = 1.580.683 USD/año

6.4.2.2 Catalizador

En el libro de Peters, del año 2002, se mencionan precios de catalizadores comerciales que varían entre 5 y 15 US\$/kg. Dado que el catalizador de cobre soportado en cromita de cobre empleado en el reactor de esta planta es comercializado por diferentes fabricantes y suele encontrarse en disponibilidad para su adquisición, se decide adoptar un valor de 10 US\$/kg. Al corregir este valor al año 2023 resulta en 20,5 US\$/kg (CEPCI₂₀₀₂ = 396; CEPCI₂₀₂₃ = 810).

Para el año 1 de proyecto se contabiliza como la carga inicial del catalizador en el reactor. Sin embargo, los ensayos de laboratorio realizados para esta síntesis con el mencionado catalizador establecen la necesidad de recambio con una frecuencia anual. De esta manera, la totalidad del mismo, para los dos reactores, debe reemplazarse al momento de la parada anual de planta. Adicionalmente, existen costos asociados a la regeneración del catalizador durante el funcionamiento cotidiano de los reactores. Por este motivo, se adiciona un 50% al costo anual de recambio del catalizador. Se incurre entonces en el costo detallado a continuación:

Costo de catalizador = 2 x 6450 kg/año x 20,45 USD/kg x 1,5 = 474.955 USD/año

6.4.2.3 Impuestos

Este costo corresponde a los impuestos fijos a la propiedad. Las plantas industriales que se sitúan en ciudades pagan más impuestos que los correspondientes a regiones menos pobladas. No se incluyen impuestos sobre las ganancias a la hora de calcular este costo.

Este segmento puede estimarse como un valor entre el 1 y el 2% de la inversión fija. Como se proyecta instalar la planta en el marco de un programa que fomenta la radicación de empresas en el Parque Industrial de General Conesa, se espera que esta decisión de locación esté acompañada por beneficios impositivos. Por este motivo, se toma el menor valor del rango, es decir, el 1% de la inversión fija.

Costos de impuestos = 351.263 USD/año

6.4.2.4 Seguros

El costo en seguros depende del tipo de proceso e incluye seguros sobre la propiedad como seguros contra incendios y robos parciales o totales, para el personal, las mercaderías, jornales caídos, entre otros. Este costo se puede estimar entre el 0,5 y 1% de la inversión fija. En este caso, se considerará como el 0,75% de la inversión fija.

$$\text{Costos de seguros} = 263.447 \text{ USD/año}$$

6.4.2.5 Financiación

Este costo considera el interés que debe ser pagado por el uso de capital prestado para la ejecución del proyecto. Dado que este proyecto será afrontado con capital propio, no se requerirá financiación.

$$\text{Costo de financiación} = 0 \text{ USD/año}$$

6.4.2.6 Venta y distribución

Este componente del costo de producción incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados encargados de ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados a las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias, entre otros.

Se calcula como un porcentaje entre el 1 al 5% de los ingresos anuales por venta considerando que la planta opera al 100% de su capacidad. En este caso, se calculará como el 3% de los ingresos anuales por venta. Se escoge el valor medio del rango ya que se toma en consideración que en el desarrollo del proyecto de la planta de bioetanol se conformó una cartera de clientes que sirve de plataforma para promocionar el nuevo producto. Se buscará ampliar dicha cartera con nuevos clientes abocados a la producción de productos derivados del acetaldehído.

El detalle de los ingresos anuales por ventas se especifica en su correspondiente apartado. Entonces, el costo anual de ventas y distribución resulta:

$$\text{Costo de ventas y distribución} = 1.059.277 \text{ USD/año}$$

6.4.2.7 Dirección y administración

El costo de dirección y administración incluye todos los gastos de la administración de la empresa como los salarios del personal administrativo, gastos de insumos y servicios de los edificios administrativos anexos a la planta. Este componente además considera los gastos de

dirección de la empresa como el salario del presidente de la compañía y gerentes y el pago de servicios de asesoramientos legal, contable y de auditoría. Como este costo puede estimarse como un porcentaje entre el 20 y el 40% del costo de mano de obra directa, se lo considerará como el 30%.

$$\text{Costo de dirección y administración} = 91.775 \text{ USD/año}$$

6.4.2.8 Investigación y desarrollo

Los gastos de investigación y desarrollo incluyen los salarios del personal relacionado con las tareas orientadas a la innovación de los productos y de los procesos. También considera los gastos fijos y de operación de toda la maquinaria y equipos utilizados, el costo de materiales y suministros y gastos generales directos necesarios.

Este costo se estima como un porcentaje entre el 0 y el 5% de los ingresos por ventas anuales. En este caso, se considerará como el 2,5% de los ingresos por venta.

$$\text{Costo de investigación y desarrollo} = 882.731 \text{ USD/año}$$

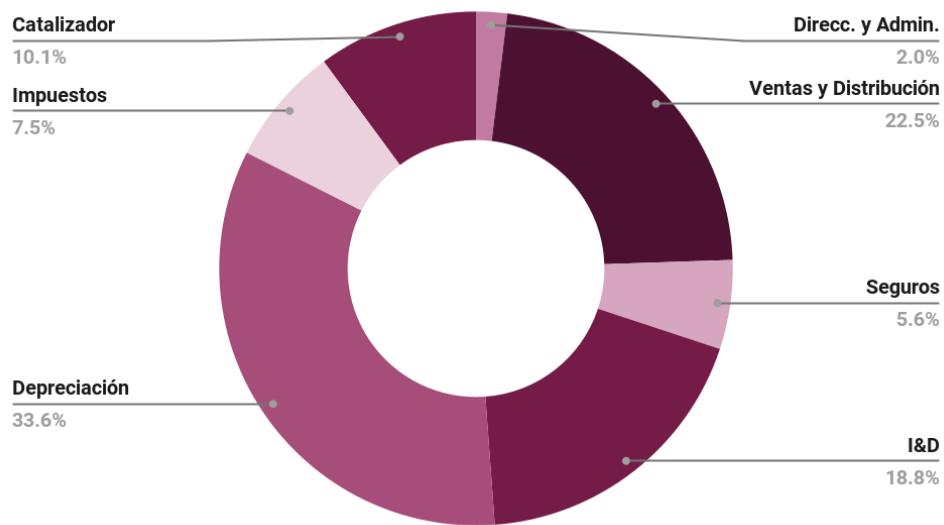
6.4.2.9 Costos fijos totales

En la Tabla 6-14 se resumen todos los costos fijos calculados anteriormente.

Tabla 6-14. Composición de los costos fijos anuales

Depreciación	1.580.683 USD/año
Catalizador	474.955 USD/año
Impuestos	351.263 USD/año
Seguros	263.447 USD/año
Financiación	0 USD/año
Ventas y distribución	1.059.277 USD/año
Dirección y administración	91.775 USD/año
Investigación y desarrollo	882.731 USD/año
Costos fijos totales	4.704.131 USD/año

En la Figura 6.6, se verá con detalle qué porcentaje representa cada uno de los costos fijos respecto del total, de forma de identificar rápidamente cuáles son los de mayor significancia.

**Figura 6.6 - Distribución de los costos fijos de producción**

El componente de mayor peso en la composición de los costos fijos es la depreciación (33,6%), seguido de los costos asociados a las ventas y distribución de los productos (22,5%) y los destinados a investigación y desarrollo de nuevas tecnologías y mejoras para el proceso (18,8%).

6.4.3 Costos de operación totales

Al sumar los costos fijos con los costos variables se pueden obtener los costos de operación totales. Para la planta operando al 100% de su capacidad de diseño, se requieren anualmente:

$$\text{Costos de producción totales} = 28.212.637 \text{ USD/año}$$

$$\text{Costo de producción unitario} = 1.411 \text{ USD/ton}$$

Como se escogió el método de la línea recta para la depreciación anual, es posible expresar los costos operativos anuales sin considerar este concepto:

$$\text{Costos operativos totales (sin depreciación)} = 26.636.954 \text{ USD/año}$$

En la Figura 6.7 se observa la composición de los costos totales, discriminando fijos y variables.

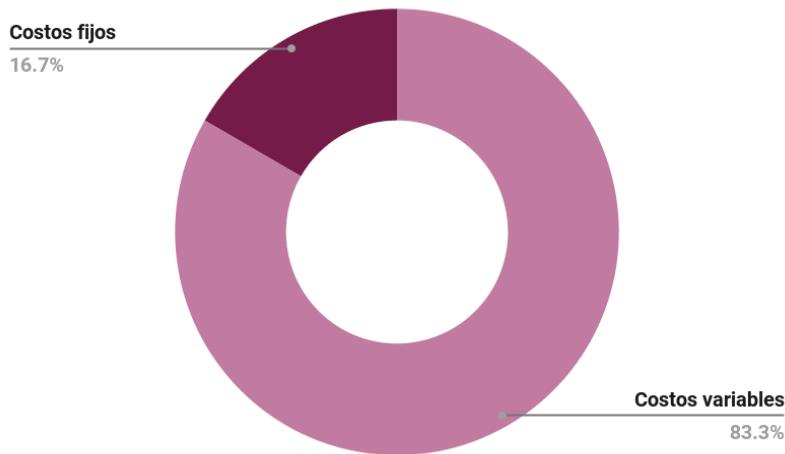


Figura 6.7 - Composición de los costos operativos totales.

Sin lugar a dudas los costos variables suponen un porcentaje ampliamente mayoritario en comparación con los fijos. A su vez, tal como se mostró en la Figura 6.5 la materia prima es predominante dentro de los costos variables. De esta forma, resulta claro que la búsqueda por reducir los costos de producción debe estar abocada a disminuir el costo de la materia prima, que supone el 73% del total.

6.5 Ingresos por ventas

Para estimar los ingresos por venta de la planta, se debe conocer la cantidad de producto que será vendido y su precio unitario.

6.5.1 Programa de aumento gradual de la capacidad

En primer lugar, a fin de mantener mayor control sobre las posibles desviaciones del proceso en las primeras instancias de producción, se proyecta la operación de la planta al 80% de su capacidad durante el primer año. La misma aumentará gradualmente año a año, siendo del 90% durante el segundo y finalmente, del 100% a partir del tercer año de operación. Este último valor se mantendrá durante el tiempo de vida restante del proyecto.

De esta manera, se espera generar cierto nivel de madurez en el proceso antes de alcanzar la producción a capacidad máxima, pudiendo tener mayor margen de acción frente a situaciones imprevistas o desvíos en las variables. Se fomenta de esta forma la creación de una curva de aprendizaje lo suficientemente robusta para, una vez alcanzada la madurez, resolver de manera sistemática los posibles inconvenientes que surjan durante la operación diaria.

6.5.2 Cantidad y precio de venta de los productos

6.5.2.1 Acetaldehído

El precio del acetaldehído comercializado en grandes cantidades depende de múltiples factores, tales como el grado de pureza, el contexto macroeconómico global, las variables microeconómicas propias del segmento del mercado, los volúmenes de venta, los costos de producción, etc.

Al momento de efectuar la evaluación de prefactibilidad en el Capítulo 1, no se contemplaron los sucesos geopolíticos y fenómenos económicos inmediatamente más recientes, sino que se hizo foco en las cifras de años anteriores, especialmente del 2021. Durante el transcurso del 2022, el costo de las materias primas esenciales para la síntesis de acetaldehído han experimentado un aumento no menor a raíz del conflicto bélico entre Rusia y Ucrania. Tanto el petróleo y sus derivados^[6,11] (entre los que se encuentra el etileno, principal reactivo para la producción industrial de acetaldehído) como la energía y los biocombustibles alcanzaron máximos históricos. Rusia es uno de los principales exportadores mundiales de gas y petróleo, y junto a Ucrania aglutina también una porción considerable del comercio internacional de materia prima para biocombustibles: cerca del 60% del girasol, 15% del maíz y 25% del trigo^[6,12]. Una de las regiones más afectadas por este conflicto es Europa, donde se encuentran varias de las plantas de bioetanol de mayor capacidad, las cuales importan de estos dos países buena cantidad de sus suministros.

En consecuencia, se evidenció un aumento en los costos productivos de la gran mayoría de los principales commodities de la industria química, cuyo efecto no tardó en replicarse en sus productos derivados. El portal ChemAnalyst^[6,13] realiza un seguimiento cuatrimestral del precio del acetaldehído en los principales mercados del mundo. Si bien sus reportes son estimativos, aquellos que datan de 2022 dan nota de esta tendencia.

En el Capítulo 1 se definió un precio de venta tentativo de 1247,57 USD/ton para el acetaldehído a partir del análisis de indicadores de comercio internacional disponibles para este producto, correspondientes a los años 2017-2020. No se cuenta con información respecto del grado de pureza del producto para el cual están relevados dichos indicadores. Este compuesto se comercializa a escala industrial en un rango de purezas que va desde el 80% (grado técnico) hasta >99,5% (grado ultrapuro).

Dado que el producto terminado de la planta presenta una pureza del 99,7% p/p, es correcto afirmar que goza de un elemento diferenciador respecto de los demás proveedores que integran el mercado.

Por los motivos previamente expuestos, resulta coherente considerar un precio de venta por tonelada mayor al propuesto en el Capítulo 1 para la evaluación económica del proyecto, sin que esto afecte la competitividad del producto. Se propone agregar un 20% adicional sobre ese monto, resultando así en un precio de **1497,2 USD/ton**. Este valor es consistente con el de otros trabajos similares.^[6,14] Más adelante se analizará de qué manera puede repercutir una variación en el precio del acetaldehído en el análisis de rentabilidad económica del proyecto.

6.5.2.2 Acetato de etilo

Por su parte, para el acetato de etilo se realiza una suposición análoga a la del acetaldehído. Las estadísticas de comercio internacional indican un precio de 1216 USD/ton, pero considerando el 20% adicional, se llega a un precio de **1459,8 USD/ton**.

6.5.2.3 Hidrógeno

En el Capítulo 1 se definió un precio de venta de **4000 USD/ton** para el hidrógeno.

6.5.3 Ingresos anuales

En la Tabla 6-15, se pueden ver los ingresos por venta considerando los distintos porcentajes de utilización de la planta. Todos ellos están calculados en función de la capacidad nominal.

Tabla 6-15. Ingresos anuales por venta.

Precio de venta - Acetaldehído (USD/ton)	1497,2		
Precio de venta - Acetato de etilo (USD/ton)	1459,8		
Precio de venta - Hidrógeno (USD/ton)	4000		
	Año 1	Año 2	Años 3-20
Capacidad de producción	80%	90%	100%
Producción Acetaldehído (ton/año)	16.000	18.000	20.000
Ingresos por venta Acetaldehído (USD/año)	23.955.840	26.950.320	29.944.800
Producción Acetato de etilo (ton/año)	842	947	1053
Ingresos por venta Acetato de etilo (USD/año)	1.229.335	1.383.002	1.536.669
Producción Hidrógeno (ton/año)	766	861	957
Ingresos por venta Hidrógeno (USD/año)	3.062.201	3.444.976	3.827.751
Ingresos por ventas totales	28.247.376	31.778.298	35.309.220

6.6 Rentabilidad

Para evaluar la viabilidad económica del proyecto se debe recurrir a un análisis de la rentabilidad, que consiste en realizar un estudio predictivo de futuros resultados. Aunque el proyecto se

desarrollará en un entorno donde intervienen múltiples variables, de las cuales muchas de ellas son incontrolables para la empresa que lo lleva adelante, es posible visualizar algunos factores de importancia para la toma de decisiones futuras. Es importante remarcar que cuanto mayor sea la información disponible, menor será el grado de incertidumbre respecto de la factibilidad del proyecto.

6.6.1 Cuadro de fuentes y usos de fondo

Esta herramienta otorga un panorama inicial de la rentabilidad del proyecto, mediante la integración de la inversión, los ingresos por venta y los costos de producción año a año. El flujo de fondos constituye uno de los elementos más importantes del estudio de un proyecto, dado que el proyecto será evaluado sobre la base de la información incorporada al mismo. Para la etapa de funcionamiento, el cuadro debe mostrar la evolución prevista por la empresa hasta alcanzar su capacidad máxima de producción.

Para la evaluación de la rentabilidad económica del proyecto se considera que tanto el activo fijo como el activo de trabajo serán afrontados en su totalidad con fondos propios.

Los costos anuales cuando la planta no opera en el 100% de su capacidad se calculan a partir de los costos fijos y de los costos variables unitarios a partir de la ecuación 6.7:

$$\text{Costos de producción} = CF + CVU \cdot \text{Capacidad total} \cdot \text{Porcentaje de utilización} \quad (6.7)$$

Tabla 6-16. Cuadro de usos y fuentes (cifras expresadas en dólares)

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3-20
Porcentaje de utilización	-	80%	90%	100%
Capital propio	38.638.923			
Créditos	0			
Ventas anuales	-	28.247.376	31.778.298	35.309.220
Total (a)	38.638.923	28.247.376	31.778.298	35.309.220
Inversión Fija	35.126.294			
Inversión en Capital de Trabajo	3.512.629			
Costos de producción (6.7)	-	21.930.252	24.281.103	26.631.954
Total (b)	38.638.923	21.930.252	24.281.103	26.631.954
BNAI = (a) - (b) - e (IF-L)	-	4.736.441	5.916.512	7.096.583
Impuestos	-	1.657.754	2.070.779	2.483.804
Beneficio Neto	-	3.078.686	3.845.733	4.612.779
Depreciación	-	1.580.683	1.580.683	1.580.683
Flujo de caja	0	4.659.370	5.426.416	6.193.462

6.6.2 Métodos de evaluación de la rentabilidad

A partir del flujo de caja obtenido en el cuadro de usos y fuentes es posible, mediante diferentes criterios, determinar si el proyecto concebido es viable para su ejecución. Suponen una herramienta que brinda información fundamental para definir si un proyecto es aceptado, rechazado, o qué cambios deben implementarse a fin de mejorar las expectativas.

Los métodos pueden clasificarse en dinámicos o estáticos, dependiendo si tienen o no en cuenta el valor temporal del dinero. Este concepto sugiere que el dinero recibido en un futuro tiene menos valor que el recibido hoy, ya que no goza de la disponibilidad para ser invertido y generar un rendimiento a lo largo del tiempo.

Los métodos estáticos, como el tiempo de repago, no tienen en cuenta el valor temporal del dinero. Los métodos dinámicos, en cambio, lo contemplan a través de un ajuste en el tiempo de los fondos que genera un activo. Ejemplos de este último tipo son el valor presente y la tasa interna de retorno.

Para compensar las ventajas y desventajas de cada método, se emplean en conjunto. Para el presente proyecto, se implementarán dos métodos dinámicos (valor presente y tasa interna de retorno) y uno estático (tiempo de repago). La condición para que el proyecto de la planta de acetaldehído resulte rentable es que la evaluación por ambos métodos sea satisfactoria.

6.6.2.1 Tiempo de repago (n_R)

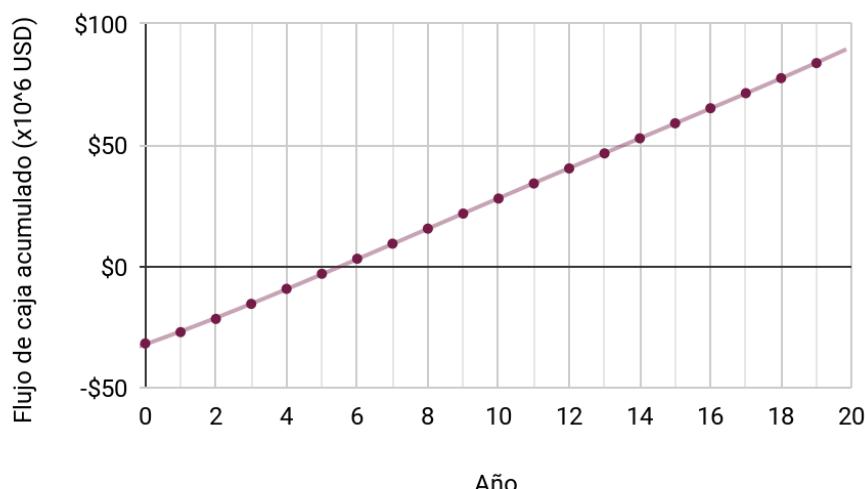
El tiempo de repago es el período de tiempo necesario para recuperar la inversión inicial en forma de flujos de caja del proyecto. Para casos en los que el flujo de caja varía año a año, se calcula de forma gráfica.

En el eje de ordenadas (para el año 0) se considera la inversión fija depreciable, es decir, la inversión fija menos el valor residual del proyecto. Luego, se grafica de forma acumulada el flujo de caja del proyecto. El tiempo de repago se determina como el valor para el cual la curva intersecta el eje de abscisas.

En función del valor resultante, las opciones son:

$n_R < n/2$	proyecto aceptado
$n_R \geq n/2$	proyecto rechazado

Para el presente proyecto, la información se grafica en la Figura 6.8.

**Figura 6.8** - Determinación gráfica del tiempo de repago.

En virtud de lo presentado en la figura, se determina:

$$\text{Tiempo de repago} = 5,5 \text{ años}$$

6.6.2.2 Valor presente (VP)

Compara los flujos de caja anuales del proyecto con la inversión inicial. El cálculo se realiza a partir de una tasa de interés preasignada y a partir de la cual se otorga igual oportunidad de reinversión a los flujos de caja.

La definición estricta del valor presente es “la cantidad de dinero requerida al comienzo del proyecto, además de la inversión total, que, invertida a una tasa de interés pre-asignada, pueda producir ingresos iguales a, y al mismo tiempo que, los flujos de caja del proyecto.” [6.15]

La tasa de interés se asigna dependiendo del riesgo asociado a la implementación del proyecto. En líneas generales, a mayores niveles de riesgo, se espera recuperar el dinero invertido en un tiempo menor y se emplean mayores tasas de rentabilidad. En la Tabla 6-17 se muestran valores típicos para diferentes casos, propuestos por Happel y Jordan (1981).

Tabla 6-17. Tasas típicas de rentabilidad para plantas químicas.

Tipo de proyecto	Nivel de riesgo	i_M (%)
Proyectos cortos, modificación de plantas existentes	Bajo	10-15
Equipos específicos; proyectos de mediano plazo; planes de automatización de procesos	Moderado	15-25
Nuevas instalaciones para nuevos productos	Alto	25-50 (o más)

Para este proyecto se selecciona una tasa de rentabilidad mínima aceptable (TRMA) del 25%, que corresponde al valor que marca la división entre los proyectos de riesgo medio y los de riesgo

alto. Si bien la planta de acetaldehído está proyectada como un nuevo espacio físico con nuevo equipamiento, fue ideada como una alternativa para combatir la capacidad ociosa de la planta existente de bioetanol, y así avanzar sobre un plan de expansión de la cartera de productos. Por este motivo, se considera que alcanzar un 25% de interés representa un requisito que no es excesivamente exigente, y es suficiente para demostrar un progreso significativo respecto de la situación actual de la planta de bioetanol.

Se calcula a partir de la ecuación (6.8), que abarca desde el año 0 (inversión total) hasta el año 20 (n , vida útil del proyecto). En el último año al flujo de caja se suma el valor residual de la inversión, la inversión en el terreno y el capital de trabajo.

$$VP = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j} - I_T = -I_T + \frac{FC_1}{(1+i)} + \frac{FC_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{FC_n + I_W + L + I_{Terreno}}{(1+i)^n} \quad (6.8)$$

En función del valor resultante, las opciones son:

$VP \geq 0$	proyecto aceptado
$VP < 0$	proyecto rechazado

Valor Presente = -15.868.881 USD

6.6.2.3 Tasa interna de retorno (TIR)

Este método tiene su base en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año durante la vida útil del proyecto. La tasa interna de retorno (r) es igual a la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión y tenerla totalmente paga al final de la vida útil del proyecto.

Esta tasa se calcula igualando a cero la diferencia entre la inversión inicial y el valor presente de los flujos de caja anuales, tal como lo dicta la ecuación (6.9).

$$\sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+r)^j} - I_T = -I_T + \frac{FC_1}{(1+r)} + \frac{FC_2}{(1+r)^2} + \dots + \frac{FC_n + I_W + L + I_{Terreno}}{(1+r)^n} = 0 \quad (6.9)$$

En función del valor resultante, las opciones son:

$TIR \geq TRMA$	proyecto aceptado
$TIR < TRMA$	proyecto rechazado

TIR = 14,4 %

6.6.3 Análisis de rentabilidad

En primer lugar, se debe aclarar que el hecho de que los ingresos por venta sean mayores que los costos de producción indica que el proyecto es *rentable*. Sin embargo, se analizará su aceptabilidad en función de los criterios establecidos. En la Tabla 6-18 se resumen los resultados de cada uno de los métodos de evaluación de rentabilidad.

Tabla 6-18. Resultados de los métodos de evaluación de rentabilidad.

Tiempo de repago	Valor presente	TIR
ACEPTABLE	NO ACEPTABLE	NO ACEPTABLE

En consecuencia, se puede determinar que el proyecto de instalación de una nueva planta de acetaldehído a partir de bioetanol resulta NO ACEPTABLE en las condiciones presentadas en el presente estudio de factibilidad.

Este resultado es multicausal y no depende exclusivamente de un único factor. Sin embargo, es posible distinguir algunos componentes de la estructura económica del proyecto que son de relevancia para explicar el resultado obtenido. Se listan a continuación:

1. El costo de materia prima constituye el porcentaje mayoritario de la estructura de costos de producción del proyecto, suponiendo más de la mitad de los mismos. El costo de producción de la planta original de bioetanol puede considerarse excesivo en comparación a los de otros proyectos análogos, e incluso respecto del precio de venta actual del bioetanol establecido por la Secretaría de Energía. En la Figura 6.9 se comparan los montos por metro cúbico de materia prima.



Figura 6.9 - Costo del m³ de bioetanol según diversas fuentes.

Definitivamente la reducción de los costos de producción de la planta de bioetanol tendrá un impacto favorable en la viabilidad económica del nuevo proyecto, aunque es posible también que no sea suficiente solo este requisito para que sea rentable.

Existe una tendencia comprobada por un estudio publicado en la revista *Chemical Engineering Progress*^[6,16], entre otros, que indica que luego de algunos años de operación de una planta química, el costo de producción se reduce entre un 5 y un 30% producto de la madurez alcanzada en el proceso productivo, la implementación de mejoras, la eliminación de cuellos de botella y la reducción de la variabilidad.

Todos estos son indicios de que es posible operar la planta con costos productivos menores si se dirigen los esfuerzos hacia la reducción del costo de la materia prima.

2. El precio de venta del acetaldehído es bajo en comparación con el costo de producción unitario. Solamente considerando el acetaldehído, el cociente precio de venta:costo de producción es de 1,063. Es decir, el precio de venta unitario es apenas un 6,3% superior al costo de producción. De esta manera, la diferencia en el flujo de caja se debe, principalmente, a los ingresos generados por la comercialización de los subproductos.
3. La inversión inicial impacta fuertemente en el análisis de rentabilidad de los proyectos, especialmente al implementar métodos dinámicos, ya que impone un monto base sobre el cual se busca generar un interés que debe alcanzarse con los flujos de caja. Si la inversión es excesivamente elevada en comparación con los flujos de caja, será imposible encontrar un escenario donde el proyecto sea rentable. Sin embargo, esta suma es propia de cada proceso en específico, ya que depende de la tecnología necesaria para lograr el producto con las especificaciones de diseño.

6.6.4 Análisis del punto de equilibrio

El punto de equilibrio es aquel punto de operación de la planta en el cual los ingresos por ventas son iguales a los costos de producción totales. Entonces, en ese nivel de producción, la empresa no genera ni ganancias ni pérdidas lo que es equivalente a decir que el beneficio es cero como se puede ver en la Ecuación (6.10).

$$\text{BNAI} = N \cdot (P_v - CV_U) - CF_T = 0 \quad (6.10)$$

donde N es el número de unidades vendidas, P_v su precio de venta, CV_U es el costo variable unitario y CF_T es el costo fijo total que incluye la depreciación.

Para estimar el punto de equilibrio de utilizará el Modelo Lineal de Punto de Equilibrio el cual considera que:

- El costo variable por unidad es constante.
- Los costos variables totales son linealmente dependientes de la producción.
- Los costos fijos totales son independientes de la producción.
- Los ingresos son únicamente de la venta de las unidades producidas, considerando que se vende todo lo que se produce y a un mismo precio.

De la Ecuación (6.11), se puede determinar el número de unidades producidas y vendidas en el punto de equilibrio.

$$N_{PE} = \frac{CFT}{Pv - CVu} \quad (6.11)$$

Resolviendo la Ecuación 6.10, la mínima cantidad de unidades que deben venderse para no incurrir en pérdidas es de 14.617 toneladas. Este valor es menor a la capacidad nominal de la planta (20.000 unidades) y por este motivo, puede sospecharse que este método no otorga información relevante para la toma de decisiones respecto del punto de operación que debe lograrse para que el proyecto sea *aceptable* en términos de rentabilidad.

El Método Lineal para la estimación del punto de equilibrio, es una herramienta auxiliar que colabora en la toma de decisiones como la reducción de costos porque requiere pocos datos que son de fácil acceso y permite mostrar en un gráfico los efectos de determinadas propuestas sobre el beneficio. Sin embargo, esta estrategia es un análisis estático que no considera cambios en los costos y precios utilizados para su cálculo, no considera el valor temporal del dinero y tampoco considera la inversión para su cálculo. Al momento de calcular los parámetros de rentabilidad, ya quedó demostrado que los métodos dinámicos son los que le confieren un estatus de “no aceptabilidad” al proyecto.

Por este motivo, en la sección 6.6.5, se estudiará el comportamiento de la rentabilidad del proyecto frente a cambios en la capacidad de la planta, contemplando la inversión original y el valor temporal del dinero.

6.6.5 Análisis de sensibilidad

El proyecto de la planta de producción de acetaldehído está pensado en un contexto donde intervienen múltiples variables que afectan su desempeño económico. Tal como se mencionó anteriormente, la dinámica del mercado del bioetanol en Argentina es un factor preponderante para determinar su viabilidad. En el Capítulo 1 se efectuó un análisis en profundidad acerca de los actores que lo conforman, el marco regulatorio y las proyecciones a futuro. El hecho de que el valor del bioetanol esté regulado por entes gubernamentales limita el margen de acción, especialmente si es el único producto que compone la cartera de producción.

La diversificación del portfolio es una alternativa indudablemente tentadora para afrontar este panorama, más aún considerando que existe capacidad ociosa en las plantas de bioetanol en Argentina. Por este motivo, se evalúa el hipotético escenario de incrementar la capacidad de la planta, considerando que en la planta original de bioetanol se dispone de la materia prima para lograrlo.

A continuación se busca analizar cuál es el comportamiento de la relación precio de venta:costo total unitario del acetaldehído, la inversión fija y la TIR en función de la capacidad de la planta.

6.6.5.1 Únicamente aumento de capacidad

Para correlacionar la inversión fija de la planta de este estudio (20.000 ton/año) con su análoga a diferentes capacidades, se utilizó un factor de escalado de 0,55 propuesto por Seider para una planta que produce formaldehído a partir de la deshidrogenación catalítica del metanol. La inversión directa es la que se ve modificada por el aumento de la capacidad, mientras que la inversión indirecta se mantuvo invariable en comparación con el cálculo efectuado para 20.000 ton/año. La inversión fija, queda definida entonces para una capacidad de planta “X” de acuerdo a la expresión (6.12).

$$IF_X = IF_{d, 20.000} \cdot \left(\frac{X \text{ ton/año}}{20.000 \text{ ton/año}} \right)^{0,55} + IF_{i, 20.000} \quad (6.12)$$

Por su parte, el precio de venta se mantuvo invariable en todos los casos, y los conceptos que conforman los costos de producción se calcularon de igual manera que para la planta de 20.000 toneladas anuales. La producción anual de los subproductos (acetato de etilo e hidrógeno) se ajustó de forma tal de mantener la coherencia con la capacidad de la planta.

A partir de lo mostrado en la Figura 6.7, se tomó como base para el análisis que la materia prima constituye la fracción mayoritaria de los costos de producción. Si bien algunos de los conceptos restantes se calculan como un porcentaje de la inversión fija o la materia prima (las cuales varían en cada caso, y por ende se actualizan), existen otras para las que no se realizaron ajustes, siendo la mano de obra o los servicios ejemplo de ello. En estos casos, no se corrige el valor asociado a estos conceptos, justamente porque suponen una fracción menor de los costos totales en comparación con la materia prima.

En la Figura 6.10 se plasman los resultados obtenidos para un costo unitario de materia prima de bioetanol de 718 USD/m³, correspondiente a la planta diseñada por Bocero, Pellicano, Talamás y Ventura.

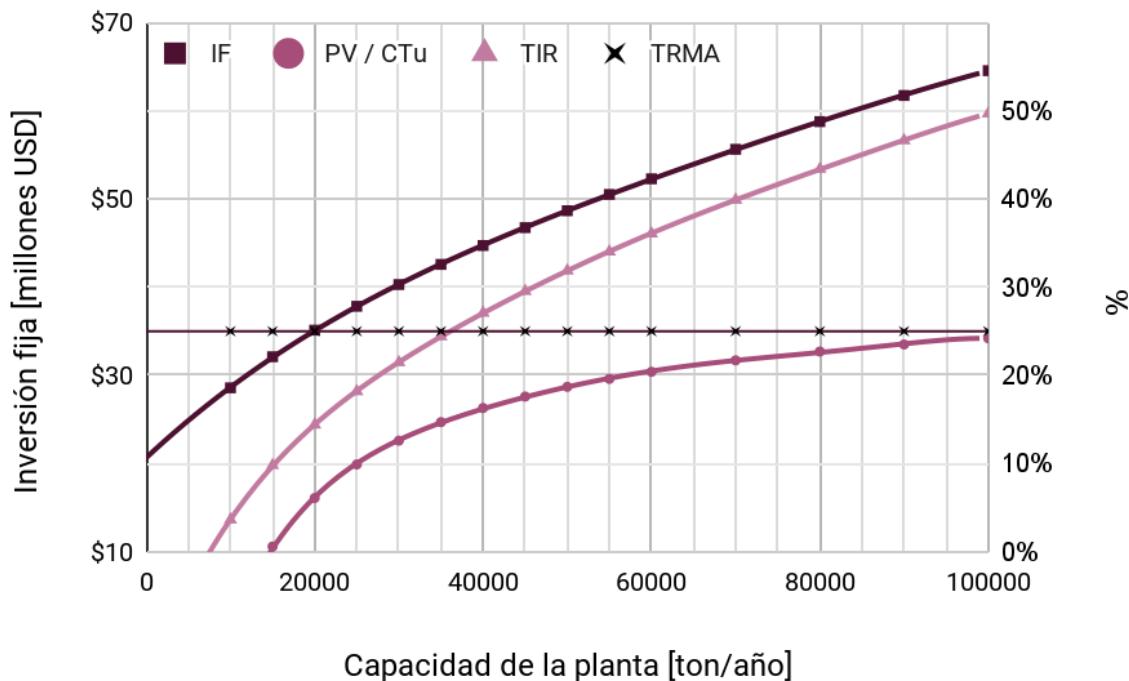


Figura 6.10 - Comportamiento de la evaluación económica del proyecto en función de la capacidad de la planta, para 718 USD/ m^3 de bioetanol.

A partir del gráfico puede observarse que el valor de la TIR recién alcanza el límite establecido por la TRMA a una capacidad de alrededor de 35.000 ton/año. En otras palabras, para que el proyecto tenga una rentabilidad aceptable en las condiciones en las que está concebido, la capacidad de la planta debe ser, como mínimo, aumentada a cerca del doble respecto de la proyectada. Esto sustenta la hipótesis postulada previamente de que el costo de bioetanol heredado de la planta original resulta excesivamente elevado.

6.6.5.2 Costo del bioetanol

A modo de comparación, en la Figura 6.11 se presenta un gráfico análogo al anterior, pero para un costo del m^3 de bioetanol de 550 USD/ton. Siguiendo la tendencia indicada por el estudio de la revista *Chemical Engineering Progress*, este precio es alcanzable si se reducen los costos de producción de la planta de bioetanol en un 23% luego de la madurez alcanzada por el proceso tras algunos años de operación. También se sustenta en lo mostrado en la Figura 6.9.

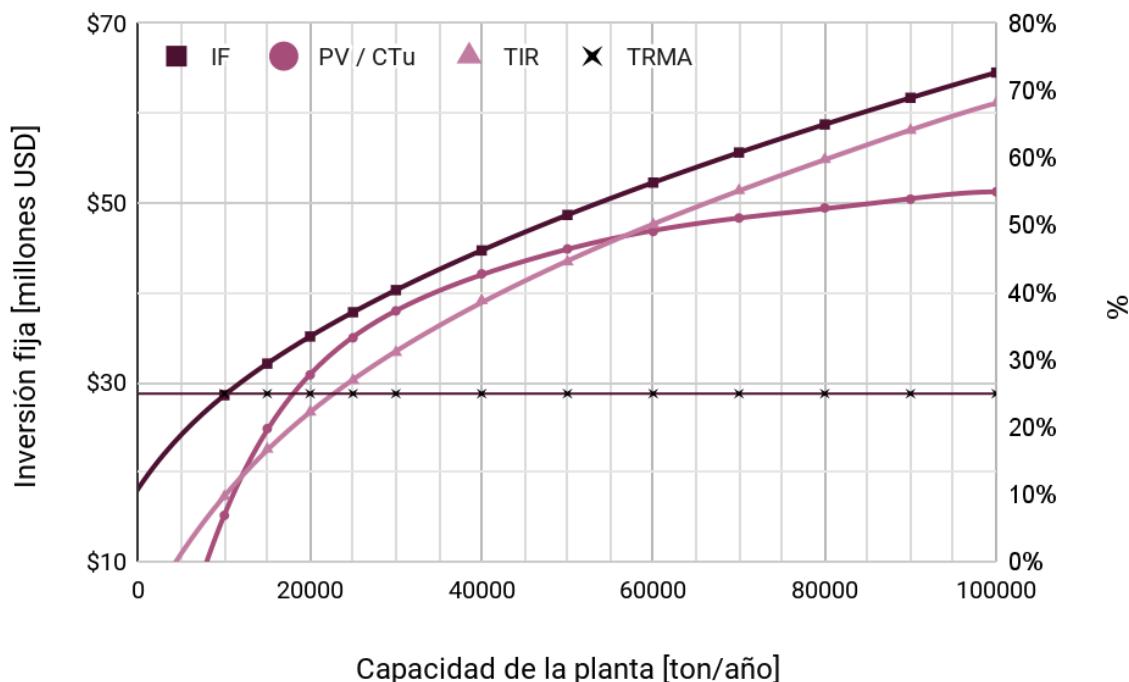


Figura 6.11 - Comportamiento de la evaluación económica del proyecto en función de la capacidad de la planta, para 550 USD/ m^3 de bioetanol.

En este caso el panorama resulta mucho más alejado. La TIR es igual a la TRMA cuando la planta produce cerca de 22.500 toneladas anuales de acetaldehído, lo que representa un aumento del 12,5% respecto de la capacidad proyectada. De esta manera, es posible afirmar que el proyecto puede resultar rentable si la materia prima se adquiere (o en este caso, se produce) a un monto razonable.

6.6.5.3 Precio del acetaldehído

En las búsquedas realizadas se encontró notable dispersión en el precio del acetaldehído, que compone la mayor parte de los ingresos por ventas. En algunos trabajos similares se mencionan valores que van desde los 700-900 €/ton (800-1000 USD/ton)^[6,17] hasta los 2000 USD/ton.^[6,18]

Por este motivo, se analiza también cómo responde la rentabilidad frente a fluctuaciones en el precio de la tonelada de acetaldehído. Para ello, se recurre a la Figura 6.12, donde se muestra, para diferentes precios de venta del acetaldehído, cual debe ser la suma a la que es necesario adquirir la materia prima para que la TIR iguale a la TRMA. Este análisis se efectúa para tres capacidades de planta: 20.000, 30.000 y 45.000 toneladas anuales.

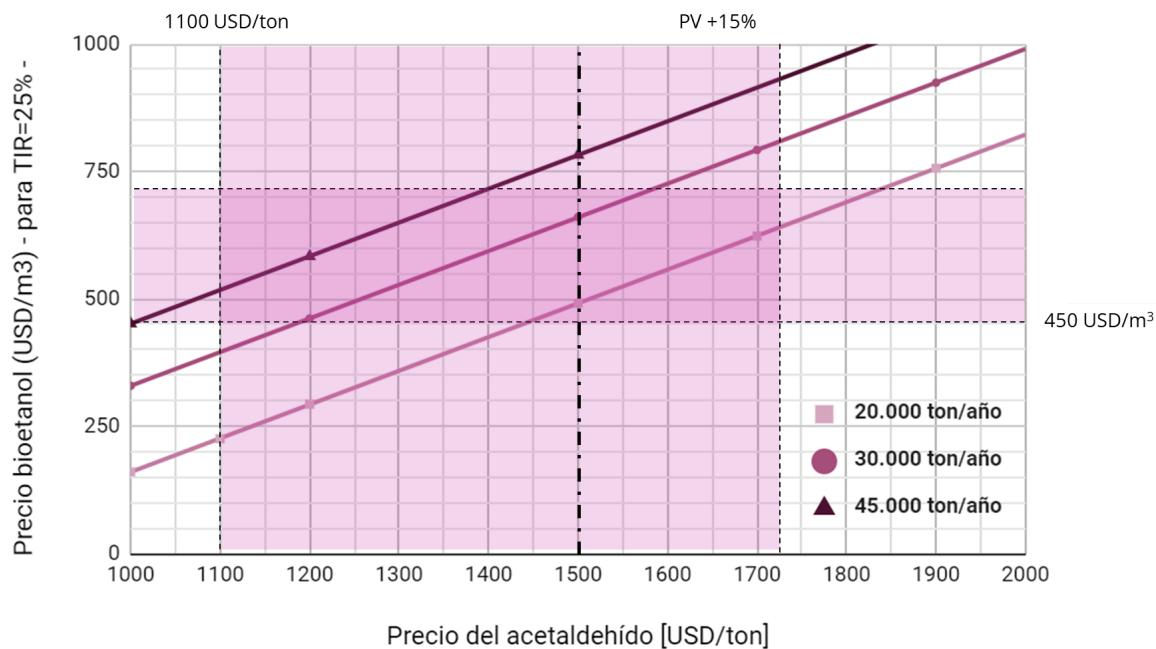


Figura 6.12 - Costo del m^3 de bioetanol para el que $TIR=TRMA$, en función del precio de la tonelada de acetaldehído.

El eje de abscisas se acotó entre 1100 y 1700 USD/ton, de acuerdo a los valores presentes en bibliografía. Como límite superior se adoptó +15% respecto del precio de venta empleado en el estudio económico, pese a que en algunas fuentes se mencionan cifras mayores.

Por su parte, el eje de ordenadas se acotó tomando como límite superior los 718 USD/ m^3 de bioetanol que, como se mencionó anteriormente, es elevado en comparación con otras referencias. La cota inferior es de 450 USD/ m^3 .

Dentro de la región demarcada por las cotas de ambos ejes, se observa:

- Para una capacidad de 20.000 ton/año el proyecto es únicamente rentable a precios altos de acetaldehído y costos bajos de bioetanol. Para el precio de venta establecido en el presente proyecto, se requiere que el costo del bioetanol sea como máximo de 500 USD/ m^3 .
- Para una capacidad de 30.000 ton/año el proyecto es rentable a precios de acetaldehído por encima de los 1200 USD/ton, siempre y cuando el costo del bioetanol sea menor al heredado de la planta original de bioetanol.
- Para una capacidad de 45.000 ton/año, el proyecto es rentable en todo el rango de costos de bioetanol, con precios de acetaldehído comprendidos entre 1100 y 1400 USD/ton.

6.7 Análisis comparativo con planta de bioetanol

Hasta aquí se han expuesto diversos métodos, enfoques y alternativas a fin de determinar la rentabilidad de la planta de acetaldehído como una unidad independiente. Sin embargo, no se debe dejar de lado que la base de este proyecto radica en la ampliación de la cartera de productos a partir de la planta ya instalada de bioetanol. Por este motivo, se intentará brindar un panorama sobre algunos indicadores de relevancia a la hora de contar con ambas plantas en funcionamiento.

Para el análisis se tomarán tres casos: (1) la planta de bioetanol diseñada en 2018; (2) la planta de acetaldehído diseñada para el presente proyecto, con todas las consideraciones iniciales, es decir, sin realizar ninguna suposición adicional sobre costos, precios de venta, etc.; (3) la planta de acetaldehído, pero con un costo de bioetanol de 550 USD/m³.

En la Tabla 6-19 se resumen comparativamente algunos de los indicadores significativos.

Tabla 6-19. Comparación de indicadores económicos de las plantas de acetaldehído y bioetanol.

Indicador	Planta bioetanol	Planta acetaldehído (C _{MP} = 718 USD/m ³)	Planta acetaldehído (C _{MP} = 550 USD/m ³)
Inversión inicial (USD)	90.283.125		38.638.923
Ingresos por venta (USD/año) (acumulado EtOH + Ach) *	86.594.260		101.305.955
Relación PVu/CTu	1,004	1,061	1,28
Tiempo de repago (años)	19,2	5,5	3,8
TIR	- 0,97 %	14,4 %	22,3 %
BN (USD/año)	284.856	4.612.779	7.721.138

*El cálculo de los ingresos por venta se realizó considerando el valor del bioetanol de 2018 (721 USD/m³), a fin de mantener la consistencia al momento de la comparación. Actualmente, el precio del bioetanol está fijado en 657 USD/m³, por lo que los ingresos asociados a este compuesto serán incluso menores. Para los casos que incluyen planta de acetaldehído se contempla el aporte de ambas producciones, restando a la de bioetanol la cantidad requerida para sintetizar el acetaldehído. También incluye los ingresos por subproductos.

A partir de la tabla es acertado concluir que la iniciativa de incluir nuevas instalaciones mejora en ambos casos la situación actual de la planta de bioetanol. Los ingresos por venta se ven incrementados en un 17%, y eso tiene un impacto directo en el beneficio neto anual, que aumenta notablemente. También se aprecia una gran mejoría en los indicadores de rentabilidad, aunque para las plantas de acetaldehído aún no se consigue superar la TRMA.

6.8 Cronograma

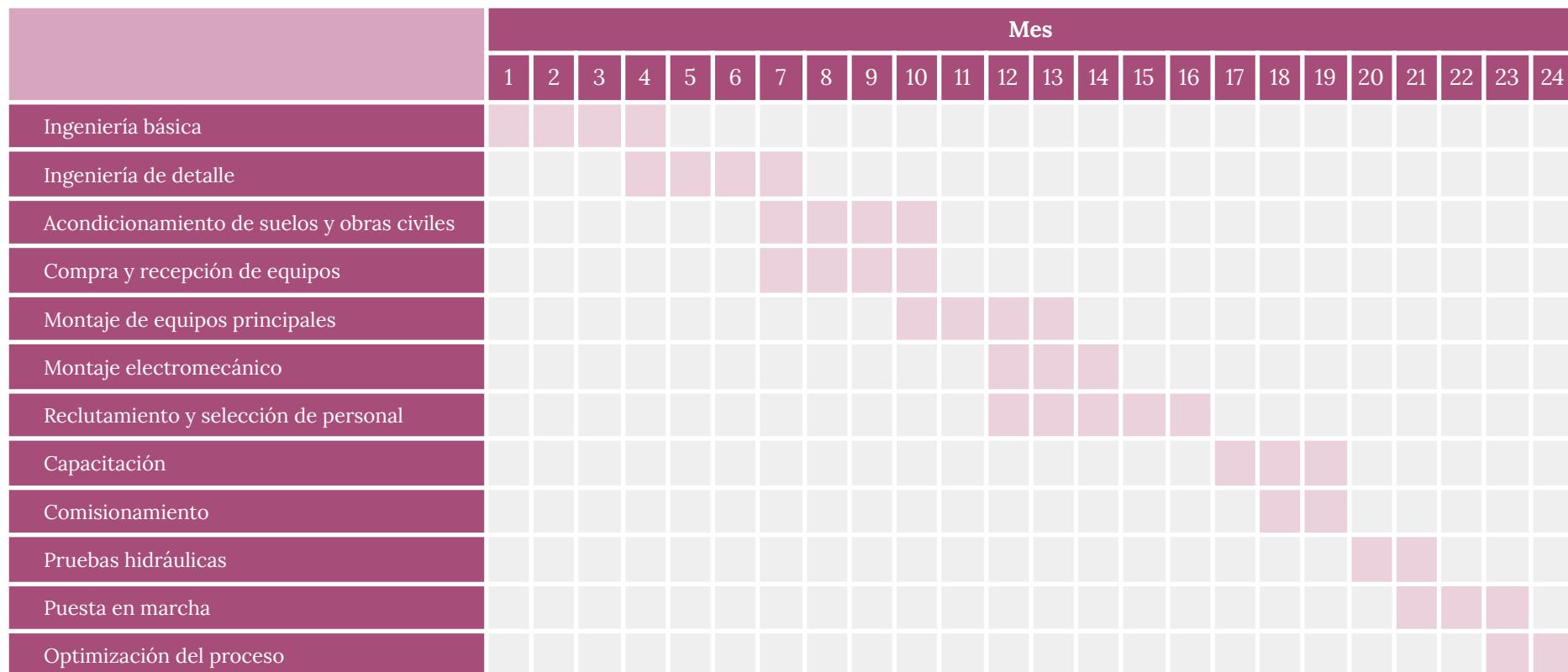
El principal objetivo de realizar un cronograma es fijar los tiempos de ejecución de cada una de las fases del proyecto y conocer en cuánto tiempo se podrá operar la planta hasta poder percibir ingresos por ventas. Para confeccionar un cronograma se deben tener claros los objetivos que se quieren alcanzar, los gastos que deben realizarse y los recursos que se van a utilizar.

A grandes rasgos se pueden identificar tres etapas:

- Planificación: en esta etapa se tienen en cuenta tanto la ingeniería básica como la ingeniería en detalle. En la primera se elaboran los planos, se determinan las especificaciones técnicas de la planta, se realiza un cronograma y un análisis inicial del presupuesto. La segunda, también conocida como ingeniería de proyecto, constituye la base del proyecto. En ella se definen cada uno de los subsistemas y componentes del proyecto y se confirma la viabilidad del mismo.
- Ejecución: consta de un conjunto de actividades previas a la puesta en marcha de la planta. Entre ellas se encuentran el acondicionamiento de suelos, la construcción de instalaciones, compra y montaje de equipos y montaje electromecánico. Una vez terminadas dichas tareas se realizan las pruebas de agua necesarias para garantizar el correcto funcionamiento de los equipos.
- Puesta en marcha: esta etapa final consiste en ejecutar el plan de negocios y convertir la idea en realidad. Incluye la inspección, supervisión y optimización del proceso hasta el momento en que se opera a capacidad nominal.

En la Tabla 6-20, se presenta el cronograma preliminar del proyecto con las acciones a realizar durante los primeros dos años de gestación del proyecto, en formato de diagrama de Gantt.

Tabla 6-20. Diagrama de Gantt con el cronograma de gestación del proyecto.



6.9 Justificativos para la inversión

En virtud de todo el análisis llevado a cabo anteriormente, es posible arribar a algunas conclusiones respecto de si se justifica invertir capital en el presente proyecto.

En primer lugar, aumentar el volumen de producción parece ser un elemento vital para que la planta alcance las exigencias de rentabilidad. Sin embargo, esto es viable en presencia de un mercado dispuesto a comprar todo el acetaldehído producido. En caso contrario, se estaría produciendo una cierta cantidad de producto que no puede ser insertada en el mercado.

En relación a esto último, en el Capítulo 1 se definió la capacidad de la planta en 20.000 toneladas anuales a partir del estudio de situación del mercado. Se concluyó que con dicha producción se estaría acaparando cerca del 15-20% del segmento regional latinoamericano, y una participación del 1 a 1,5% de la producción mundial del compuesto.

En este contexto, contar con una capacidad de 30.000 toneladas llevaría a abarcar el 25-30% del mercado de Latinoamérica, mientras que la participación a escala global no diferirá de forma significativa. En cambio, llevar la producción a 45.000 toneladas anuales representa una decisión más riesgosa y con mayor incertidumbre, ya que se trata de cerca de la mitad del consumo regional, y cerca del 3-4% en todo el mundo.

En segundo lugar, la reducción del costo de la materia prima también aparece como un elemento crucial en el desempeño económico. En caso de reducir el costo de producción del bioetanol en la planta original, lo cual se demostró posible, las perspectivas del nuevo proyecto mejoran sustancialmente y se pueden alcanzar los requerimientos para que se torne rentable.

En una tercera instancia, se encontró que el proyecto es más sensible a cambios en el precio de venta del acetaldehído a la capacidad proyectada, en comparación con capacidades mayores. Si la planta opera a 20.000 ton/año, depende en mayor medida de que el costo del bioetanol se mantenga bajo. En cambio, una producción más alta permite “amortiguar” el efecto del costo de la materia prima.

Como conclusión a todo lo expresado previamente, vale la pena mencionar que el proyecto tal como está concebido, pese a no ser aceptable, ya supone una mejoría respecto de la situación actual, deviniendo en una TIR del 14,4%. En otras palabras, sí se imponen criterios estrictos para evaluar la rentabilidad, la planta diseñada en el presente estudio de factibilidad no satisface las exigencias. Sin embargo, sí se la contextualiza en un escenario más amplio donde interviene necesariamente la planta original de bioetanol, definitivamente puede adoptarse como una propuesta viable.

Si por el contrario, se desea alcanzar las exigencias impuestas por los métodos dinámicos, se debe tener en cuenta que será necesario aumentar la capacidad de la planta, lo que implica el rediseño de los equipos principales y un cálculo más estricto del esquema de costos operativos para que sean consistentes con la producción.

6.10 Bibliografía

- [6.1] Chemical Engineering. *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Marzo 2023.
- [6.2] Seider, Lewin, Seader, Widagdo, Gani, Ming Ng. *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation*. Wiley. 4ta edición (2017).
- [6.3] Peters, Timmerhaus, West. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill. 5ta edición (2003).
- [6.4] Eastman Chemicals. *Bulk Storage and Handling of Eastman Acetaldehyde*. 2019.
- [6.5] Federación Argentina de trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas. *Convenio Colectivo de Trabajo 77/89*. 1989.
- [6.6] Federación Argentina de trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas. *Escala salarial*. Marzo de 2023.
- [6.7] EDERSA. *Cuadro tarifario*. Marzo de 2023.
- [6.8] Camuzzi Gas del Sur. *Cuadro tarifario*. Febrero de 2023.
- [6.9] Duratherm. *Precio del Duratherm HF*. Consultado por correo electrónico en abril de 2023.
- [6.10] Refrigeranti Online. *Refrigerant Gas R404a*. Consultado en línea.
- [6.11] Maciej Kolaczkowski. *How does the war in Ukraine affect oil prices?*. World Economic Forum. Marzo de 2022.
- [6.12] Sean Goulding Carroll. *Biofuels' impact on food security debate resurfaces amid Ukraine war*. Euractiv. Abril de 2022.
- [6.13] ChemAnalyst. *Acetaldehyde Price Trend and Forecast*.
<https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/acetaldehyde-1124>
- [6.14] Giraldo, Cardona, Acosta. *Simulación de una planta de producción de acetaldehído en estado estacionario con estudio de rentabilidad*. 2014.
- [6.15] Cátedra de Ingeniería Económica. *Apuntes sobre Inversión, Costos de Producción, Rentabilidad, Punto de Equilibrio*. Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Mar del Plata. 2020.
- [6.16] Chemical Engineering Progress. *Improving Plant Productivity*. Abril de 2005.
- [6.17] Posada, Patel, Roes, Blok, Faaij, Patel. *Potential of bioethanol as a chemical building block for biorefineries: Preliminary sustainability assessment of 12 bioethanol-based products*. Bioresource Technology. Volumen 135. 2012.
- [6.18] Casanovas Gonzalez, Morell Villalbí, Blanco López, Martínez José, Mata Rubiejo, Carballo Costa. *Planta de producción de acetaldehído - Proyecto final de carrera*. Universitat Autònoma de Barcelona. Junio de 2010.

Anexo 6A - Correlaciones para el cálculo de Costos F.O.B.

Equipo	Parámetro	Correlación	Ref
Intercambiadores de tubo y coraza	Área [ft ²]	$C_{TC} = \exp \{ 12.031 - 0.8709 \ln(A) + 0.09005 [\ln(A)]^2 \}$	6.2
Intercambiadores de doble tubo	Área [ft ²]	$C_{DT} = \exp \{ 7.2718 + 0.16 \ln(A) \}$	6.2
Rehervidores Kettle	Área [ft ²]	$C_K = \exp \{ 12.331 - 0.8709 \ln(A) + 0.09005 [\ln(A)]^2 \}$	6.2
Compresor centrífugo	Potencia [HP]	$C_c = \exp \{ 9.1553 + 0.63 \ln(A) \}$	6.2
Bomba centrífuga	Factor de tamaño (S)	$S = Q H^{0.5}$ $C_p = \exp \{ 12.1656 - 1.1448 \ln(S) + 0.0862 [\ln(S)]^2 \}$	6.2
Motor eléctrico	Potencia [HP]	$C_M = \exp \{ 5.9332 + 0.16829 \ln(P) - 0.110056 [\ln(P)]^2 + 0.071413 [\ln(P)]^3 - 0.0063788 [\ln(P)]^4 \}$	6.2
Ciclo de refrigeración	Calor [kW]	Figura B-7 - Apéndice B	6.3
Torre de enfriamiento	Caudal [m ³ /s]	Figura B-6 - Apéndice B	6.3
Caldera de vapor	Calor [BTU/hr]	$C_{cv} = 0.416 Q^{0.77}$	6.2
Caldera de fluido térmico	Calor [BTU/hr]	$C_{CFT} = 14.45 Q^{0.65}$	6.2
Separador flash	Peso (W) [lb]	$C_V = \exp \{ 7.1390 + 0.18255 \ln(W) + 0.02297 [\ln(W)]^2 \}$	6.2
Torres y columnas	Peso (W) [lb]	$W = \pi (D_i + t_s) (L + 0.8D_i) t_s \rho_{acero}$ $C_V = \exp \{ 10.5449 - 0.4672 \ln(W) + 0.05482 [\ln(W)]^2 \}$ $C_{PL} = 341 D_i^{0.63316} L^{0.80161}$	6.2
Platos	Diámetro [ft] ; N _{platos}	$C_T = N_T \frac{2.25}{1.0414^{N_T}}$ $468 (1.189 + 0.0577 D_i) \exp \{ 0.1482 D_i \}$	6.2

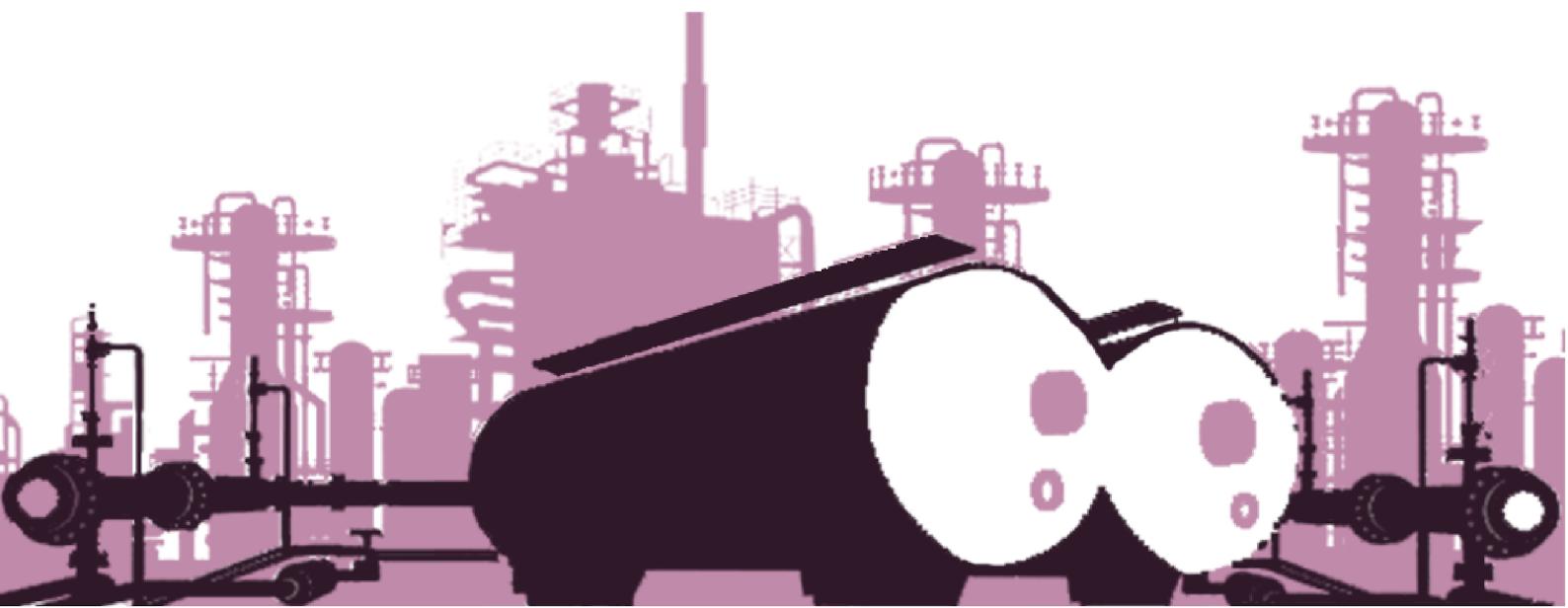
Anexo 6B - Factores del método de Chilton para Inversión Fija

Factores de la Inversión Directa, como fracción de la IE	
Tuberías de proceso	f1
Proceso de sólidos	0,07-0,10
Proceso mixto	0,10-0,30
Proceso de fluidos	0,30-0,60
Instrumentación	f2
Control poco automatizado	0,02-0,05
Control parcialmente automatizado	0,05-0,10
Control complejo, centralizado	0,10-0,15
Edificios de fabricación	f3
Construcción abierta	0,05-0,30
Construcción semiabierta	0,20-0,60
Construcción cerrada	0,60-1,00
Plantas de servicios	f4
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
Conexiones entre unidades	f5
Entre las unidades de servicio	0,00-0,05
Entre unidades de proceso separadas	0,05-0,15
Entre unidades de proceso dispersas	0,15-0,25
INVERSIÓN DIRECTA	IE . (1 + Σf_i)
Factores de la Inversión Indirecta, como fracción de la inversión directa	
Ingeniería y construcción	fI1
Ingeniería inmediata	0,20-0,35
Ingeniería compleja	0,35-0,50
Factores de tamaño	fI2
Unidad comercial grande	0,00-0,05
Unidad comercial pequeña	0,05-0,15
Unidad comercial experimental	0,15-0,35
Contingencias	fI3
De la compañía	0,10-0,20
Variaciones imprevistas	0,20-0,30
Procesos exploratorios	0,30-0,50
FACTOR DE INVERSIÓN INDIRECTA	$fI = \Sigma f_{Ii} + 1$

Estudio de factibilidad de producción de acetaldehído a partir de bioetanol

CAPÍTULO 7

Sistema de Gestión Ambiental



7.1 Resumen ejecutivo

Durante el desarrollo del presente capítulo, se realiza una evaluación de los impactos ambientales generados tanto por la construcción como por la operación de la planta.

Para que la empresa pueda reducir sus impactos ambientales se define un sistema de gestión ambiental eficaz que siga la norma ISO 14001, donde se puntualizan aquellos aspectos que la organización puede controlar y que es esperable que tengan una influencia sobre el ambiente. Además, la empresa debe contar con una política ambiental donde se expresen con claridad los objetivos y estrategias que asume en relación al cuidado del medio ambiente.

Luego de realizar el relevamiento de los impactos ambientales de la planta de acetaldehído proyectada, se identificaron como potenciales impactos significativos:

- Movimiento de tierras y vehículos durante la construcción de la planta.
- Construcción de la planta.
- Uso de maquinaria durante la construcción de la planta.
- Consumo de recursos naturales no renovables como agua, energía eléctrica y gas natural.
- Generación de emisiones atmosféricas como gases de combustión, hidrógeno, vapor de agua y ruido.
- Generación de agua de proceso como efluente líquido.
- Generación de residuos líquidos como el agua helada, el fluido refrigerante, el fluido calefactor, los aceites lubricantes y el DMSO, producto del recambio en circuitos cerrados.
- Generación de residuos sólidos como el catalizador y residuos sólidos orgánicos, reciclables e industriales.
- Riesgos de explosión por las calderas y reactores.
- Riesgos de incendio por fugas de hidrógeno y presencia de líquidos inflamables.
- Derrames de líquidos no biodegradables o aceites.

Luego de identificar los impactos generados por la planta, fue evaluada su significancia considerando la frecuencia, la severidad y la magnitud para poder tomar acciones preventivas o correctivas según corresponda.

Se concluyó que de los impactos relevados, 4 (15,4%) resultan de impacto ALTO (consumo de gas natural, energía eléctrica y agua, y emisión de gases de combustión a la atmósfera), 19 de impacto MEDIO (73,1%) y 3 de impacto BAJO (11,5%).

Por último, se establecen medidas de prevención, corrección, mitigación y monitoreo de los impactos más significativos, a fin de contribuir a la sostenibilidad ambiental e integral de la planta.

7.2 Objetivos

En el presente capítulo, se buscará establecer un sistema de gestión ambiental. Para lograrlo, se deberán seguir los pasos requeridos según la política ambiental definida a raíz de la identificación y validación de las principales fuentes de impacto. Finalmente, se establecerán las medidas y prevenciones necesarias para reducir el impacto generado por el proyecto sobre el medio ambiente.

7.3 Sistema de gestión ambiental

Un sistema de gestión ambiental (SGA) puede definirse como una combinación de procesos que permiten que una empresa pueda reducir sus impactos ambientales negativos y aumente su eficiencia para conseguir mejoras tanto económicas como ambientales y operativas.

La norma ISO 14001^[7.1], que es aceptada internacionalmente, establece cómo se debe implementar un sistema de gestión medioambiental eficaz. El sentido de la norma es puntualizar los requisitos claves para establecer un sistema de gestión ambiental, y se aplica a aquellos aspectos ambientales que la organización puede controlar y sobre los cuales puede esperarse que tenga influencia. El SGA ofrece un marco para la gestión ambiental e implica tareas como formación, inspecciones, establecer una política y objetivos, gestión de riesgos, etc.

7.3.2 Modelo PHVA

La base para el enfoque que subyace a un sistema de gestión ambiental se fundamenta en el concepto de Planificar, Hacer, Verificar y Actuar (PHVA). El modelo proporciona un proceso iterativo usado por las organizaciones para lograr la mejora continua. Se puede aplicar a un sistema de gestión ambiental y a cada uno de sus elementos individuales, y se puede describir brevemente como:

- Planificar: establecer objetivos ambientales y los procesos necesarios para generar y proporcionar resultados de acuerdo con la política ambiental de la organización.
- Hacer: implementar los procesos según lo planificado.
- Verificar: hacer el seguimiento y medir los procesos respecto a la política ambiental, incluidos sus compromisos, objetivos ambientales y criterios operacionales, e informar sus resultados.
- Actuar: emprender acciones para mejorar continuamente.

El aspecto esencial que define a este modelo es su carácter cílico. No tiene un punto específico donde comienza o culmina, sino que es de naturaleza iterativa y debe ser continuamente actualizado y retroalimentado para tener verdadera utilidad en la eficiencia del proceso.

7.4 Política ambiental

La política ambiental es el documento en el cual se expresan los objetivos, estrategias e implicaciones que la organización asume en relación al cuidado del entorno natural y sus recursos. Formalmente, la norma la expresa como “intenciones y dirección de una organización, relacionadas con el desempeño ambiental, como las expresa formalmente su alta dirección”.

La norma ISO 14001 indica que la alta dirección debe establecer, implementar y mantener una política ambiental que, dentro del alcance definido de sus sistema de gestión ambiental:

- A. Sea apropiada al propósito y contexto de la organización, incluida la naturaleza, magnitud e impactos ambientales de sus actividades, productos y servicios.
- B. Proporcione un marco de referencia para el establecimiento de los objetivos ambientales
- C. Incluya un compromiso para la protección del medio ambiente, incluida la prevención de contaminación, y otros compromisos específicos pertinentes al contexto de la organización, como el uso sostenible de recursos, la mitigación y adaptación al cambio climático, y la protección de la biodiversidad y de los ecosistemas.
- D. Incluya un compromiso de cumplir con los requisitos legales y otros requisitos.
- E. Incluya un compromiso de mejora continua del sistema de gestión ambiental para la mejora del desempeño ambiental.

Además, la política ambiental debe

- Mantenerse como información documentada.
- Comunicarse dentro de la organización.
- Estar disponible para las partes interesadas.

La política ambiental posibilita que la organización establezca sus objetivos ambientales, lleve a cabo acciones para lograr los resultados previstos del sistema de gestión ambiental, y permita la mejora continua. Los compromisos se reflejan entonces en los procesos que una organización establece para abordar requisitos específicos de esta norma, para asegurar un sistema de gestión ambiental robusto, creíble y fiable.

El compromiso de proteger el medio ambiente no solo tiene como fin la prevención de impactos ambientales adversos, sino proteger el entorno natural contra el daño y la degradación cuyo origen son las actividades, productos y servicios de la organización. Los compromisos

específicos que aspira a cumplir la organización deberían ser pertinentes a su contexto, e incluir las condiciones ambientales locales o regionales.

Por su parte, la Ley Nacional 25.675 (Ley General del Ambiente)^[7.3] establece los presupuestos mínimos para el logro de una gestión sustentable y adecuada del ambiente, la preservación y protección de la diversidad biológica y la implementación del desarrollo sustentable. En el Artículo 2º se establecen los objetivos que debe cumplir la política ambiental nacional, y que, por lo tanto, deberá cumplir el presente proyecto.

- A. Asegurar la prevención, conservación, recuperación y mejoramiento de la calidad de los recursos ambientales, tanto naturales como culturales, en la realización de las diferentes actividades antrópicas;
- B. Promover el mejoramiento de la calidad de vida de las generaciones presentes y futuras, en forma prioritaria;
- C. Fomentar la participación social en los procesos de toma de decisión;
- D. Promover el uso racional y sustentable de los recursos naturales;
- E. Mantener el equilibrio y dinámica de los sistemas ecológicos;
- F. Asegurar la conservación de la diversidad biológica;
- G. Prevenir los efectos nocivos o peligrosos que las actividades antrópicas generan sobre el ambiente para posibilitar la sustentabilidad ecológica, económica y social del desarrollo;
- H. Promover cambios en los valores y conductas sociales que posibiliten el desarrollo sustentable, a través de una educación ambiental, tanto en el sistema formal como en el no formal;
- I. Organizar e integrar la información ambiental y asegurar el libre acceso a la población a la misma;
- J. Establecer un sistema federal de coordinación interjurisdiccional, para la implementación de políticas ambientales de escala nacional y regional;
- K. Establecer procedimientos y mecanismos adecuados para la minimización de riesgos ambientales, para la prevención y mitigación de emergencias ambientales y para la recomposición de los daños causados por la contaminación ambiental.

7.4 Aspectos ambientales

Una organización determina sus aspectos ambientales asociados, y define cuáles son significativos y requieren ser abordados en un sistema de gestión ambiental. Los cambios en el medio ambiente, ya sean adversos o beneficiosos, se denominan impactos ambientales.

No existe un único método para determinar los aspectos ambientales significativos. La organización es quien establece los criterios para determinar sus aspectos ambientales

significativos, considerándolos como los criterios fundamentales y mínimos para evaluarlos. Se pueden relacionar con el aspecto ambiental (tipo, tamaño, frecuencia) o el impacto ambiental (magnitud, severidad, duración, exposición), pero también se pueden usar otros criterios. Un aspecto ambiental podría no ser significativo cuando se consideran solamente los criterios ambientales, sin embargo, cuando se tienen en cuenta cuestiones organizacionales tales como requisitos legales o la preocupaciones de las partes interesadas, puede alcanzar o superar el límite para determinar la importancia.

Un aspecto ambiental significativo puede dar como resultado uno o más impactos ambientales significativos, y por tanto generar riesgos y oportunidades que necesitan abordarse para asegurar que la organización puede lograr los resultados previstos de su SGA.

Cuando se determinan los aspectos ambientales, se puede considerar:

- Las emisiones a la atmósfera.
- Los vertidos a cuerpos de agua.
- Las descargas al suelo.
- El uso de materias primas y recursos naturales.
- El uso de energía.
- La energía emitida (calor, radiación, vibración y luz).
- La generación de residuos y/o subproductos.
- El uso del espacio.

Además de los aspectos ambientales que una organización puede controlar directamente, se debe determinar en cuáles puede influir. Estos pueden estar relacionados con los productos y servicios utilizados y que son suministrados por otros, incluidos los asociados con los procesos contratados externamente. Puede que exista una limitación para su uso y tratamiento al finalizar la vida de los productos y servicios, sin embargo, en todas las circunstancias es la organización quien determina el grado de control que está en capacidad de ejercer, los aspectos ambientales en los que puede influir y la medida en que decide ejercer tal influencia. Se deberían considerar los aspectos ambientales relacionados con las actividades, productos y servicios tales como:

- El diseño y desarrollo de sus instalaciones, procesos, productos y servicios;
- La adquisición de materias primas, incluyendo la extracción;
- Los procesos operacionales o de fabricación, incluido el almacenamiento;
- La operación y mantenimiento de las instalaciones, los activos e infraestructura de la organización;
- El desempeño ambiental y las prácticas de los proveedores externos;
- El transporte de productos y la prestación de servicios, incluido el embalaje;

- El almacenamiento, uso y tratamiento al finalizar la vida útil de los productos;
- La gestión de residuos, incluida la reutilización, el reacondicionamiento, el reciclaje y la disposición final.

7.5 Relevamiento de impactos ambientales en la planta

La creación de una planta química genera impactos sobre el ambiente y por eso debe pasar por un proceso de evaluación de impacto ambiental previo a su construcción. En dicha evaluación se identifican aquellos potenciales impactos que el proyecto pueda causar sobre el ambiente para determinar si será o no viable desde el punto de vista ambiental.

Los efectos que genera una planta química en el ambiente pueden ser negativos o positivos. Los impactos negativos generan una ruptura del equilibrio ecológico causando daños importantes sobre el medio ambiente y los seres vivos. En cambio los positivos, son generalmente medidas que resultan beneficiosas para preservar el medio ambiente. Un análisis completo de la evaluación de impactos permitirá mitigar los impactos negativos y potenciar los positivos.

A la hora de efectuar evaluaciones ambientales es importante definir criterios para poder determinar si los impactos en cuestión resultan significativos. Dichos criterios pueden relacionarse con el tipo, el tamaño, la frecuencia, la magnitud, la severidad, la duración u otros aspectos. Por esto, un aspecto ambiental puede ser significativo desde un determinado punto de vista e insignificante al ser analizado mediante otro criterio.

En este apartado se evaluarán las diferentes fuentes de impacto ambiental presentes en la planta de acetaldehído.

7.5.1 Impactos generados durante el montaje de la planta

Durante la construcción de una planta química se generan impactos ambientales principalmente sobre el suelo, la fauna y la flora producto de la obra propiamente dicha y el ruido asociado a la maquinaria utilizada. A continuación, se detallan los diferentes impactos que deben tenerse en cuenta a la hora de la instalación de una planta.

7.5.1.1 Modificaciones en el terreno

En primer lugar, se debe adecuar el terreno para el montaje de la planta. Durante esta etapa, los principales impactos a tener en cuenta son la pérdida de flora y fauna por el proceso de acondicionamiento del suelo previo a la etapa de construcción que requiere de movimientos para nivelar o acondicionar las tierras. Durante este periodo se suelen eliminar plantas y árboles que se encuentran en el lugar donde se va a llevar a cabo el montaje de la estructura usando

maquinarias o vehículos ruidosos que provocan la migración de las especies del reino animal que habitan dicho ecosistema. De esta forma, se genera una pérdida de la biodiversidad.

Además, tanto las maquinarias utilizadas como los vehículos en cuestión utilizan combustibles fósiles para su funcionamiento lo que significa un agotamiento de un recurso no renovable. También, estos equipos emiten gases de efecto invernadero que son aquellos componentes gaseosos de la atmósfera que absorben y emiten radiación en determinadas longitudes de onda del espectro de radiación infrarroja emitida por la superficie de la Tierra, la atmósfera y las nubes. El calentamiento global se puede entender en forma simplificada como el incremento gradual de la temperatura del planeta producto del aumento de la emisión de los gases de efecto invernadero que impiden que los rayos del sol salgan de la tierra.

7.5.1.2 Construcción y acondicionamiento de la planta

Una vez que el terreno se encuentra apto se procede a la construcción de la planta. Como es de esperarse, esta etapa genera impactos negativos sobre el ambiente. En primer lugar, se evidencia un agotamiento de los recursos naturales de la zona que provoca una importante pérdida en la biodiversidad. También, se debe considerar la emisión de partículas sólidas o polvos que afectan tanto al ambiente como a las vías respiratorias de las personas que frecuenten el lugar. Además, como durante cualquier proceso de construcción, se genera una gran cantidad de residuos que serán vertidos en los sectores limítrofes al terreno contribuyendo con la contaminación.

Tanto para la etapa de construcción como para el transporte e instalación de los equipos que componen la planta se requiere de la utilización de equipos y máquinas pesadas que impactan negativamente sobre el ambiente por el elevado nivel de ruido y las vibraciones sobre la tierra que afectan a las personas que habitan los lugares aledaños a la planta y provocan la migración de especies. Nuevamente estas máquinas son impulsadas por combustibles fósiles y generan el gases de efecto invernadero.

7.5.2 Impactos generados por el funcionamiento de la planta

Como es de esperarse, la operación normal de cualquier planta química provoca efectos medioambientales significativos. En este apartado se considerarán las emisiones de gases a la atmósfera, los efluentes contaminados con materiales peligrosos y los residuos generados durante el proceso productivo.

7.5.2.1 Emisiones atmosféricas

Gases de combustión debido al gas natural

La presencia de calderas en la planta introduce la inevitable necesidad de utilizar gas natural como combustible. Su uso genera ciertos gases que son productos de su combustión, como lo son el CO₂ y el CH₄, dos gases de efecto invernadero que tienen impacto sobre el calentamiento global y el cambio climático.

Comparativamente con otros combustibles, como gasoil, diesel o fueloil, el gas natural genera emisiones considerablemente menores. En especial, la generación de óxidos de nitrógeno y azufre (extremadamente nocivos para el ambiente) por unidad de energía se ve notablemente reducida al emplear gas natural.^[7.4]

Hidrógeno

Las tendencias más recientes de la industria indican que el hidrógeno se convertirá en el futuro en uno de los combustibles de mayor utilización, ya que suponen una mejora sustancial en la emisión de gases en su proceso de combustión. Solamente generan vapor de agua, sin emitir otros gases dañinos como CO₂ o CH₄. Sin embargo, su implementación como combustibles para calderas, por ejemplo, requiere del desarrollo y adaptación de la infraestructura, ya que las propiedades de este gas difieren de la de los combustibles más comúnmente empleados en la industria hoy en día.

Por otro lado, estudios llevados adelante por entes gubernamentales del Reino Unido^{[7.5][7.6]} determinaron que la fuga directa de hidrógeno a la atmósfera puede provocar daños incluso mayores a los generados por el CO₂. Por este motivo, se debe tener especial cuidado en mantener tanques y recipientes a presión correctamente sellados para minimizar estas fugas, principalmente en un contexto donde se propone una economía basada en este compuesto.

Vapor de agua

En la planta de acetaldehído el vapor de agua es liberado a la atmósfera debido a pérdidas en el circuito de la caldera de vapor y la torre de enfriamiento.

De acuerdo con el Programa de las Naciones Unidas para el Medioambiente “el vapor de agua es el GEI más abundante en la atmósfera y es el mayor contribuyente general al efecto invernadero. Sin embargo, casi todo el vapor de agua en la atmósfera proviene de procesos naturales. Las emisiones humanas son muy pequeñas y, por lo tanto, con un impacto relativamente menor.”^[7.7]

A pesar de esto, la emisión de grandes cantidades de vapor a altas temperaturas puede acelerar el proceso de calentamiento global. Absorbe y emite radiación infrarroja a la atmósfera terrestre, teniendo un impacto medioambiental negativo. Además, el vapor de agua presente en la atmósfera responde rápidamente a los cambios en las concentraciones de los GEI de larga permanencia, como el CO₂ o los NOx, agudizando sus efectos.^[7,8]

Ruido

Se lo define como sonido no deseado que por sus características es susceptible de producir daño a la salud y al bienestar humano. La exposición continua a niveles de ruido mayores a 85 dB puede tener efectos negativos sobre la salud física, auditiva y mental. El problema más frecuente suele ser la pérdida de capacidad auditiva.

La planta tiene un impacto ambiental por ruido asociado a la construcción de la misma, y la utilización de maquinarias y equipos de forma continua, como es el caso de compresores y bombas. La emisión de ondas sonoras hacia los exteriores de la planta puede afectar también al ecosistema aledaño, en especial a las especies animales que habitan la zona.

7.5.2.2 Utilización de materia prima

El bioetanol empleado como reactivo para producir el acetaldehído está sintetizado a partir de la planta de remolacha. Es importante recordar que actualmente la vía de síntesis más utilizada para el acetaldehído es la oxidación catalítica del etileno, un hidrocarburo obtenido a partir del craqueo del petróleo. De esta forma, el método de obtención aquí planteado supone un impacto ambiental favorable en pos de la descarbonización de la industria química y la sustitución de los compuestos derivados del petróleo por otros más ecoamigables obtenidos a partir de biomasa o fuentes alternativas.

En cuanto al diseño de la planta, uno de los puntos a destacar es la recirculación del bioetanol no convertido, lo que implica que el etanol utilizado en la planta se consume en su totalidad. Como la reacción estudiada cuenta con conversiones bajas, se emplea una separación y recirculación de los reactivos para conseguir un máximo aprovechamiento de la materia prima.

Además, la instalación de la nueva planta en las adyacencias de la existente de bioetanol permite minimizar el impacto ambiental asociado al transporte terrestre hacia el lugar de producción.

7.5.2.3 Efluentes líquidos

Aqua

La única corriente de salida de la planta (aparte de las de productos) es la corriente de agua que abandona la torre T-106 por tope, donde se separa completamente del DMSO. Aunque es poco probable, esta corriente puede contener algunas trazas de otros compuestos producto de algún proceso de separación llevado a cabo de manera ineficiente.

Aqua helada

En el circuito cerrado de refrigeración para enfriar corrientes a temperaturas moderadas se utiliza una mezcla de agua y etilenglicol que se denomina agua helada. El etilenglicol es un compuesto orgánico que es rápidamente biodegradable en medio aeróbico y anaeróbico. Su nivel de toxicidad es relativamente bajo, sin generar daños significativos en el aire, suelos u organismos acuáticos.^[7,10] El reemplazo o la recarga de parte del caudal de agua helada está contemplado, por lo que se deben tener en consideración las medidas de seguridad necesarias para la disposición de los residuos.

Fluido refrigerante

Para el circuito de refrigeración de la planta se decidió emplear R404a como fluido refrigerante. Como la gran mayoría de los refrigerantes, tiene un Potencial de Calentamiento Global (GWP, por sus siglas en inglés) elevado. En este caso en particular es igual a 3922, lo que significa que la emisión de una tonelada de este compuesto equivale a emitir 3922 tCO₂eq. Debido a su negativa implicancia medioambiental, en varios países de Europa se ha optado por discontinuar su uso, fomentando alternativas de menor impacto.^[7,11]

Se analizará la posibilidad de reducir el impacto ambiental que implica el uso de este compuesto mediante la suplantación con alternativas de menor GWP, manteniendo los requerimientos de diseño ya establecidos en el desarrollo del proyecto. Entre las posibles alternativas pueden mencionarse el R407a (GWP = 2107) o el R448a (GWP = 1387).^[7,12]

Cualquiera sea el refrigerante empleado, se debe contemplar su impacto ambiental. En todo circuito de refrigeración se producen fugas, por lo que el riesgo de emisión a la atmósfera debe ser tenido en cuenta. También se considera el escenario de reemplazo de la carga del ciclo, por lo que la disposición del refrigerante traerá aparejada ciertas medidas preventivas.

Fluido calefactor

Para la calefacción de corrientes por encima de 140°C se utiliza el fluido térmico DURATHERM HF en un circuito cerrado. Sin embargo, se debe tener en cuenta la posibilidad de que existan pérdidas o se reemplace la carga del circuito en algún momento de la vida útil de la planta.

De acuerdo con la información del fabricante, el compuesto es respetuoso con el medio ambiente, no es tóxico, no es peligroso y es no notificable. No genera efectos adversos para la seguridad del trabajador ni requiere un manejo especial más allá de las recomendaciones propias de toda sustancia. Tras su larga vida de servicio (que ronda los 2-3 años), Duratherm HF se puede descartar fácilmente junto con otros aceites de desecho, dándoles la disposición adecuada.^[7,13]

Aceite de lubricación usado

Los aceites lubricantes son sustancias líquidas que se utilizan para reducir la fricción entre partes en movimiento, proteger contra el desgaste, reducir la corrosión, limpiar y refrigerar piezas. Suelen obtenerse de la destilación del petróleo crudo (llamados aceites minerales), aunque también existen del tipo sintéticos, que poseen mayor estabilidad térmica y resistencia a la oxidación pero son más caros. En circuitos de refrigeración se suelen emplear los sintéticos o semisintéticos (mezcla de ambos tipos).

Los lubricantes usados, es decir una vez que dejan de cumplir su función, son considerados como residuos peligrosos por el convenio de Basilea debido a su toxicidad teniendo impacto negativo sobre la salud humana y el medio ambiente.

En caso de arrojarse a la tierra, destruye el humus vegetal acabando con la fertilidad del suelo debido a que los hidrocarburos que contienen no se degradan biológicamente pudiendo alcanzar aguas subterráneas y contaminándolas con plomo, cadmio, y compuestos de cloro.^[7,14]

DMSO

El DMSO fue seleccionado como agente separador en la columna de destilación T-103 por su capacidad de romper el triple azeótropo etanol-agua-acetato de etilo. El caudal ingresado al tren de destiladores es recuperado finalmente en la columna T-106 y recirculado nuevamente a la T-103, de manera de formar un circuito cerrado.

Este compuesto está catalogado en términos generales como seguro para su uso en la industria, pero deben tenerse en cuenta algunas consideraciones de seguridad y toxicidad. El reporte de la EPA^[7,15] indica que el DMSO forma parte del ciclo natural del azufre, y que es de baja toxicidad en ambientes acuáticos. Sin embargo, no debe verterse directamente en cuerpos de agua ni en cañerías de efluentes líquidos en altas concentraciones, ya que su toxicidad puede aumentar.

7.5.2.5 Efluentes y residuos sólidos

Catalizador

La reacción de deshidrogenación del etanol a acetaldehído está catalizada por cobre soportado en cromita de cobre, un catalizador de uso muy difundido en la industria. La sustitución anual de la carga completa en ambos reactores provoca la necesidad de evaluar la forma de disponerlo una vez que ha sido reemplazado.

El cromo es un metal que se encuentra generalmente en su forma trivalente (Cr^{+3}) o hexavalente (Cr^{+6}), siendo la última sumamente dañina para el medio ambiente. Sin embargo, ambas formas son nocivas ya que contaminan suelos y cuerpos de agua, y pueden generar efectos adversos en los organismos en caso de acumulación. La generación de desechos industriales ha incrementado los niveles de exposición de este metal.^[7,16]

Residuos sólidos comunes

Se trata de los residuos generados por el consumo humano y que incluye papeles, envases y restos de alimentos, cartones, elementos de oficina. En el Parque Industrial de General Conesa se realiza la recolección día por medio de estos residuos a cargo de la Municipalidad.

Residuos sólidos industriales

Comprende aquellos residuos que por su composición no pueden eliminarse junto a los residuos sólidos comunes y requieren de un tratamiento especial previo a su disposición. En esta categoría se incluyen los envases de productos químicos y los materiales de laboratorio contaminados con muestras, entre otros.

7.5.2.6 Consumo de agua

El agua resulta un recurso indispensable para el funcionamiento de la planta, ya que forma parte de los circuitos auxiliares de la torre de enfriamiento y la caldera de vapor. Al tratarse de un recurso agotable y cada vez más escaso, su uso debe realizarse de manera prudente, al mismo tiempo que se exploran alternativas para independizar al proceso de una alimentación continua de agua.

Desde la etapa de diseño de la planta se concibe la instalación de dos circuitos cerrados para las dos corrientes de servicio mencionadas. Parte de los caudales debe inevitablemente reponerse ya que se producen pérdidas por evaporación en la torre y purgas en la caldera de vapor, entre otras. Por otro lado, existe un consumo vinculado con actividades ajenas a la producción, como

son el uso de baños, vestuarios y comedor, la limpieza de los diferentes espacios de la planta o las actividades de laboratorio.

7.5.2.7 Consumo de energía eléctrica

Para el normal funcionamiento se consume una cantidad apreciable de energía eléctrica, la cual es provista por la empresa EDERSA. En la provincia de Río Negro el abastecimiento de la red eléctrica se realiza principalmente mediante la energía generada en las centrales hidroeléctricas emplazadas en el río Limay. Cuenta también con algunas centrales termoeléctricas distribuidas a lo largo del territorio provincial. Por otro lado, las condiciones geográficas de la provincia la convierten en una de las regiones más prometedoras del país para emplazar parques eólicos, donde ya funcionan más de 20 aerogeneradores. Adicionalmente, se han anunciado proyectos nacionales para emplazar parques de generación de hidrógeno verde en la provincia.^[7,17] En resumen, la matriz energética de Rio Negro presenta un requerimiento reducido de combustibles fósiles para mantenerse en funcionamiento, con un 85% de energía “ limpia”. Esto supone un aspecto favorable en materia ambiental en comparación con otras regiones donde prevalece el uso de hidrocarburos.

7.5.2.8 Riesgo de explosión

Algunos de los compuestos presentes en la planta de acetaldehído son de carácter inflamable, incluso a temperaturas más bajas de las que se manejan en determinados puntos del proceso. Por ejemplo, en el reactor se llega hasta una temperatura de 285°C. A estas temperaturas estos compuestos, mezclados con aire u oxígeno y en presencia de una fuente de calor, comienzan un proceso de combustión que es explosivo. En la Tabla 7-1 se detallan los puntos de inflamación (flash point) de cada una de las especies.

Tabla 7-1. Temperatura de inflamación de los compuestos del proceso.

Compuesto	Temperatura de inflamación [°C]
Acetaldehído	-39
Acetato de etilo	-4
Etanol	12
DMSO	87
Duratherm HF	277

Por otro lado, las calderas operan a presiones muy por encima de la atmosférica, lo que introduce otro elemento adicional que debe contemplarse como posible fuente de riesgo por explosión.

Es evidente que una explosión es capaz de generar daños de considerable magnitud a las personas que se encuentran en las inmediaciones de la planta, los equipos y materiales presentes, y el entorno circundante. Por este motivo es indispensable mantener las condiciones de operación bajo estrictos parámetros de control, a fin de mantener al mínimo su probabilidad de ocurrencia.

7.5.2.9 Riesgo de incendio

El riesgo de incendio está latente en la planta debido a la presencia de líquidos y gases inflamables, equipos conectados a circuitos eléctricos de alta potencia, intercambiadores y calderas donde se alcanzan temperaturas elevadas, entre otros.

En particular, especial atención debe ponerse en la detección de posibles puntos del sistema donde pueda producirse la fuga de hidrógeno. Este gas es sumamente ligero, por lo que rápidamente se desplaza hacia las partes altas de la planta. Además, en caso de arder produce una llama prácticamente incolora, indetectable para el ojo humano.

7.5.2.10 Derrame de químicos

El derrame de cualquiera de los líquidos supone una fuente de contaminación para los suelos y cuerpos de agua, especialmente en operaciones de manipulación y almacenamiento que se realicen durante los procedimientos de carga o descarga. También pueden impactar en la integridad física de los trabajadores.

7.5.3 Impactos socioeconómicos

En primer lugar, la instalación de la planta representa una fuente de empleo en la zona tanto en la etapa de construcción como en la de operación. Los empleados deberán ser capacitados para llevar a cabo las tareas asignadas, por lo que habrá una radicación de mano de obra calificada en la región. También demandará la producción a plena capacidad de la planta de bioetanol, lo que asegurará un requerimiento constante de trabajo en sus instalaciones. Además, la planta requerirá otros suministros y servicios, generando indirectamente más empleo para los proveedores de las zonas aledañas.

Por otro lado, al situar la planta en una determinada región se genera un ingreso considerable al Estado producto del pago de impuestos. Este aporte resulta un impacto positivo para las sociedades ya que con ese capital se realizan mejoras o tareas de mantenimiento sobre espacios públicos.

Por último, la instalación de la planta contribuye a diversificar la matriz productiva de la industria química nacional incorporando un compuesto que no se encuentra actualmente en

producción en Argentina. Permite la integración de una nueva instancia en una cadena de valor que tiene como base una materia prima agrícola sembrada en suelo argentino.

7.5.4 Valoración de los impactos

En los apartados anteriores, se definieron los impactos que generan tanto el proceso de construcción de la planta como la operación de la misma. En esta sección, se buscará valorar los impactos negativos para poder identificar su importancia y en base a eso, definir las medidas que se tomarán para intentar reducirlos. Para cuantificarlos, se deben tener en cuenta tres aspectos:

- La frecuencia se refiere a la cantidad de veces que la acción sucede en un determinado periodo de tiempo.
- La severidad del problema evalúa la gravedad de los impactos sobre el ambiente y los seres vivos involucrados.
- La magnitud hace referencia a la alteración que genera la acción sobre el medio ambiente.

Para hacer la evaluación de los impactos, se considerará una escala de 1 a 5 donde 5 es el valor más alto. Luego de puntuar cada uno de los tres factores, se los suma y se obtiene el valor del criterio final para cuantificar el impacto ambiental. En la Tabla 7-2, se puede ver la escala de valoración de los impactos.

Tabla 7-2. Escala de valoración de los impactos ambientales negativos.

Riesgo ambiental	
3-6	Leve
7-11	Medio
12-15	Alto

Asimismo, se presenta en la siguiente tabla la convención utilizada para determinar los factores de la matriz.

Tabla 7-3. Criterio de determinación de factores en la matriz ambiental

	Frecuencia	Severidad	Magnitud (alcance)
1	Una vez cada varios años	Insignificante	Un equipo
2	Una vez al año	Leve	Un sector de la planta
3	Varias veces al año	Moderado	Toda la planta
4	Mensualmente	Alto	Planta y alrededores
5	De forma constante	Catastrófica	Toda la región

Tabla 7-4. Matriz de riesgo de los distintos impactos ambientales.

Identificación del impacto		Evaluación de la significancia del impacto				
Aspectos ambientales	Identificación	Impactos ambientales asociados	Impacto ambiental			
			Frecuencia	Severidad	Magnitud	Total
Modificación del terreno	Movimiento de tierras	Pérdida de la biodiversidad del suelo.	1	4	4	9
	Movimiento de vehículos	Alteración de las características del suelo, generación de ruido y consumo de combustibles.	1	2	3	6
Construcción y acondicionamiento de la planta	Construcción de la planta	Pérdida de biodiversidad, contaminación del aire y generación de residuos.	1	4	4	9
	Uso de maquinaria pesada	Agotamiento de recursos naturales, alteración del paisaje y de la fauna.	1	3	4	8
Consumo de recursos naturales	Agua	Agotamiento de un recurso natural no renovable.	5	5	5	15
	Energía eléctrica	Agotamiento de un recurso natural no renovable.	5	3	4	12
	Gas natural	Agotamiento de un recurso natural no renovable.	5	4	3	12
Generación de emisiones atmosféricas	Gases de combustión debido al gas natural	Generación de gases de efecto invernadero y contaminación de la atmósfera.	5	3	4	12
	Hidrógeno	Contaminación atmosférica, contribución al cambio climático.	2	3	4	9
	Vapor de agua	Calentamiento global, agudización de los efectos de GEI.	4	3	4	11
	Ruido	Daños a la salud de los seres humanos y migración de especies de su hábitat natural.	5	2	2	9
Generación de efluentes líquidos	Agua de proceso	Contaminación de suelos y cursos de agua.	5	1	4	10

Generación de residuos líquidos	Agua helada	Contaminación de suelos y cursos de agua.	2	1	2	5
	Fluido refrigerante	Contaminación de suelos y cursos de agua. Disminución de la capa de ozono y contaminación atmosférica.	2	5	4	11
	Fluido calefactor	Contaminación de suelos y cursos de agua.	2	2	3	7
	Aceites lubricantes	Contaminación de suelos y cursos de agua.	2	2	3	7
	DMSO	Contaminación de suelos y cursos de agua. Tóxico en altas concentraciones para fauna acuática.	1	2	1	4
Generación de residuos sólidos	Catalizador	Contaminación de suelos y cursos de agua. Afectación a la salud de las poblaciones cercanas, flora y fauna.	2	4	4	10
	Residuos sólidos comunes (orgánicos)	Generación de residuos. Contaminación de suelos y cursos de agua.	4	1	2	7
	Residuos sólidos comunes (reciclables)	Generación de residuos no biodegradables. Contaminación de suelos y cursos de agua.	4	2	2	8
	Residuos sólidos industriales	Generación de residuos peligrosos. Contaminación de suelos, atmósfera y cursos de agua.	3	3	3	9
Riesgo de explosión	Calderas	Contaminación de la atmósfera circundante alta e impacto medio sobre suelo y agua. Daño sobre la salud de los trabajadores, la integridad de los equipos y el ambiente circundante.	1	5	4	10
	Reactores		1	5	4	10
Riesgo de incendio	Fuga de hidrógeno	Daño sobre la salud de los trabajadores, sobre la integridad de los equipos y materiales y sobre el ambiente circundante.	1	5	4	10
	Presencia de líquidos inflamables		1	5	4	10
Derrame de líquidos	Derrame de líquidos no biodegradables o aceites	Contaminación de suelos. Afectación a la salud de flora y fauna.	1	4	4	9

7.6 Medidas preventivas y correctoras

En función de lo decretado por la matriz de riesgo, se detectaron 4 fuentes de impacto ALTO, 18 de impacto MEDIO y 3 de impacto BAJO. En la Figura 7.1 se muestra un gráfico donde se detalla la composición del impacto ambiental de la planta.

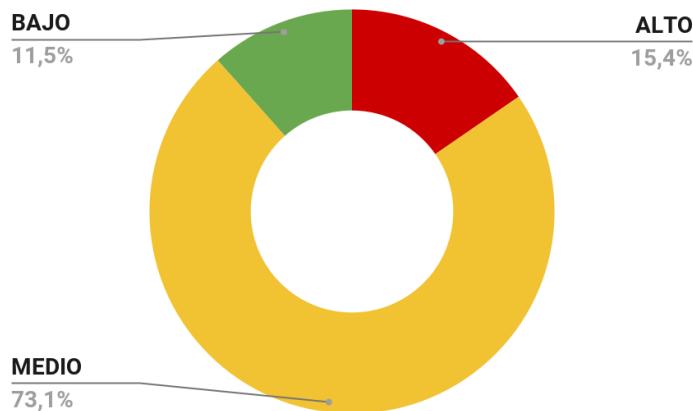


Figura 7.1 - Composición del impacto ambiental de la planta de acetaldehído.

Entre las amenazas que suponen un riesgo ALTO se ubican aquellas vinculadas con la utilización de recursos naturales agotables y la emisión de gases de combustión a la atmósfera. Las amenazas de impacto MEDIO representan una amplia mayoría de entre las relevadas, y varias de ellas cuentan con puntajes cercanos a la cota superior del rango. Por este motivo, no pueden ser subestimadas a la hora de idear estrategias de mitigación y prevención de daños.

En función de lo mencionado, en este apartado se busca establecer medidas preventivas o de corrección para las acciones identificadas a lo largo del capítulo.

7.6.1 Consumo de recursos naturales

Como el uso de recursos naturales no renovables es imprescindible para la realización del proyecto, debe existir la premisa de orientar esfuerzos hacia la reducción de su consumo. Un uso desmedido e irresponsable de estos recursos agudiza la problemática y favorece su agotamiento.

7.6.1.1 Consumo de agua

Desde el diseño de la planta, se concibe la presencia de circuitos cerrados para la operación de la torre de enfriamiento y la caldera de vapor. De esta forma se reduce significativamente la demanda de agua. La implementación de este tipo de circuitos asegura la minimización de un requerimiento continuo de agua proveniente de la red.

Se propone para ambos circuitos la instalación un sistema de control con medidores de caudal que monitoreen el flujo de agua, y realicen la reposición de manera automática únicamente cuando se detecte un faltante respecto del caudal de diseño.

Adicionalmente, se plantea incorporar un sistema de monitoreo que envíe una alerta al operario encargado en caso de que se detecte un déficit pronunciado de agua en alguno de los circuitos. En caso de que esto ocurra, se activa un protocolo de inspección de fugas para determinar cuál es el causante del descenso en el caudal.

En tanto, se propone también que la corriente de agua efluente de la torre T-105 pueda ser utilizada como caudal de reposición para estos circuitos. Este agua proviene de la mezcla azeotrópica etanol-agua que es alimentada al reactor desde la planta de bioetanol. Es la fracción remanente de esa corriente que se corresponde con el etanol convertido a acetaldehído.

Previamente en el Capítulo 6 se realizó el cálculo de reposición de agua para la caldera y la torre de enfriamiento, siendo el resultado $18,75 \text{ m}^3/\text{hr}$. Si se hace uso de la corriente de salida de la torre T-105 se puede cubrir cerca de un 2% de la reposición y de esta forma se elimina una corriente de salida de la planta.

$$\text{Caudal}_{\text{Agua T-106}} = \frac{125,6 \text{ kg/hr}}{997 \text{ kg/m}^3} = 0,195 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\% \text{ de Reposición cubierta} = \frac{0,195 \text{ m}^3/\text{hr}}{18,75 \text{ m}^3/\text{hr}} \cdot 100\% = 1,04\%$$

7.6.1.2 Consumo de energía eléctrica

La mayor parte del consumo energético de la planta se debe a los equipos que conforman el proceso, como compresores, bombas, forzadores, etc. A la hora de decidir qué equipamiento adquirir, la eficiencia debe adoptarse como factor importante, ya que componentes de baja eficiencia provocan un mayor consumo y, por ende, un grave impacto ambiental. Esto se torna especialmente grave si se tiene en cuenta que el consumo de energía eléctrica es uno de los que presenta impacto ALTO.

Por otro lado, se propone confeccionar un plan de inspección y mantenimiento periódico de los equipos conectados a corriente en la planta, a fin de detectar la presencia de irregularidades que puedan disminuir la eficiencia del proceso o poner en riesgo la integridad de personas y equipos.

7.6.1.3 Consumo de gas natural

Se deben escoger modelos de calderas que garanticen una alta eficiencia en la combustión. Las mismas deben tener un sistema de control integrado que pueda regular rápidamente el caudal de gas alimentado al quemador en función de la demanda de vapor o fluido térmico. Además, debe

estar correctamente ajustada la relación aire:combustible para asegurar una combustión eficiente y evitar el consumo excesivo de gas.

Otra opción que ayuda a reducir el consumo de gas incluye la instalación de sistemas de recuperación de calor para capturar la energía liberada por los gases de combustión y emplearlos para precalentar el agua que ingresa a la caldera. Esta alternativa requiere sin embargo de una inversión adicional a la ya estimada.

Sí bien requiere de equipamiento y tecnología que actualmente se encuentra aún en fase de desarrollo, puede imaginarse a futuro la posibilidad de utilizar parte del hidrógeno producido en la planta como combustible para las calderas.

7.6.2 Control de vehículos, equipos y maquinarias pesadas

En la etapa de movimientos de suelos y construcción de la planta, se debe contratar a personal especializado en el gerenciamiento de residuos de obra gruesa para remover correctamente las partículas y escombros procedentes de las excavaciones. Al finalizar la obra, se deben ejecutar tareas de limpieza fina de los restos para poder comenzar con la operación de la planta de manera segura. Se debe monitorear el nivel de ruido de la maquinaria empleada a fin de mantener la emisión acústica dentro de los límites aceptables.

El hecho de tener las plantas de etanol y acetaldehído adyacentemente permite reducir notablemente las operaciones de logística y transporte de materia prima, y por ende, las emisiones provenientes de los vehículos de carga.

Por otro lado, se propone diagramar un cronograma eficiente para la carga de producto en camiones, que sea compatible con el ya existente para la planta de bioetanol. De esta forma, los vehículos encargados de transportar los productos cubrirán la ruta entre el Parque Industrial de General Conesa y los centros de distribución siguiendo un plan logístico optimizado.

7.6.3 Emisiones

La emisión de gases producto de la combustión está directamente aparejada con el consumo de combustible en las calderas. Aunque al quemar gas natural se libera dióxido de carbono y vapor de agua a la atmósfera, una combustión incompleta provoca la emisión de gases de mayor poder contaminante, como lo son el monóxido de carbono y el hollín. Por ese motivo, es indispensable la adquisición de calderas que incluyan un regulador de entrada de aire para lograr la combustión completa. Las demás consideraciones ya mencionadas en el apartado de consumo de gas natural resultan de importancia para minimizar el impacto de las emisiones.

En relación al vapor de agua, se debe contar con una operación eficiente de los circuitos de la torre de enfriamiento y caldera de vapor. Es en estos dos ciclos donde se producen las mayores salidas de vapor de la planta, ya sea por la evaporación del agua de torre como por las purgas de la caldera.

En cuanto al hidrógeno, se propone implementar un programa de mantenimiento e inspección de todos los equipos donde se procese o almacene este gas. El alcance de esta medida comprende los intercambiadores y cañerías a la salida del reactor, el separador flash, los compresores, la torre de absorción y los tanques de almacenamiento. Esto además es de utilidad para mitigar el riesgo de incendio por hidrógeno.

7.6.4 Ruido

El Decreto 351/79^[7,18] establece diferentes medidas que deben ser implementadas en industrias para controlar las emisiones de ruido. Entre las mismas se incluye la medición del nivel de ruido para establecer los límites de exposición a los que pueden estar sometidos los operarios.

También se propone la instalación de materiales aislantes acústicos en zonas de la planta donde se emplacen equipos con piezas móviles que puedan emitir ruido constantemente (en especial compresores y bombas). Se debe tener especial cuidado en utilizar materiales que sean compatibles con las demás fuentes de impacto ambiental. Esta medida además ayuda a mitigar el impacto puertas afuera de la planta: las ondas sonoras que abandonan el recinto son menores en cantidad e intensidad al ser atenuadas previamente por los materiales aislantes.

7.6.5 Reducción de residuos

Como se mencionó en las secciones anteriores, la planta es una fuente generadora de residuos. Entre los materiales generados durante la operación de la planta que están destinados a ser desechados, se pueden diferenciar los siguientes tipos:

- Residuos inertes: son aquellos que no resultan peligrosos para el medio ambiente ni para la salud de los seres vivos. En esta categoría, se encuentran el escombro, cenizas y materiales similares que son muy frecuentes en las operaciones industriales.
- Residuos peligrosos: son los que presentan propiedades físicas, químicas o biológicas que representan un riesgo para la salud de los seres vivos o para el medio ambiente. Se componen principalmente de sustancias tóxicas, corrosivas, inflamables o biológicamente peligrosas.
- Residuos orgánicos: son aquellos que tienen un origen biológico, como los restos de alimento de comedores y oficinas.

- Residuos reciclables: son aquellos materiales que pueden ser procesados y transformados en nuevos productos o materias primas a través del reciclaje. Son residuos que conservan sus propiedades físicas y químicas por lo que pueden ser utilizados nuevamente. En esta categoría se incluye el papel, cartón, plásticos, vidrios, metales y telas.

Es importante durante la operación de la planta intentar minimizar la generación de residuos y hacer un tratamiento de los residuos generados para disminuir el impacto que tienen sobre el medio ambiente y la salud de los seres vivos.

En primer lugar, es recomendable hacer un análisis exhaustivo de los procesos productivos para identificar aquellas áreas donde sea posible reducir la generación de residuos y lograr tanto un uso más eficiente de las materias primas como una reducción de las pérdidas de producto.

Además, la cantidad de residuos puede disminuir considerablemente si se capacita al personal sobre la importancia de no producir una gran cantidad de desechos y educar sobre una correcta manipulación de las materias primas y sustancias químicas para minimizar los desperdicios.

Una medida posible para disminuir el impacto de los residuos generados por la planta es el reciclaje. Para esto, se deben separar, lavar y secar aquellos residuos que puedan ser reciclados. Luego, se los transporta a una planta de reciclaje donde se los convierte nuevamente en materias primas.

Por otro lado, los residuos orgánicos que no puedan ser reciclados deben ser compostados. El compostaje de residuos orgánicos es un proceso natural que permite descomponer la materia orgánica y convertirla en un *compost*, es decir, en un material rico en nutrientes que se puede utilizar posteriormente como fertilizante. Para realizar esta práctica, se debe disponer de un contenedor con agujeros que permitan el pasaje de aire y el drenaje del exceso de humedad. El proceso consiste en depositar los residuos orgánicos dentro del contenedor, triturarlos para acelerar su descomposición y mezclarlos. Se recomienda no utilizar desechos de origen animal ya que pueden atraer plagas. El compost debe mantenerse húmedo y se debe revolver periódicamente para evitar malos olores. Cuando presenta un aspecto a tierra y no tiene olores, ya está listo para ser usado como fertilizante para el suelo.

Como se mencionó en la sección 7.5.2.5, la planta produce residuos sólidos peligrosos como lo son el catalizador, los envases de productos químicos y los materiales de laboratorio contaminados con muestras, entre otros.

La disposición final de los desechos de cromo provenientes del catalizador se realiza por lo general en suelos, en lineamiento con procedimientos estrictos para asegurar que se encuentre en su forma trivalente. Por este motivo, los compuestos de Cr(VI) necesariamente deben ser

reducidos previamente a Cr(III)^[7,19]. El catalizador empleado en los reactores está compuesto por cromita de cobre, CuCr₂O₄, donde el cromo tiene estado de oxidación +3. Sin embargo, no puede descartarse que se produzcan fenómenos químicos que provoquen la formación de compuestos de Cr(VI) durante su operación, por lo que debe contemplarse este escenario.

La trazabilidad sobre estos residuos se realiza siguiendo los lineamientos de la Ley N° 24.051 sobre Residuos Peligrosos^[7,20]. Esta reglamentación establece que la planta debe estar inscripta en el Registro Nacional de Generadores y Operadores de Residuos Peligrosos, y que todos los procedimientos de disposición de residuos peligrosos debe realizarse manteniendo estricta documentación sobre el origen y manipulación de los mismos.

Para desechar tanto el catalizador como los demás residuos industriales, se requiere la contratación de empresas especializadas en la gestión de este tipo de residuos para asegurar una segura disposición en materia ambiental.

Ya con un horizonte temporal más lejano, se podrían destinar recursos a la experimentación y desarrollo de otras alternativas de catalizador que sean menos dañinas para el medio ambiente. Muchos soportes se han estudiado a pequeña escala para la deshidrogenación de etanol, y en varios se ha arribado a resultados prometedores. Sin embargo, el mayor desafío se encuentra a la hora de escalar dichos experimentos hasta niveles industriales, donde el catalizador es utilizado exhaustivamente de forma continua.

7.6.6 Tratamiento de efluentes líquidos

7.6.6.1 Corrientes efluentes

La única corriente que abandona continuamente la planta como efluente líquido es la de agua de fondo de la torre T-105. Como previamente se mencionó en la sección de Consumo de agua, se propone utilizarla como caudal de reposición de los circuitos de la torre de enfriamiento y la caldera de vapor.

Como la misma puede contener algunas trazas de otros compuestos, esencialmente DMSO, se propone adicionalmente realizar ensayos de laboratorio de forma periódica para analizar su composición y desestimar posibles efectos indeseados sobre el proceso.

7.6.6.2 Residuos líquidos

El fluido calefactor, el refrigerante, el DMSO y los aceites y lubricantes deben ser dispuestos de acuerdo con las exigencias de la Ley 24.051 de Residuos Peligrosos. Para ello se propone su incorporación al programa de gestión de desechos industriales de la planta de bioetanol,

mediante la contratación de empresas dedicadas específicamente al transporte y disposición de estas sustancias.

7.6.7 Riesgo de explosión

En primer lugar, se torna imperante mantener una ventilación dentro de todos los espacios de la planta, garantizando la correcta circulación y un recambio de aire constante.

En los puntos del sistema donde haya presencia de líquidos inflamables, en especial a altas temperaturas, se deben instalar sistemas de control correctamente diseñados. Deben instalarse también válvulas de seguridad adecuadamente seteadas y calibradas en equipos que operan a presión y cada una determinada distancia de cañería en las líneas de proceso. El mantenimiento y calibrado de estos dispositivos debe efectuarse regularmente.

Por otro lado, se propone ubicar las calderas en una zona apartada de los principales equipos de proceso, con elementos de protección en sus inmediaciones: paredes que otorguen mayor resistencia, puertas metálicas resistentes, extintores, etc.

Las instalaciones eléctricas deben contar con todos los elementos de seguridad pertinentes y cumplir con los requerimientos *a prueba de incendio y explosiones*, es decir, que están testeadas para no producir chispas y operar en entornos donde hay presencia de compuestos inflamables. Se debe confeccionar un plan de verificación periódica de las instalaciones para relevar el estado de cables y conexiones.

Los operarios deben recibir una capacitación completa y rigurosa respecto de la manipulación de los compuestos inflamables presentes en la planta. También deben confeccionarse estrictos programas de supervisión y mantenimiento de los tanques de almacenamiento de compuestos inflamables (etanol, acetaldehído, acetato) y de calderas. Los mismos deben incluir inspecciones periódicas sobre estos equipos. Por último, la confección de un plan completo de emergencia es indispensable para establecer unívocamente los pasos a seguir en caso de una contingencia.

7.6.8 Riesgo de incendio

Para mitigar el riesgo de incendio en la planta se debe, como base, seguir los lineamientos del Decreto N° 351/79 de Higiene y Seguridad en el Trabajo. El mismo establece las acciones mínimas necesarias para contar con un sistema de protección adecuado ante un eventual incendio. De esta forma, la planta debe contar con salidas de emergencia dispuestas estratégicamente para la evacuación del recinto, extintores compatibles con los materiales y compuestos presentes en la planta, señalización, luces de emergencia y mecanismos de

ventilación suficientes. En la zona donde se ubicarán las calderas se propone la instalación de un muro cortafuegos en la vinculación con el resto de la planta.

En el caso particular del hidrógeno, en caso de provocar un incendio emite una llama de color muy tenue que es prácticamente imperceptible para el ojo humano. Por este motivo, se propone instalar detectores específicos de este gas y cámaras de imagen térmica que emitan una señal de alarma en caso de detectar la presencia de fugas.

Por otro lado, se confeccionará un plan de evacuación en caso de incendios que contemple un accionar rápido y seguro, en conjunto con un programa de capacitación y concientización de todo el personal afectado por la planta, tanto operarios como supervisores y administrativos.

7.6.9 Control de posibles accidentes

Es necesario tener en cuenta la posibilidad de ocurrencia de eventos no deseados, que pueden considerarse como accidentes. Dado que no es posible detectar cómo, cuándo y de qué forma se dará el accidente y la medida instantánea a tomar en caso de su ocurrencia, se deben considerar medidas preventivas constantes con el fin de minimizar la aparición de estos eventos. Todo el personal debe tener responsabilidades asociadas a sus roles. Tales como:

- *Dirección de la empresa*: cumplir legislaciones, establecer normas de seguridad, delimitar las responsabilidades, proporcionar lugares seguros de trabajo, proveer elementos de protección personal e implementar capacitaciones en riesgos, realizar y/o gestionar los exámenes de salud a los trabajadores.
- *Trabajadores*: cumplir normas de higiene y seguridad en el trabajo, asistir a exámenes de salud y capacitaciones, detectar riesgos e informar accidentes.
- *Supervisión*: inculcar hábitos seguros, controlar, detectar riesgos e investigar accidentes.
- *Medicina laboral*: efectuar exámenes de salud y el seguimiento de accidentados, colaborar con la investigación de accidentes y factores de riesgo, efectuar acciones de educación sanitaria, socorristismo y vacunación.
- *Área de higiene y seguridad*: controlar el cumplimiento de las normas, explicar funcionamiento de elementos de protección, elaborar reglamentaciones y textos.

7.6.10 Indicadores de medición

Con el objetivo de evitar excesos en el uso de los servicios provenientes de recursos naturales (energía eléctrica, agua y gas), se establecen límites de consumo por unidad de producto. Los mismos se calculan a partir de los consumos determinados en los Capítulos 5 y 6, para una operación al 100% de la capacidad de la planta. Se adopta como parámetro la capacidad nominal de la planta, es decir, 20.000 toneladas anuales de acetaldehído.

Se realiza un monitoreo de los tres servicios que implican un impacto ALTO (gas natural, energía eléctrica y agua), y se contempla un margen de un 10% respecto del mínimo necesario por posibles contratiempos en la producción. En la Tabla 7-4 se detallan los mencionados límites.

Tabla 7-4. Límites de consumo de la planta.

Servicio	Tasa de consumo	Requerimiento mínimo	Consumo máximo (inc. 10% de margen)
Agua	9,95 m ³ /hr	8,23 m ³ /ton	9,1 m ³ /ton
Energía eléctrica	1218 kW	533,4 kWh/ton	586,8 kWh/ton
Gas natural	1052 m ³ /hr	461,1 m ³ /ton	507,2 m ³ /ton

Todas las modificaciones que se realicen sobre el proceso, ya sea por incorporación/recambio de equipamiento o cambios de parámetros operativos, se debe contemplar que estos límites no se vean sobrepasados. En caso de superar los valores establecidos, se estaría infringiendo el compromiso de la planta por mantener un sistema de gestión ambiental realmente orientado a minimizar el impacto en el medioambiente.

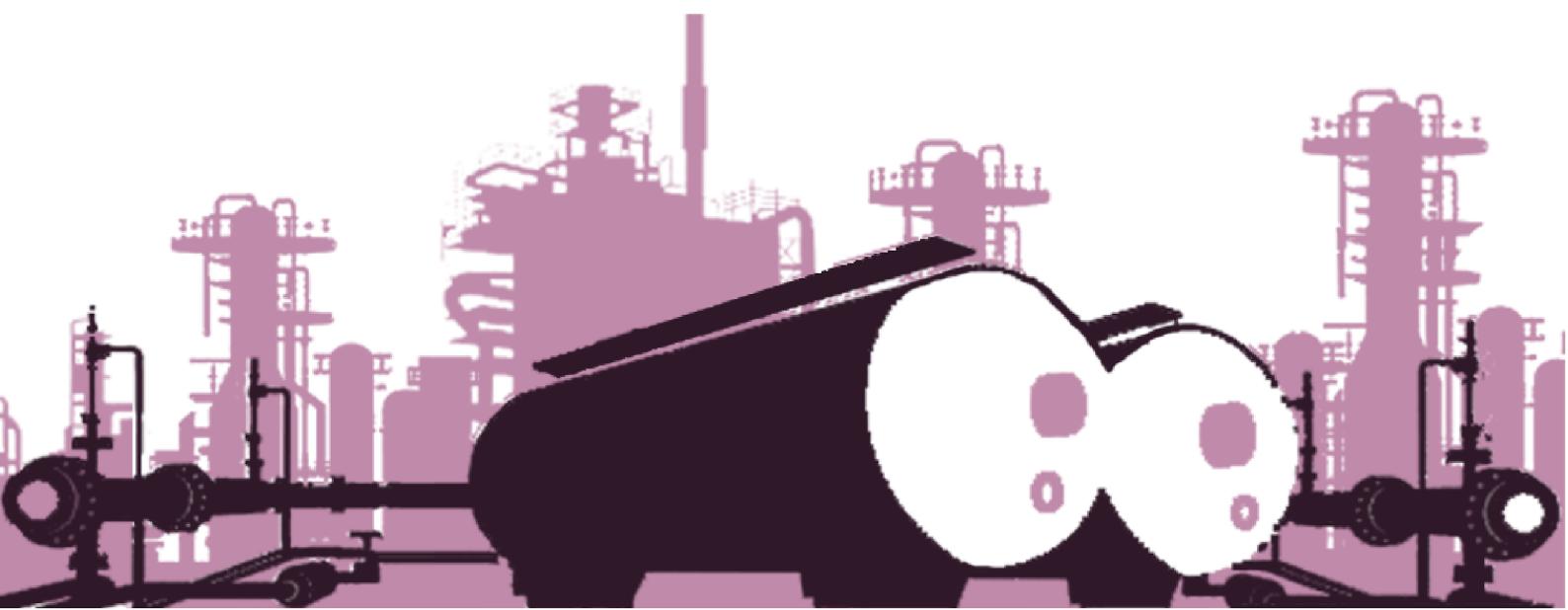
7.7 Bibliografía

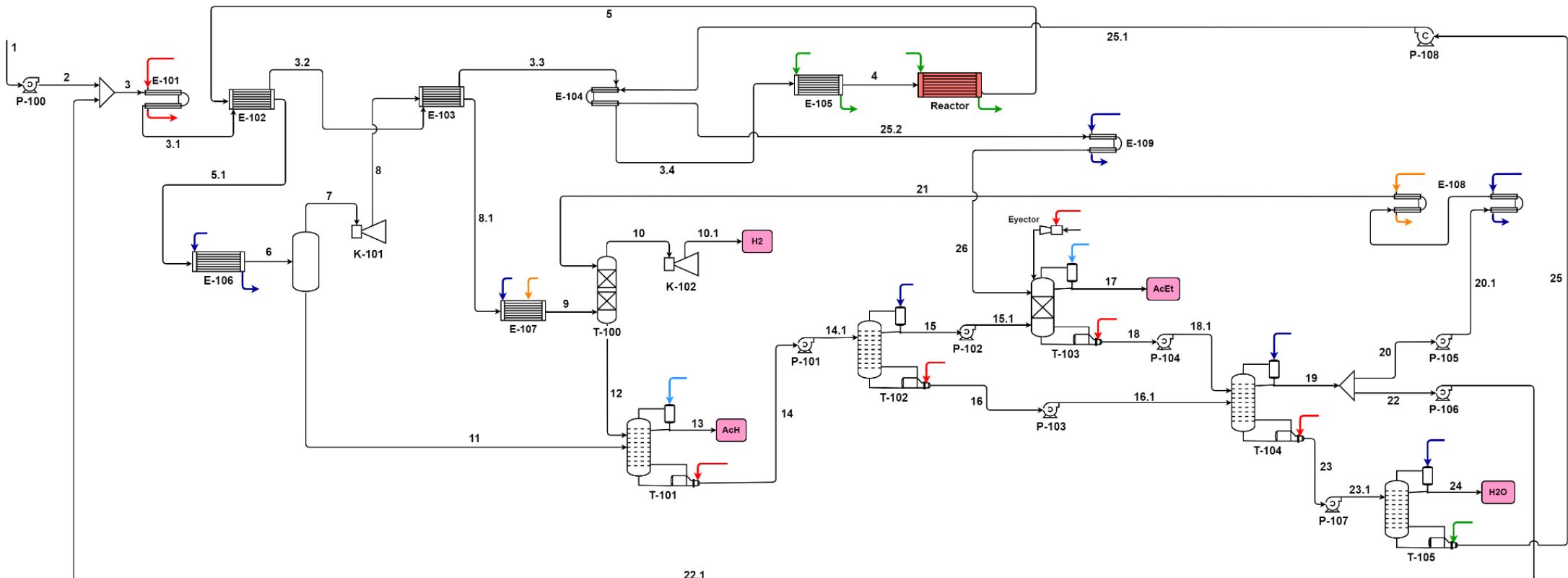
- [7.1] IRAM. IRAM-ISO 14001:2015. Norma Argentina. Sistemas de gestión ambiental. Requisitos con orientación para su uso. Tercera edición. 2015.
- [7.2] Nueva ISO 14001. ¿Cómo implementar un buen Sistema de Gestión Ambiental?. Enero de 2018. Consultado en línea en: www.nueva-iso-14001.com/2018/01/implementar-sistema-de-gestion-ambiental/
- [7.3] Ley Nacional 25.675. Ley General de Ambiente. Ministerio de Justicia y Recursos Humanos. Noviembre de 2002.
- [7.4] Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico de España. Gas natural y medio ambiente. Vicepresidencia Tercera del Gobierno.
- [7.5] Warwick, Griffiths, Keeble, Archibald, Pyle, Shine. Atmospheric implications of increased hydrogen use. Department for Energy Security and Net Zero and Department for Business, Energy & Industrial Strategy. Abril de 2022.
- [7.6] Frazer-Nash Consultancy. Fugitive Hydrogen Emissions in a Future Hydrogen Economy. Marzo de 2022.
- [7.7] Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente. ¿Sabes cómo se calienta la atmósfera a causa de los gases de efecto invernadero?. Enero de 2022.
- [7.8] Dlugokencky, Houweling, Dirksen, Schröder, Hurst, Forster y la Secretaría de la OMM. Observación del vapor de agua. Organización Meteorológica Mundial. Volumen 65 (2). 2016.
- [7.9] Velasco Abásolo. El ruido en la Industria. Mutua de Accidentes de Trabajo y Enfermedades Profesionales de la Seguridad Social de Vizcaya
- [7.10] Staples, Williams, Craig, Roberts. Fate, effects and potential environmental risks of ethylene glycol: a review. Chemosphere. Volumen 43. 2001.
- [7.11] Danfoss. Sustitución del R404A. Enero de 2019. Consultado en línea en: www.danfoss.com/es-mx/about-danfoss/news/dcs/replacing-r404a-we-are-ready-when-you-are/#:~:text=%C2%BF Cu%C3%A1les%20son%20los%20mejores%20sustitutos,y%2065%25%20en%20el%20GWP
- [7.12] Darment. R448A refrigerant – an excellent replacement for R404A. Consultado en línea en: www.darment.eu/refrigerant/r448a/
- [7.13] Duratherm Heat Fluids. Hoja de seguridad - Duratherm HF-FG. Diciembre de 2016.
- [7.14] Ortiz Alvarez, Piloto Rodríguez. Aceites lubricantes usados, una alternativa energética. Grupo de Combustibles Alternativos. Universidad Tecnológica de La Habana. 2019.
- [7.15] U.S Environmental Protection Agency. Requirement of a Tolerance for Dimethyl Sulfoxide. Office of Prevention, Pesticides and Toxic Substances. Junio de 2006.
- [7.16] Prasad, Kumar Yadav, Kumar, Gupta, Cabral-Pinto, Rezania, Radwan, Alam. Chromium contamination and effect on environmental health and its remediation: A sustainable approach. Journal of Environmental Management. Volumen 285. 2021.
- [7.17] Gobierno de Río Negro. Energía. Consultado en línea en: www.rionegro.gov.ar/energia
- [7.18] Decreto 351/79. Higiene y Seguridad en el Trabajo. Ministerio de Justicia y Derechos Humanos. Febrero de 1979.
- [7.19] Wilbur, Abadin, Fay, et al. Toxicological Profile for Chromium. Production, Import/Export, Use and Disposal. National Library of Medicine. Septiembre de 2012.
- [7.20] Ley Nacional 24.051. Residuos Peligrosos. Ministerio de Justicia y Recursos Humanos. Diciembre de 1991.

Estudio de factibilidad de producción de acetaldehído a partir de bioetanol

ANEXO A

Diagrama de la planta





Duratherm HF
Vapor de agua
Agua de torre
Agua helada
Fluido refrigerante

#	1	2	3	3.1	3.2	3.3	3.4	4	5	5.1	6	7
Temperatura [°C]	77,8	77,8	77,8	102,6	102,6	102,6	102,6	285	268	112,6	50	50
Presión [kPa]	101,3	300	300	300	300	300	300	230	150	150	150	150
Caudal másico [kg/hr]	3277	3277	6784	6784	6784	6784	6784	6784	6784	6784	6784	3608
Caudal másico [ton/año]	28706,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Composición másica (%)

Etanol	96	96	95,5	95,5	95,5	95,5	95,5	95,5	49	49	49	25,8
Agua	4	4	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	4,5	2,4
Acetaldehído	0	0	0	0	0	0	0	0	42,2	42,2	42,2	65,5
Hidrógeno	0	0	0	0	0	0	0	0	2	2	2	3,8
Acetato de etilo	0	0	0	0	0	0	0	0	2,3	2,3	2,3	2,5
DMSO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

#	8	9	10	10.1	11	12	13	14	14.1	15	15.1	16
Temperatura [°C]	158,7	0,7	-13,42	20	50	7,1	17,5	81,7	81,7	72,4	72,1	80,3
Presión [kPa]	600	600	600	20000	150	600	101,3	120	400	101,3	400	110
Caudal másico [kg/hr]	3608	3608	140,8	140,8	3176	4667	2872	4972	4972	489	489	4483
Caudal másico [ton/año]	-	-	1233,4	1233,4	-	-	25158,7	-	-	-	-	-

Composición másica (%)

Etanol	25,8	25,8	2	2	75,4	44,3	0,1	89,7	89,7	65,8	65,8	92,3
Agua	2,4	2,4	0	0	6,9	3,2	0,1	7,3	7,3	4,2	4,2	7,7
Acetaldehído	65,5	65,5	0	0	15,8	50,6	99,7	0	0	0	0	0
Hidrógeno	3,8	3,8	98	98	0	0	0	0	0	0	0	0
Acetato de etilo	2,5	2,5	0	0	1,9	1,9	0,1	0	0	30	30	0
DMSO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

#	16.1	17	18	18.1	19	20	20.1	21	22	22.1	23	24
Temperatura [°C]	80,3	28,5	67	67	78,1	78,1	78,1	-15	78,1	78,1	143,3	99,8
Presión [kPa]	400	15	20	400	101,3	101,3	600	600	101,3	300	110	101,3
Caudal másico [kg/hr]	4483	147	1123	1123	4699	1200	1200	1200	3499	3499	906,7	125,6
Caudal másico [ton/año]	-	1287,7	-	-	-	-	-	-	30651,2	-	-	1100,3

Composición másica (%)

Etanol	92,3	0,3	28,6	28,6	95	95	95	95	95	95	0	0
Agua	7,7	0	1,8	1,8	5	5	5	5	5	5	14,3	100
Acetaldehído	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hidrógeno	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acetato de etilo	0	99,7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DMSO	0	0	69,6	69,6	0	0	0	0	0	0	85,7	0

25 25.1 26

Temperatura [°C]	190,7	190,7	50
Presión [kPa]	101,3	400	400
Caudal másico [kg/hr]	781	781	781
Caudal másico [ton/año]	-	-	-

Composición másica (%)

Etanol	0	0	0
Agua	0	0	0
Acetaldehído	0	0	0
Hidrógeno	0	0	0
Acetato de etilo	0	0	0
DMSO	100	100	100