FACULTAD DE INGENIERÍA

UNIVERSIDAD NACIONAL de MAR DEL PLATA

Trabajo Final de Carrera:

Diseño de Planta Industrial para la producción de Alcoholes Grasos Saturados a partir de Ácidos Grasos

Autores:

- Ciani, Julieta
- Capano, Alan Nahuel
- Spognardi, Tobías
- Teper Marinelli, Lautaro

Directores:

- Castañer, Julieta
- García de la Mata, Manuel
- Marcovich, Norma
- Soule, Ezequiel

Fecha: Marzo 2022

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

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

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

Esta obra está bajo una Licencia Creative Commons Atribución-NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional.

FACULTAD DE INGENIERÍA

UNIVERSIDAD NACIONAL de MAR DEL PLATA

Trabajo Final de Carrera:

Diseño de Planta Industrial para la producción de Alcoholes Grasos Saturados a partir de Ácidos Grasos

Autores:

- Ciani, Julieta
- Capano, Alan Nahuel
- Spognardi, Tobías
- Teper Marinelli, Lautaro

Directores:

- Castañer, Julieta
- García de la Mata, Manuel
- Marcovich, Norma
- Soule, Ezequiel

Fecha: Marzo 2022

Agradecimientos especiales a nuestros docentes durante la carrera por la formación y su comprometida labor en la enseñanza; a nuestros compañeros de aula por los debates, reuniones y las jornadas de estudio grupales, fundamentales en nuestro desarrollo personal, profesional y académico; a nuestros familiares por habernos acompañado en el camino durante todos estos años; y en último lugar a la Universidad Pública, espacio que nos permite a dia de hoy presentar el siguiente trabajo para obtener el título de Ingenieros Químicos.

ÍNDICE

CAPÍTULO 1 11

RESUMEN EJECUTIVO 12

OBJETIVOS 14

1.1 Introducción 14

1.2 Materia prima 15
- 1.2.1 Sebo: punto de partida para la síntesis de ácidos grasos 15
- 1.2.2 Ácidos grasos 19

1.3 Productos 22
- 1.3.1 Alcoholes grasos 22
  - 1.3.1.1 Alcohol Cetílico 23
  - 1.3.1.2 Alcohol Estearílico 24
  - 1.3.1.2 Alcohol Miristílico 24
- 1.3.2 Especificaciones de calidad de los productos 25

1.4 Procesos Productivos 26
- 1.4.1 Alcoholes grasos 26
  - 1.4.1.1 Proceso Lurgi (Wax Ester Route) 27
  - 1.4.1.2 Proceso Cognis o Proceso Henkel 29
  - 1.4.1.3 Procesos de Ziegler 31
    - 1.4.1.3.1 Proceso Alfol 31
    - 1.4.1.3.2 Proceso Epal 32
    - 1.4.1.3.3 Comparación 32
  - 1.4.1.4 Proceso Oxo 33
  - 1.4.1.5 Oxidación de Bashkirov 34
  - 1.4.1.6 Ingeniería metabólica 35

1.5 Selección del proceso 36

1.6 Destilación de alcoholes grasos 37

1.7 Consumo de alcoholes grasos en la región y el mundo 38
- 1.7.1 Mercado mundial 38
- 1.7.2 Mercado regional 40
- 1.7.3 Mercado argentino 41

1.8 Rendimiento máximo 42

1.9 Locación de la planta productiva 43
- 1.9.1 Ubicación actual de la planta 43
- 1.9.2 Análisis de locaciones 43

1.9.3 Otras posibles locaciones 46
1.9.3.1 NOA 46
1.9.3.2 Córdoba 47
1.9.4 Recomendación 49

1.10 Capacidad de planta 49

1.11 Justificación preliminar del proyecto 49

CAPÍTULO 2 52

RESUMEN EJECUTIVO 53

OBJETIVOS 55

2.1 Introducción 55

2.2 Diagrama de flujo 56
2.2.1 Subplanta de reactor 58
2.2.2 Subplanta de separación y purificación 59

2.3 Reacciones 60
2.3.1 Reacciones principales 61
2.3.1.1 Esterificación 61
2.3.1.2 Hidrogenación de ésteres 61
2.3.2 Reacciones Secundarias 62
2.3.2.1 Hidrogenación de dobles enlaces 62
2.3.2.2 Hidrogenación de alcoholes 63
2.3.2.3 Hidrogenólisis del enlace C-C 64

2.4 Catalizadores 64
2.4.1 Basados en Cobre 65
2.4.1.1 Procesos de lechada 65
2.4.1.2 Procesos de lecho fijo 65
2.4.2 Basados en Níquel 66
2.4.3 Basados en Zinc 66
2.4.4 Elección del tipo de catalizador 66

2.5 Reacciones indeseadas y equilibrios químicos 67

2.6 Capacidad de planta 69
2.6.1 Capacidad de producción 69
2.6.2 Efectividad global de proceso 70
2.6.2.1 Disponibilidad (D) 70
2.6.2.2 Porcentaje de producto conforme (%PC) 70
2.6.2.3 Performance (P) 71
2.6.2.4 EGP 72
2.6.3 Capacidad de diseño 72

2.7 Balances de masa 73
2.7.1 Visualización completa del proceso a caja negra 73
2.7.2 Caudales en la alimentación de ácidos grasos 74
2.7.3 Caudales ideales de alcoholes grasos producidos 75
2.7.4 Aproximación al caudal de catalizador 76
2.7.5 Balances de masa en estado estacionario 77
2.7.5.1 Balance en el proceso global 77
2.7.5.2 Balance en el reactor 78
2.7.5.3 Balance en el separador flash 80
2.7.5.4 Balance en el separador de agua 81
2.7.5.5 Balance en el separador de catalizador 83
2.7.5.6 Balance en la etapa de purificación final 84

CAPÍTULO 3 87

RESUMEN EJECUTIVO 88

OBJETIVOS 90

3.1 Introducción 90

3.2 Selección de modelo Termodinámico 90

3.3 Balance de Masa del reactor 91

3.4 Esterificación 93

3.5 Hidrogenación 94
3.5.1 Factores que afectan la velocidad de reacción 94
3.5.2 Tratamiento algebraico de la cinética 96
3.5.2.1 Lineamientos iniciales 96
3.5.2.2 Catalizador (□) 98
3.5.2.3 Constantes cinéticas 98
3.5.3 Factores pre-exponenciales, energías de activación y expresión cinética final 100
3.5.3.1 Peso molecular promedio de ésteres y densidad de líquido efluente 100
3.5.3.2 Tratamiento de la reacción directa de hidrogenación 101
3.5.3.3 Tratamiento de la reacción inversa de hidrogenación 105
3.5.3.4 Expresión cinética resultante 108

3.6 Estimación de calores de reacción 108

3.7 Modelado y Simulación 109
3.7.1 Modelado del reactor 109
3.7.2 Simulación 111
3.7.2.1 Simulación Adiabática 113

3.8 Diseño mecánico del reactor Airlift 114

3.9 Resultados Balance Masa 119

3.10 Sistemas de control 120

CAPÍTULO 4 123

RESUMEN EJECUTIVO 124

OBJETIVO 125

4.1 Introducción 126

4.2 Separación de hidrógeno y agua 128
4.2.1 Efecto de la presión 130
4.2.2 Efecto de la Temperatura 131
4.2.3 Dimensionamiento 132
4.2.4 Balance de masa 133
4.2.5 Separación de hidrógeno para recircular 134

4.3 Separador de catalizador 138
4.3.1 Una primera aproximación al diseño 140
4.3.2 Equipo sugerido 142
4.3.3 Estrategia de manipulación del catalizador 146

4.4 División de corrientes a recircular 149

4.5 Purificación 150
4.5.1 Primera aproximación al diseño 152
4.5.2 Diseño por método riguroso. 154
4.5.2.1 Generalidades 154
4.5.2.2 Primera torre 156
4.5.2.3 Segunda torre 161
4.5.2.4 Tercera torre 166
4.5.2.5 Comentarios finales del diseño 169
4.5.3 Generación de vacío 169
4.5.3.1 Diseño del sistema de vacío 170

CAPÍTULO 5 175

RESUMEN EJECUTIVO 176

OBJETIVOS 178

5.1 Introducción 178

5.2 Integración energética 179
5.2.1 Análisis Pinch 179
5.2.2 Red de intercambiadores 182

5.3 Equipo auxiliares 186
5.3.1 Válvulas de reducción de presión 186

5.3.1.1 Línea post reactor slurry 187
5.3.2 Slurry de catalizador 190
5.3.3 Caldera 193
5.3.4 Compresor de hidrógeno 195
5.3.5 Bombas de alta presión 197
5.3.5.1 Bomba impulsora de ácidos grasos 198
5.3.5.2 Bomba para la impulsión de alcoholes grasos 199
5.3.5.3 Cálculo de potencias 201
5.3.6 Torre de enfriamiento de agua 202
5.3.6.1 Selección del relleno 203
5.3.6.2 Corrientes involucradas 203
5.3.6.3 Balance de energía 205
5.3.6.4 Agua de reposición 210
5.3.6.5 Potencia del motosoplador 211

5.4 Consumo energético total 213
5.4.1 Consumo eléctrico 213
5.4.2 Consumo gas natural 213
5.4.3 Consumo de agua 214

5.5 Anexo 215
5.5.1 Carta psicrométrica 215

CAPÍTULO 6 217

RESUMEN EJECUTIVO 218

OBJETIVOS 219

6.1 Introducción 219

6.2 Inversión 220
6.2.1 Inversión en equipos 221
6.2.2 Estimación de la Inversión Fija por el método de los factores 223
6.2.2.1 Factores seleccionados 225
6.2.2.2 Inversión Fija 226
6.2.3 Estimación de la inversión en capital de trabajo 226
6.2.4 Terreno 228
6.2.5 Inversión total 230

6.3 Costos de producción 230
6.3.1 Costos Variables 231
6.3.1.1 Costo de materia prima (MP) 231
6.3.1.1.1 Ácidos Grasos 231
6.3.1.1.2 Catalizador 231
6.3.1.1.3 Hidrógeno 232
6.3.1.1.4 Resumen de costos 233

6.3.1.2 Costo de envases 233
6.3.1.3 Costo de Mano de obra directa (MO) 235
6.3.1.4 Costo de supervisión 236
6.3.1.5 Costo de servicios 237
6.3.1.5.1 Energía eléctrica 237
6.3.1.5.2 Agua 238
6.3.1.5.3 Gas 238
6.3.1.5.4 Tabla resumen 239
6.3.1.6 Costo de Mantenimiento 239
6.3.1.7 Costo de suministros 239
6.3.1.8 Costo de Laboratorio 240
6.3.1.9 Costo variable unitario 240
6.3.2 Costos fijos 241
6.3.2.1 Costos de Inversión 241
6.3.2.1.1 Costo de depreciación 241
6.3.2.1.2 Costo de impuestos 241
6.3.2.1.3 Costo de seguros 242
6.3.2.2 Costos de ventas y distribución 242
6.3.2.3 Costos de administración y dirección 242
6.3.2.4 Costos de Investigación y desarrollo 243
6.3.3 Estructura de costos 243
6.4 Tiempo de ejecución del proyecto 244
6.5 Factibilidad económica 246
6.5.1 Precio de venta 246
6.5.2 Punto de equilibrio 247
6.5.3 Estudio rentabilidad 247
6.5.3.1 Cuadro de usos y fuentes 249
6.5.3.2 Valor Presente (VP) 250
6.5.3.3 Tiempo de repago 250
6.5.3.4 Tasa Interna de Retorno (TIR) 251
6.5.4 Análisis de sensibilidad 252
6.5.5 Definición final 253

CAPÍTULO 7 255

RESUMEN EJECUTIVO 256

OBJETIVOS 257

7.1 Introducción 257

7.2 Generalidades 258
7.2.1 Principios de los SG 259
7.2.2 Definiciones 259
7.2.3 Estructura de la organización 261

7.3 Gestión de la calidad 262
7.3.1 Marco legal 262
7.3.2 Enfoque basado en procesos 264
7.3.3 Sistema de gestión de la calidad 266
7.3.3.1 Requisitos generales 266
7.3.3.2 Requisitos de la documentación 266
7.3.3.2.1 Generalidades 266
7.3.3.2.2 Manual de calidad 267
7.3.3.3 Control de los documentos 267
7.3.3.3.1 Control de los registros 267
7.3.3.4 Planificación de la calidad 268
7.3.3.4.1 Análisis del Costo-Beneficio 268
7.3.3.4.2 Costes de calidad 268
7.3.3.4.3 Diagramas de control 268
7.3.3.4.4 Estudios comparativos 269
7.3.3.4.5 Diseño de experimentos 269
7.3.3.4.6 Muestreo estadístico 269
7.3.3.4.7 Diagrama de flujo 269
7.3.3.4.8 Análisis de campos de fuerzas 270
7.3.3.4.9 Productos de planificación de calidad 270
7.3.4 Plan de calidad 270
7.3.4.1 Propósitos del plan de calidad 270
7.3.4.2 Contenidos del Plan de Calidad 271
7.3.5 Control de calidad 272
7.3.5.1 Productos de control de calidad 274
7.3.5.2 Control de calidad en el diseño y desarrollo 275
7.3.5.3 Control de calidad en la fase de compras 276
7.3.5.4 Control de calidad en la fase de ejecución y puesta en marcha 278
7.3.6 Aseguramiento de la calidad 280
7.3.6.1 Fases de implantación de un sistema de aseguramiento de la calidad 280
7.3.6.2 Auditorías internas y externas 280
7.3.7 Aplicaciones de un sistema de gestión de calidad en nuestro proyecto 281
7.3.7.1 Planning de calidad en el proyecto 282
7.3.7.2 Estructura de descomposición del trabajo (WBS) 282

7.4 Gestión Ambiental 284
7.4.1 Planificación de Ambiente 286
7.4.2 Implementación 291
7.4.2.1 Definición de la estructura organizativa y de responsabilidades 291
7.4.2.2 Capacitación y nivel de conocimiento del personal 294
7.4.2.3 Comunicación 295
7.4.2.4 Documentación del sistema de gestión ambiental 296
7.4.2.4.1 Manual de gestión ambiental 297
7.4.2.4.2 Procedimientos e instrucciones de trabajo 297
7.4.2.4.3 Formato 298

7.4.2.4.4 Registros 298
7.4.2.4.5 Documentación auxiliar 299
7.4.2.5 Prevención de emergencias y capacidad de respuesta 299
7.4.3 Verificación 301
7.4.3.1 Evaluación y medición 301
7.4.3.2 Revisión de la dirección 302
7.5 Gestión de la seguridad y salud ocupacional 303
7.5.1 Planificación del SGSST 305
7.5.2 Implementación 311
7.5.2.1 Recursos, funciones, responsabilidad y autoridad 311
7.5.2.2 Capacitación y toma de conciencia 313
7.5.2.3 Comunicación, participación y consulta 315
7.5.2.4 Documentación 316
7.5.2.5 Prevención de emergencias y capacidad de respuesta 316
7.5.3 Verificación 318
7.5.3.1 Auditoría interna 319
7.5.3.2 Revisión por la dirección 320
7.6 Conclusiones 321

Referencias y bibliografía general 322
CAPÍTULO 1 323
CAPÍTULO 2 326
CAPÍTULO 3 329
CAPÍTULO 4 330
CAPÍTULO 5 331
CAPÍTULO 6 334
CAPÍTULO 7 335

CAPÍTULO 1

RESUMEN EJECUTIVO

Partiendo de la suposición de contar con una planta operativa que pueda producir ácidos grasos, y en cantidad necesaria para el presente informe, se analiza la posibilidad de incorporar una nueva línea de proceso, capaz de transformar el ácido en alcohol graso respectivamente. ¿Por qué se hace este análisis? Porque los alcoholes grasos tienen un mercado diferente al de los ácidos, y porque al ser un producto más fino, tiene un valor comercial mayor que el de los ácidos.

Para esta nueva línea, sabiendo que los ácidos obtenidos son bio-basados, se toma la denominada *"Wax Ester Route"*, la cual fue implementada por Lurgi a mediados de la década de 1980. Esta ruta aprovecha los alcoholes producidos haciéndolos recircular en el reactor del proceso, en exceso. El proceso Lurgi considera que la formación de los ésteres céricos de ácidos grasos (FAWE, por sus siglas en inglés *"Fatty Acid Wax Ester"*) es instantánea; y luego, mediante la utilización de un catalizador, estos ésteres son hidrogenados, obteniendo los alcoholes de interés. También se destaca que dadas las condiciones a las cuales opera el reactor (260 °C - 20 MPa) cualquier enlace doble del tipo C=C es hidrogenado y se obtienen alcoholes grasos saturados.

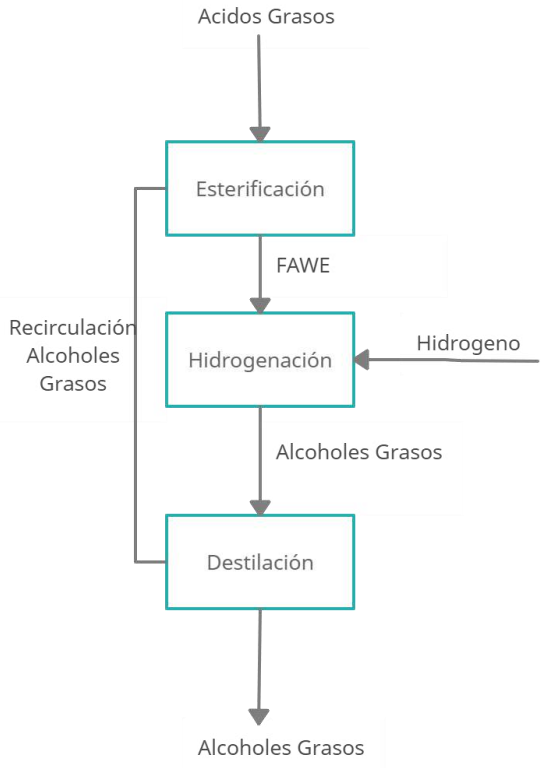


Figura 1.1. Esquema de la ruta de síntesis de alcoholes grasos vía FAWE.

A su vez, también se analiza cuál podría ser el mercado objetivo de los alcoholes cetílico y estearílico, teniendo en cuenta la situación global, regional y nacional. A nivel mundial, la producción de alcoholes grasos viene en aumento, al igual que su demanda, ya que este tipo de compuestos tienen una variedad de usos como lo pueden ser el desarrollo de detergentes, excipientes en cremas o ungüentos -tanto en la industria cosmética como en la farmacéutica-, o la producción de biodiesel.

En Sudamérica, la producción de alcoholes grasos representa sólo cerca del 3,5% de la producción mundial, estando concentrada en Brasil. Sin embargo, la producción brasileña no alcanza para satisfacer las necesidades regionales (importa más de lo que exporta). Por lo tanto, penetrar en este mercado a nivel regional es una interesante oportunidad de negocio a tener en consideración.

A nivel nacional, sólo en el año 2020, se importaron alrededor de 99 toneladas de alcohol estearílico, y unas 1190 de alcohol cetílico; mientras que las exportaciones de estos productos no existieron. Es por eso que, en este sentido, enfocarse en abastecer el mercado interno es una opción a considerar, mientras que el excedente podría utilizarse para vender en el continente o a nivel mundial.

OBJETIVOS

- Plasmar el contexto en el cual se encuentra inmerso el estudio de caso presente en este informe.
- Establecer la finalidad del proyecto y su alcance.
- Dar cuenta de la significancia e importancia del estudio de caso.
- Presentar un análisis de mercado general para dejar entrever la razón de ser de este proyecto y las motivaciones para su realización.
- Analizar posibles usos y aplicaciones de los productos objetivo.

1.1 Introducción

La oleoquímica se puede definir como la rama de la química encargada de producir compuestos a partir de grasas y aceites naturales. De las 105 millones de toneladas -o más- de grasas y aceites producidas a nivel mundial, cada año, alrededor del 80% es usada para alimentación humana; cerca del 5% es consumido como parte de la alimentación de animales, y un 15% se guarda para la producción de compuestos químicos.

Este 15% viene a representar 16 millones de toneladas anuales aproximadamente, toneladas que encuentran su camino hacia la industria química para posterior fraccionamiento. En este rubro, la materia prima que ingresa a las plantas productivas es usualmente aceite de palma, aceite de semilla de palma, aceite de coco y sebo animal. De estos, se suelen derivar productos orgánicos mayoritariamente de 12 a 14 carbonos usando aceite de coco y palma, y productos de 16 a 18 carbonos principalmente si se utiliza sebo animal o aceite de semilla de palma.[1.1]

Otra materia prima utilizada en este tipo de procesos son los aceites vegetales -vírgenes o previamente usados-, como el de girasol, maíz o soja. Es una propuesta interesante dentro del marco de lo que se conoce como ‘economía circular’, donde prolongamos la vida útil de compuestos que de otra manera terminarían en un relleno sanitario antes de tiempo, y se da la posibilidad de elaborar nuevos productos de valor comercial. El uso de sebo vacuno reciclado en procesos oleoquímicos también entra en el marco de la economía circular.

Así pues, este rubro oleoquímico abre un abanico de infinitas posibilidades, debido a que se pueden generar compuestos orgánicos con distintos grupos funcionales (sean ácidos grasos, alcoholes grasos, ésteres, glicerina, combustibles como biodiesel, entre otros); y no solo eso, sino que de acuerdo al tratamiento que se les haga, se pueden obtener productos con mayor o menor calidad, además de poder fraccionar los productos en moléculas de cadena más corta y que presentan otras posibles aplicaciones y utilidades para el ser humano.

El desarrollo de la oleoquímica surge también como respuesta a encontrar alternativas para los productos derivados del petróleo, debido a las cadenas de carbono y su amplia variedad de usos en el mundo actual.

Ante esta oportunidad, en el presente documento se propone -a partir de una planta productora de ácidos grasos obtenidos de sebo vacuno reciclado de la industria frigorífica y/o particulares, planta que ya se encuentra en estado operativo-, analizar la viabilidad y diseñar la ampliación de dicho establecimiento productivo, para lograr instaurar una nueva planta para síntesis de alcoholes grasos a partir de los ácidos grasos obtenidos en la etapa anterior. Es aquí donde la/lo invitamos a usted a acompañarnos a desentrañar este ambicioso proyecto.

1.2 Materia prima

1.2.1 Sebo: punto de partida para la síntesis de ácidos grasos

Bien se sabe que uno de los principales recursos alimenticios en la región y el mundo es la carne vacuna. Al ser producida en grandes cantidades en los campos de ganado, su costo es relativamente barato y también es bastante accesible para el ciudadano promedio. Esta mega industria sacia el hambre de millones de personas alrededor del globo pero, por otro lado, genera una gran cantidad de residuos. Si se analizan los valores promedio de porcentaje de materia orgánica que se desecha cuando se habla de carne y productos animales, se ve que, para el año 2016, se registró un 11.6% de residuos alimenticios sólo en este rubro.[1.3]

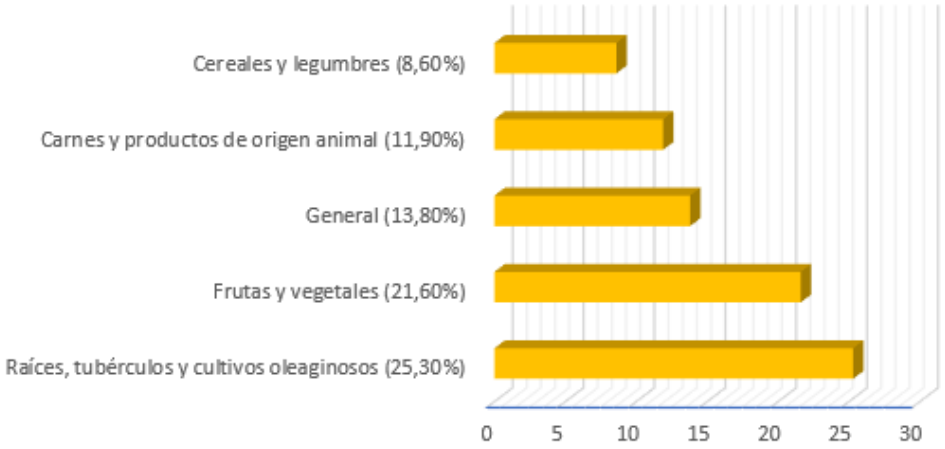


Figura 1.2. Porcentaje medio que es desechado de la totalidad de alimentos a nivel mundial en el año 2016.

Si se complementa esta cifra del diagrama en barras (Figura 1.2), con los valores mundiales que se pueden observar en los gráficos inferiores, como la progresión de la producción de carne desde 1961 hasta 2018 organizado por continentes (Figura 1.3), sumado al mapa de producción cárnica en el año 2018 -Figura 1.4- (información aportada por la Organización de Alimentos y Agricultura de las Naciones Unidas [1.6]), se conforma así un panorama que da cuenta de la inmensa cantidad de toneladas de desecho que acabarían en un relleno sanitario si se decidiera no procesar toda esta materia orgánica en una etapa ulterior. En este proyecto se pretende justamente mantener en circulación el sebo vacuno, que representa una fracción de ese 11,90%, dando la chance de generar más puestos de trabajo, aportar productos de alta utilidad para clientes de todo tipo, y disminuir también la huella ecológica.

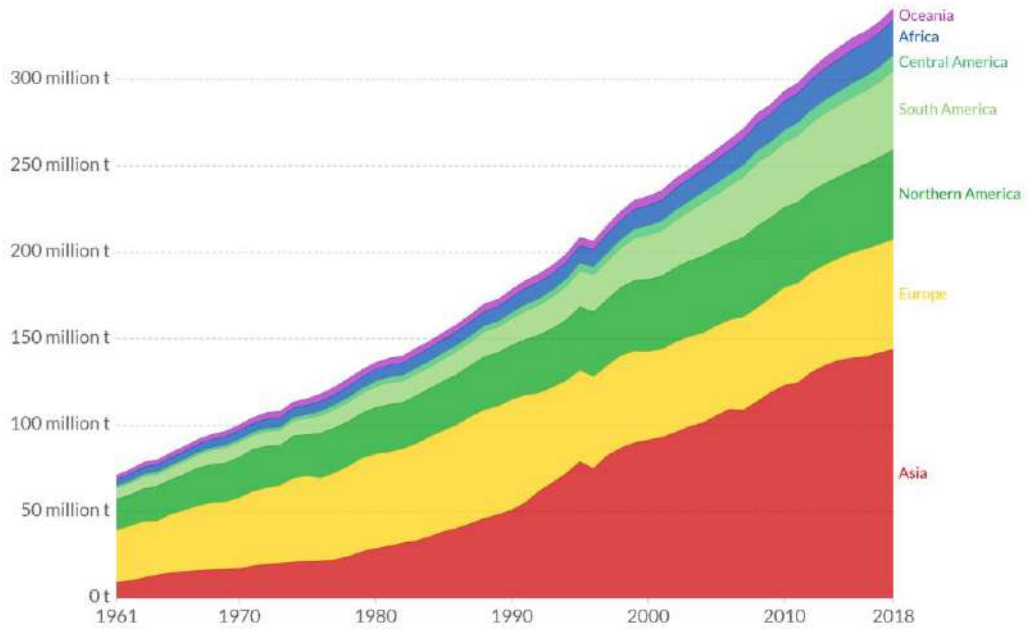


Figura 1.3. Progresión de la producción mundial de carne en millones de toneladas desde 1961 hasta 2018, y aportes por continente.

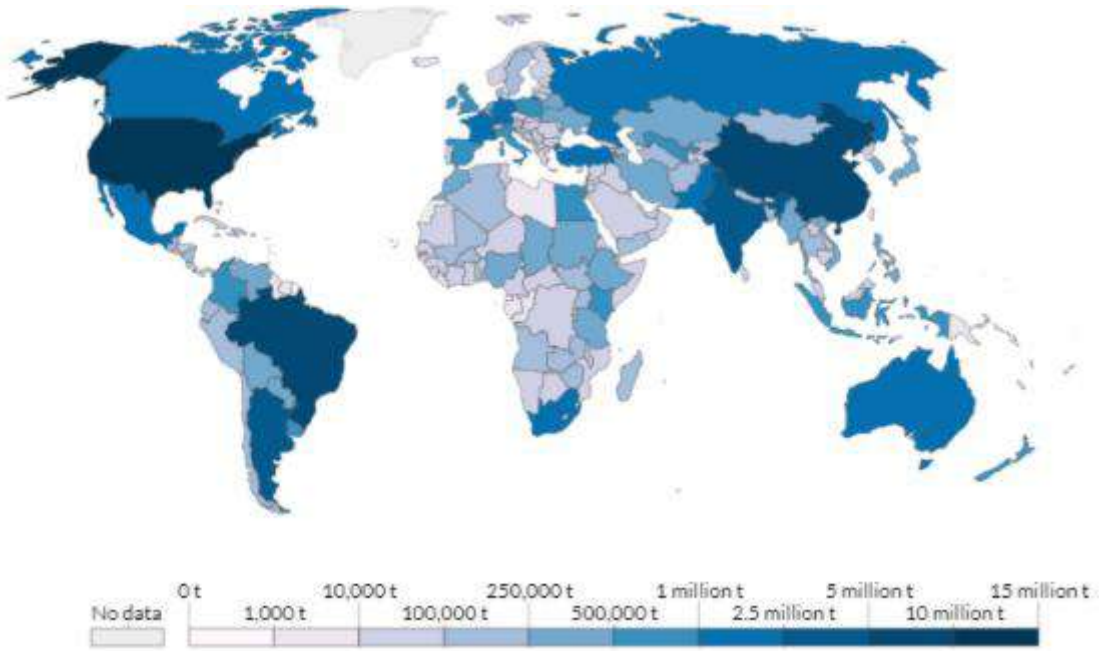


Figura 1.4. Mapa de producción de carne vacuna en millones de toneladas en el año 2018.

Para ser un poco más ilustrativos, con algunas cuentas sencillas a partir de los mapas anteriores, se puede obtener un valor estimativo de cantidad de sebo vacuno utilizable en Argentina, y una burda extrapolación a futuro como para tener una cifra de referencia. La Figura 1.4 presenta la cantidad de carne vacuna producida en el año 2018 en unidades de millones de toneladas, arrojando para Argentina un valor de entre 2,5 y 5 millones de toneladas (digamos como promedio 3,75 Mton). Si se considera que el porcentaje de sebo vacuno en una vaca es de alrededor del 15%[1.16], se estaría hablando de unas 562.500 toneladas anuales de sebo vacuno -en el país- disponibles para incorporar en una planta productora de ácidos grasos (con posterior síntesis de alcoholes grasos).

De la Figura 1.4, si bien es un diagrama adaptado a producción de carne en general -no específicamente carne vacuna-, se puede obtener un pronóstico a futuro asumiendo que el crecimiento de la producción de carne vacuna es muy similar al crecimiento promedio de la producción cárnica general visible en los esquemas anteriores. La curva presenta un cambio en la pendiente de crecimiento a partir de mediados de la década de 1990, y a partir de entonces, el crecimiento es más o menos constante. Primero, se puede registrar el valor de producción mundial de carne en un año específico. Luego, si se calcula también el cociente

entre el ancho de la franja coloreada correspondiente a América del Sur en la Figura 1.3, y la altura total de la curva en el gráfico, se puede obtener el porcentaje que produjo nuestro continente en dicho año con respecto a la producción mundial en el mismo año. Este procedimiento se repite para un año inicial y un año final (por ejemplo, 1995 y 2018). Finalmente, con esos valores registrados, se obtiene una estimación del porcentaje de crecimiento productivo en el rubro cárnico para América del Sur.

Tabla 1.1. Datos tomados de la Figura 1.3 para una rápida estimación de crecimiento de producción anual.

Año	Producción mundial (Mton)	% América del Sur	Producción en América del Sur (Mton)
Mediados 1990 (≈ 1995)	200	10 %	20
2018	350	15 %	52.5

Con estos datos aproximados extraídos de la Figura 1.3, se puede obtener una tasa de crecimiento de nuestro continente en materia de producción de carne bovina, al aplicar la ecuación 1.1.

$$\frac{(52.5 - 20)\ Mton}{(2018 - 1995)\ año} = 1.41 \text{Mton/año} \qquad \text{[Ec 1.1]}$$

Así, si bien es conocida la naturaleza del mercado en cuanto a su carácter fluctuante y con alto grado de incertidumbre, se podría establecer un pronóstico: para el año 2025, una producción de 62.3 Mton y, para el 2030, 69.4 Mton. Comparando con las 52 Mton en el año 2018, implicaría un crecimiento del 20 y 33%, respectivamente.

Ahora, esos dos porcentajes serían para América del Sur en general. Si se permite asumir que el crecimiento de Argentina va a la par del continente como un todo, también se estaría hablando de los mismos porcentajes y, usando el valor de 562.500 toneladas de sebo para el año 2018 en el país, la proyección indicaría 675.000 ton para 2025, y aproximadamente 750.000 ton anuales para el año 2030. Está a la vista el potencial de este mercado en cuanto a disponibilidad de materia prima tanto en el presente como en el futuro al hacer esta proyección.

1.2.2 Ácidos grasos

Para el estudio del caso presente, los ácidos grasos como materia se encuentran *in situ*, es decir, son producidos en la misma planta, pero en otro sector. En particular, la mezcla a partir de la cual se da origen a los alcoholes grasos es la que se detalla en la Figura 1.5.

Figura 1.5. Composición de la mezcla alimentaria del proceso.

Aún así es importante discutir cuál es el mercado de los ácidos grasos a fin de poder entender por qué considerar una ampliación de planta.

Como se puede ver en las Figuras 1.6 y 1.7, los más grandes consumidores y productores de ácidos grasos se encuentran en Asia, y se puede ver un crecimiento notable en los últimos años de la demanda y oferta del mismo.

Contar con una planta propia ya operativa que produzca los ácidos grasos permite, entre otras cosas, abaratar costos relacionados a compra de ácidos grasos, además de poder asegurar constantemente la calidad de los mismos a través de los operarios de laboratorio del Departamento de Calidad ya instalado y funcionando en el establecimiento. Este proyecto se eleva como una buena opción ante la alta disponibilidad de materia prima en nuestro país. Además, teniendo un proceso continuo, se garantiza que la disponibilidad del mismo siempre se encuentre presente para luego continuar el proceso de obtención de alcoholes grasos, dando también la posibilidad de obtener un mayor margen de ganancia.

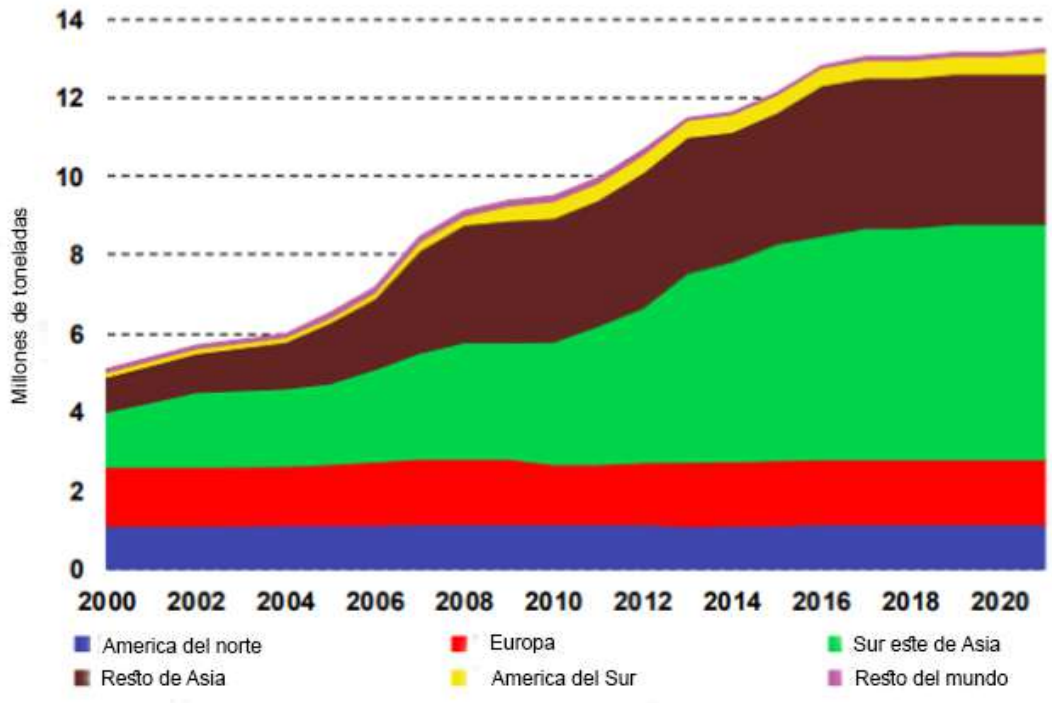


Figura 1.6. Capacidad instalada para producción de ácidos grasos en el mundo. [1.8]

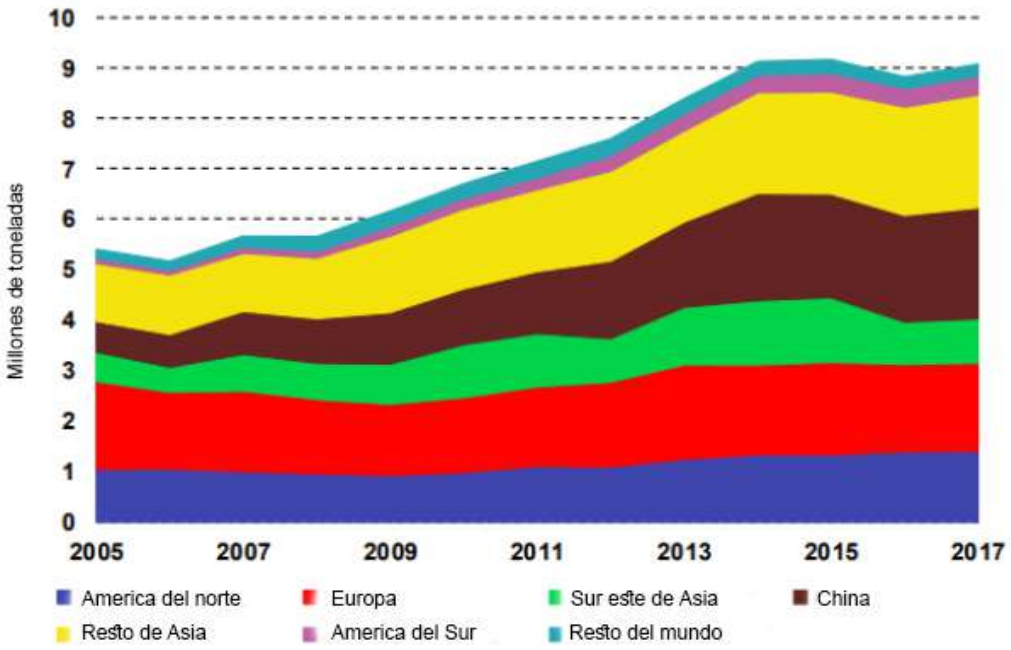


Figura 1.7. Consumo de ácidos grasos por región.[1.8]

Respecto al precio al cual se obtiene la materia prima, como ésta se produce en otro sector de la planta, su valor es el costo de producción de ácidos grasos. El precio de venta de estos productos es de 945 USD/ton de ácido oleico, 840 USD/ton de ácido esteárico y 820 USD/ton de ácido palmítico. Sin embargo, se debe tener en cuenta que estos precios responden al de venta en el mercado, el cual se encuentra refinado y fraccionado. En nuestro caso, la materia prima que alimenta al reactor es la mezcla de ácidos proveniente del proceso anterior. Esto implica que al no ser necesaria la purificación y separación de los ácidos, ni tener en cuenta el margen de ganancia, el costo es notablemente menor. A priori, no es posible estimar el costo de producción de esa mezcla de ácidos grasos que se utiliza para la producción de alcoholes graso, pero se puede estimar que ésta ronda en el 50% del precio de venta.

1.3 Productos

1.3.1 Alcoholes grasos

Los alcoholes grasos son moléculas orgánicas que se caracterizan por tener el grupo funcional -OH en la cadena alifática. Estas cadenas pueden variar desde los 6 carbonos (C) hasta los 26. Dependiendo de la longitud de la cadena, estos alcoholes pueden clasificarse de cadena corta (hasta 8 o 10 C), de cadena media (hasta 14 C) o de cadena larga (de 16 C en adelante). En su mayoría, son obtenidos a partir de fuentes naturales como pueden ser grasas o aceites, aunque durante un amplio período del siglo XX fueron sintetizados a partir del petróleo. Gran parte de esta serie de alcoholes son fuertemente hidrofóbicos, característica por la cual son notablemente apreciados.

La longitud de las cadenas de los alcoholes grasos depende principalmente de las materias primas a partir de las cuales son derivados, siendo los de uso más común los alcoholes que poseen entre 10 y 18 carbonos.

En cuanto a sus usos, si bien presentan una amplia variedad de aplicaciones tanto en la industria como en el mercado doméstico, la mayoría de los alcoholes son utilizados para la fabricación de detergentes, como se muestra en la Figura 1.8.

Figura 1.8. Distribución de usos de alcoholes grasos.

Vale destacar que el uso de un alcohol graso en cuestión depende principalmente de la longitud de la cadena alifática que contiene. Alrededor del 80% de los alcoholes de 12 y 14 carbonos son usados para la producción de detergentes, mientras que los alcoholes de 16 y 18 carbonos son empleados para la fabricación de productos destinados a la salud o al cuidado personal [1.11].

1.3.1.1 Alcohol Cetílico

El alcohol cetílico, también conocido como 1-hexadecanol [$CH_3(CH_2)_{15}OH$)] es un alcohol graso de cadena larga, identificable por n° CAS 36653-82-4, sólido a temperatura y presión ambiente con aspecto de cera, descubierto a principios del siglo XIX en Francia por Michel Chevreul al calentar esperma de ballena con hidróxido de potasio [1.4]. Debido a la disminución de la caza de ballenas, su producción viró a obtenerse a partir de grasas y/o aceites naturales o petróleo.

Su principal uso se encuentra en la industria cosmética. Al ser un buen opacificante, se lo utiliza en la fabricación de shampoo. Además, por su acción emoliente, es frecuente su presencia en cremas y pomadas. Su función consiste en prevenir la desecación de la epidermis al retardar la evaporación del agua de la superficie cutánea, logrando así una piel más blanda y flexible. Otra razón por la cual forma parte de los componentes de las cremas de uso tópico, es por su capacidad de aumentar la estabilidad de las emulsiones así como también su viscosidad, siendo siempre incorporado en la fase oleosa de la emulsión. También suele ser utilizado como lubricante en piezas mecánicas tales como tornillos y tuercas.

Si bien es un producto no tóxico y que no resulta riesgoso para su manipulación, puede suceder que para ciertas personas sea débilmente irritante al tacto. Se recomienda que la exposición ante dicho compuesto no supere diariamente los 10 mg/m^3 (fracción inhalable) y los 3 mg/m^3 (fracción respirable) [1.12].

El alcohol cetílico posee un potencial de bioacumulación de 6.7. Dado que tiene una Log[K_{OW}] de ser mayor a 5 (siendo K_{OW} la constante de partición entre octanol y agua), se lo considera muy bioacumulable. Además, presenta baja movilidad en el suelo y en el agua debido a su muy baja solubilidad. El producto es biodegradable, con lo cual no resulta peligroso para el medio ambiente. La única recomendación dada en cuanto a su desecho, es no arrojarlo en las cañerías de desagüe.

1.3.1.2 Alcohol Estearílico

El alcohol estearílico, también conocido como 1-octadecanol [$CH_3(CH_2)_{17}OH$], es un alcohol graso de cadena larga, identificable por n° CAS 112-92-5, sólido a temperatura y presión ambiente con aspecto de cera.

Al igual que el alcohol cetílico, su principal uso se encuentra en la industria cosmética y farmacológica. Se suele utilizar como emoliente, emulsionante y espesante en ungüentos de diversos tipos. Por su capacidad de incrementar la absorción de agua, es frecuente que forme parte de la formulación de cremas, lociones y productos para el cuidado de la piel. También es ampliamente utilizado en la elaboración de productos para el cabello como shampoo y acondicionadores.

Si bien su manipulación no supone un riesgo importante, se debe evitar la producción de polvo; y, en caso de hacerlo, asegurar una ventilación adecuada. En caso de inhalación, las vías respiratorias pueden irritarse. Lo mismo sucede con la piel en caso de un contacto frecuente y continuo con el mismo. Es por ello que se recomienda un límite de exposición diario de 10 mg/m^3 (fracción inhalable) y los 3 mg/m^3 (fracción respirable) [1.13].

En cuanto a bioacumulación, el alcohol estearílico también cumple con el criterio de $Log(K_{OW})$ (su potencial es de 7.72), siendo de esta forma un compuesto muy bioacumulable. La sustancia es fácilmente biodegradable y no supone un riesgo para el medio ambiente. La única recomendación dada en cuanto a su desecho, al igual que para el alcohol cetílico, es no arrojarlo en las cañerías de desagüe.

1.3.1.2 Alcohol Miristílico

El alcohol miristílico, también conocido como 1-tetradecanol ($CH_3(CH_2)_{13}OH$), es un alcohol graso de cadena media, identificable por n° CAS 112-72-1, sólido a temperatura y presión ambiente con aspecto de cera. En este proceso en particular es un subproducto, ya que la alimentación contiene ácido mirístico en muy pequeña proporción.

Sus usos más comunes están relacionados con la industria cosmética, siendo un ingrediente principal de muchas cremas y lociones por sus propiedades emolientes. También es utilizado para la producción de surfactantes.

En cuanto a bioacumulación, el compuesto presenta un Log[K_{OW}] mayor a 5, por lo que es muy bioacumulable. Además, presenta baja movilidad en el suelo y en el agua debido a su muy baja solubilidad y el producto es biodegradable. La única recomendación dada en cuanto a su desecho, al igual que para los compuestos anteriores, es no arrojarlo en las cañerías de desagüe.

1.3.2 Especificaciones de calidad de los productos

En la Tabla 1.2 se detallan las especificaciones de los alcoholes grasos que se obtienen como productos. Dichos valores son los que generalmente ofrecen las empresas que los producen y comercializan.

Tabla 1.2. Especificaciones de calidad de los productos.[1.18] [1.19]

	ALCOHOL CETÍLICO	ALCOHOL ESTEARÍLICO	ALCOHOL MIRISTÍLICO
Índice de acidez (mg KOH/g)	0 - 0,1	0 - 0,3	0 - 0,1
Índice de saponificación (mg KOH/g)	0 - 0,5	0 - 0,2	0 - 0,3
Índice de hidroxilo (mg KOH/g)	228 - 233	205 - 209	-
Índice de yodo (g I_2/100g)	0,5 máx.	0,1 máx.	-
C 14 (%)	0 - 2	0 - 2	98 - 100
C 16 (%)	98 - 100	0 - 2	0 - 2
C 18 (%)	0 - 2	98 - 100	0 - 2

1.4 Procesos Productivos

1.4.1 Alcoholes grasos

Existen diversas maneras de obtener los alcoholes grasos previamente mencionados. Los procesos llevados a cabo para producirlos dependen de las materias primas que sean empleadas para su obtención. Se pueden obtener alcoholes grasos naturales (los cuales provienen de grasas y/o aceites) y alcoholes grasos sintéticos (provenientes de combustible fósil) [1.20]. En la Tabla 1.3 se resumen los procesos involucrados para cada tipo de materia prima.

Tabla 1.3. Los tipos de alcoholes grasos. [1.2]

Nombre del método/proceso	Materia prima de partida	Intermediario	Proceso
Naturales			
Cognis	Aceites y grasas	Ácido graso de metil éster (FAME)	Hidrogenación
Lurgi	Aceites y grasas	Ácidos grasos	Hidrogenación
Metabólica	Sustratos		Enzimático
Sintéticos			
Ziegler	Petróleo	Etileno	Oligomerización
Oxo	Petróleo	Etileno	Oxo - Proceso SHOP
Oxo	Petróleo	Olefinas	Hidrogenación
Bashkirov	Petróleo	Ésteres de ácido bórico	Oxidación

1.4.1.1 Proceso Lurgi (Wax Ester Route)

El proceso Lurgi consiste en la obtención de alcoholes grasos a partir de ésteres céricos de alcoholes grasos (FAWE por sus siglas en inglés *"Fatty Acid Wax Ester"*). Tanto la esterificación como la hidrogenación son llevadas a cabo en un único reactor.

La esterificación ocurre según la reacción plasmada en la Figura 1.9.

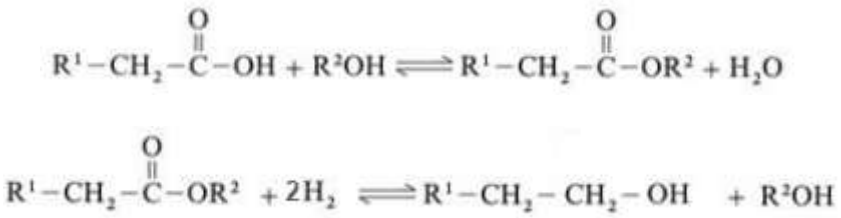


Figura 1.9. Reacciones involucradas en el proceso Lurgi.
Arriba: Esterificación - Abajo: Hidrogenación.

Como se puede observar, el ácido graso reacciona con el alcohol graso para obtener como producto un éster y agua, y Lurgi considera que la reacción es instantánea. Para lograr desplazar el equilibrio hacia el éster, el agua generada debe ser eliminada constantemente debido al principio de Le Châtelier.

Una vez obtenido el éster, éste es hidrogenado mediante la presencia de un catalizador, dando como resultado dos moléculas de alcohol por cada molécula de éster hidrogenado, como se muestra en la reacción de abajo de la Figura 1.9.

Todo este proceso es llevado adelante en reactor trifásico tipo *slurry*, donde son alimentados por separado el ácido graso, el catalizador y una parte de los alcoholes grasos que son recirculados. El reactor es operado a altas presiones (30 MPa), temperaturas moderadas (260-300 °C) y una velocidad espacial de líquido (LHSV por sus siglas en inglés *"liquid hourly space velocity"*) de aproximadamente 1 [1.7]. El LSHV suele considerarse como el caudal volumétrico (por hora) de alimentación, por volumen de catalizador utilizado. Los catalizadores utilizados con más frecuencia en el proceso Lurgi son de cromito de cobre y suelen consumirse entre 3 y 7 kg de catalizador por tonelada de ácido graso, dependiendo de los ácidos utilizados y del *envenenamiento* del catalizador.

Debido a las condiciones en las cuales se lleva adelante este proceso, en la hidrogenación catalítica se hidrogena cualquier doble enlace que pueda existir en la cadena alifática, obteniendo alcoholes grasos saturados.

Para recuperar el catalizador, la corriente de salida del reactor *slurry* pasa a través de un centrifugador, y luego el crudo del alcohol puede ser llevado a una torre de destilación para separarlos y purificarlos. Esquemáticamente, se puede ver al proceso Lurgi en la Figura 1.10 y, en la Figura 1.11, se observa un diagrama de flujo simplificado del mismo.

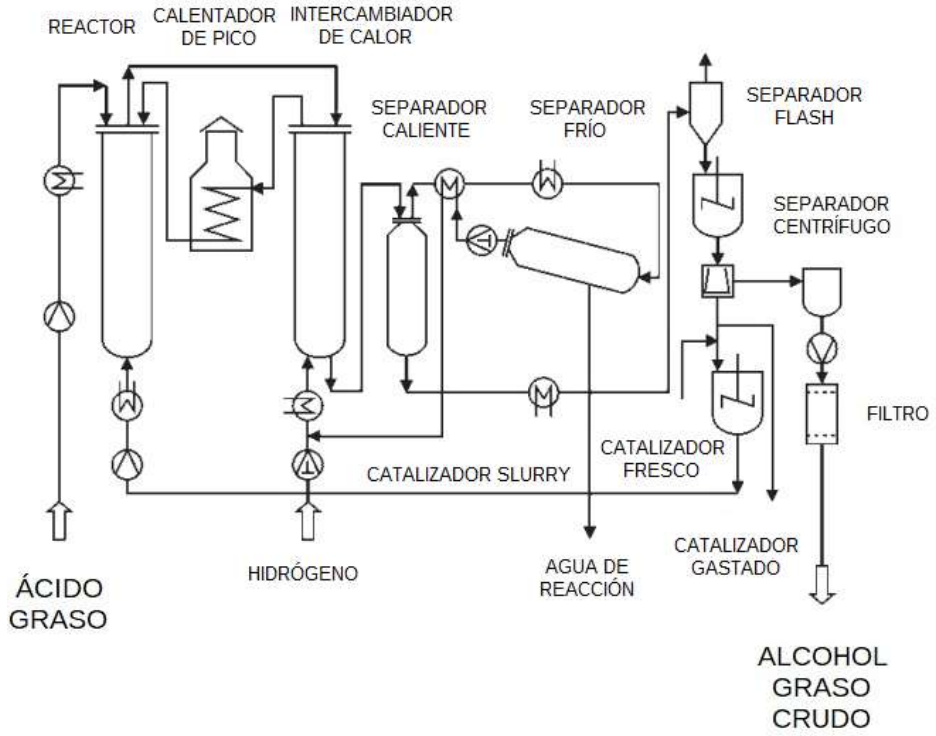


Figura 1.10. Diagrama tecnológico del proceso de Lurgi.

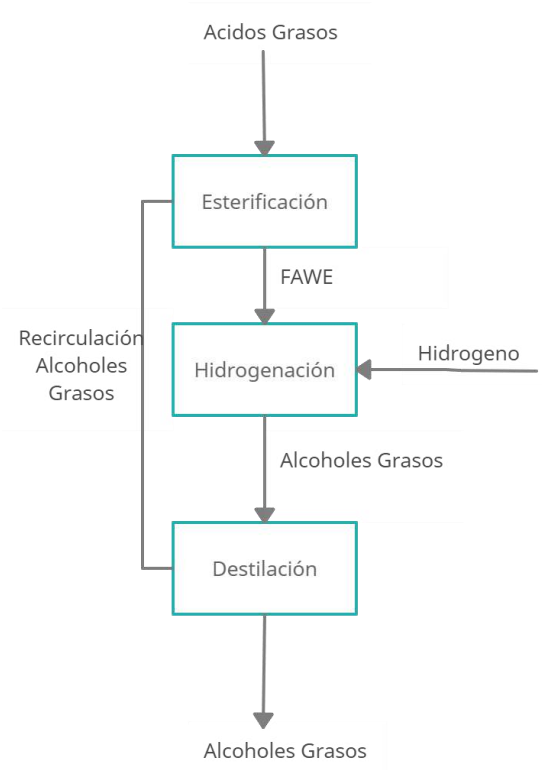


Figura 1.11. Esquema de la ruta de síntesis de alcoholes grasos vía FAWE.

1.4.1.2 Proceso Cognis o Proceso Henkel

El proceso Cognis o Henkel consiste en la hidrogenación de metil ésteres de ácidos grasos (FAME por sus siglas en inglés *"Fatty Acid Methyl Ester"*). En el caso de estudio, para poder llevar adelante esta ruta, se necesita incorporar metanol como materia prima -en gran cantidad-, en un reactor donde se realice la esterificación de los ácidos grasos.

Este primer reactor, donde se lleva adelante la reacción entre el metanol y los ácidos grasos, opera como una torre a contracorriente a 10 bares de presión y una temperatura de 250 °C aproximadamente, donde el metanol ingresa por el fondo y los ácidos por el tope, a un *ratio* de 1,5:1 de metanol:ácidos [1.9]. Los ésteres que son recogidos por el fondo pasan por un tanque donde se eliminan las trazas existentes de metanol; luego se dirigen hacia un reactor de hidrogenación, de tipo lecho fijo (*trickle bed*), el cual opera a 250 bar y 230 °C, para así formar finalmente los alcoholes [1.21].

La corriente de salida del reactor de hidrogenación pasa a través de un separador donde se recupera metanol y luego el crudo de alcoholes grasos puede ser debidamente fraccionado y

purificado. Esquemáticamente, se puede ver el proceso de forma simplificada en la Figura 1.13 y, en la Figura 1.12, se observa un diagrama de flujo simplificado del mismo.

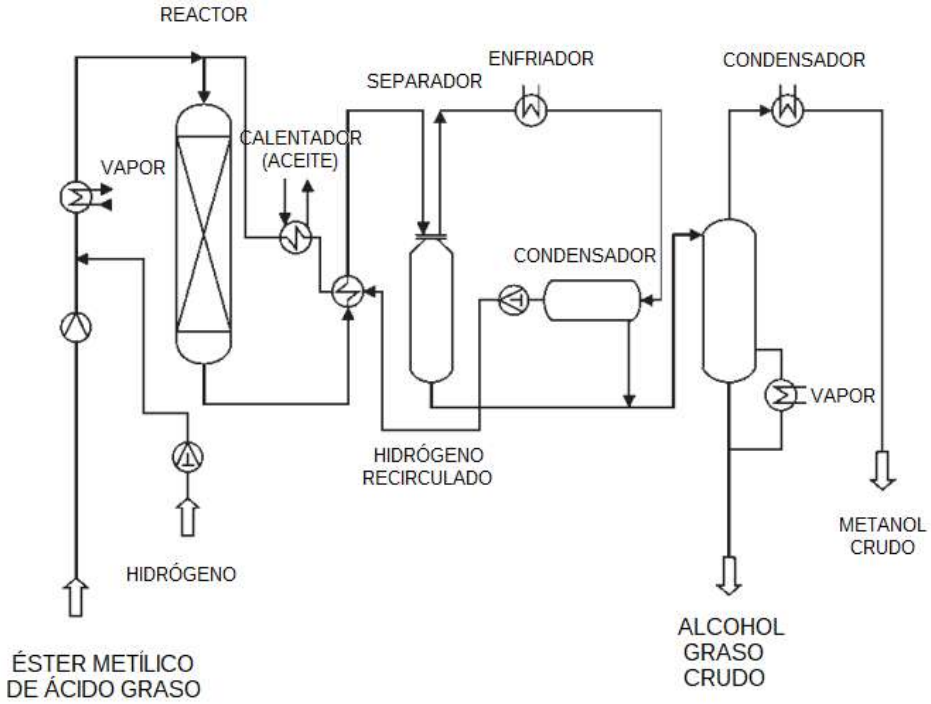


Figura 1.12. Diagrama tecnológico del proceso Cognis/Henkel.

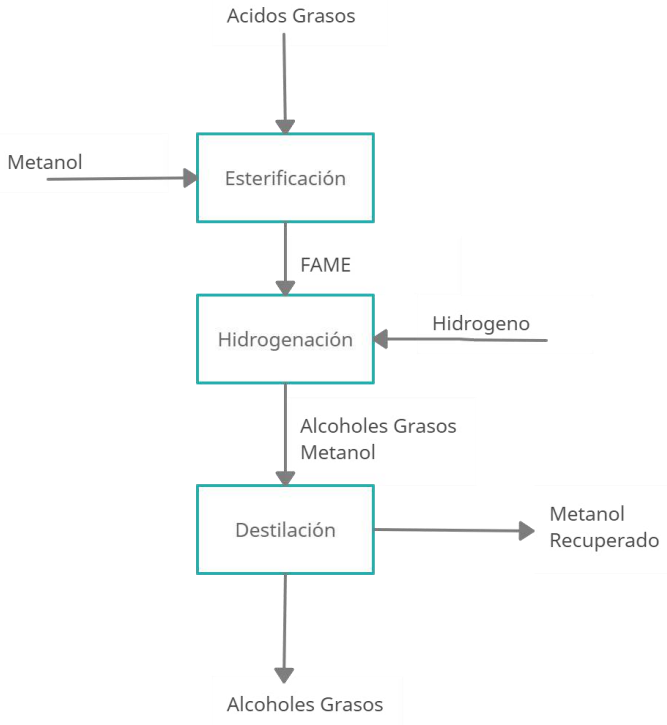


Figura 1.13. Diagrama esquemático del proceso Cognis/Henkel.

1.4.1.3 Procesos de Ziegler

Los procesos relacionados con el trabajo de Ziegler son dos: el proceso Alfol y el proceso Epal. Estos procesos están basados en los compuestos alúmino-orgánicos y dan como resultado unos alcoholes grasos muy parecidos a los producidos por hidrogenación de ácidos grasos.

Estos dos procesos siguen rutas que en ciertos puntos son muy similares, pero se obtiene una distribución de alcoholes diferentes.

1.4.1.3.1 Proceso Alfol

El proceso Alfol consiste en generar alquiles de aluminio en 5 etapas: hidrogenación, etilación, crecimiento, oxidación e hidrólisis. En la primera etapa se hidrogena un hidrocarburo -utilizado como solvente-, con polvo de aluminio a 125°C y 7 MPa. Luego, en la etapa de etilación, se agrega etileno a 120 °C y 2 MPa para formar trietilaluminio, donde dos terceras partes de él son recirculadas al reactor de hidrogenación, y el restante ingresa a la etapa 3 donde, a 120 °C y 12 MPa, crecen las cadenas alquílicas unidas al aluminio. En la etapa 4 se produce la oxidación en presencia de aire seco y se elimina el solvente y, en la última etapa, se produce la hidrólisis, obteniéndose los alcoholes.

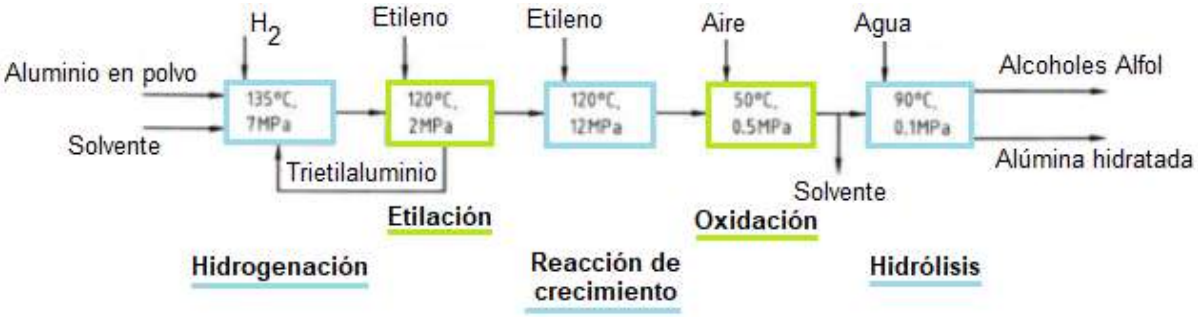


Figura 1.14. Ruta de síntesis proceso Alfol.

1.4.1.3.2 Proceso Epal

En el proceso Epal, a diferencia del proceso Alfol, se producen dos etapas de crecimiento, seguidas de dos etapas de transalquilación, obteniéndose una distribución diferente de alcoholes, con una mayor presencia de alcoholes de cadenas de 12 y 14 carbonos.

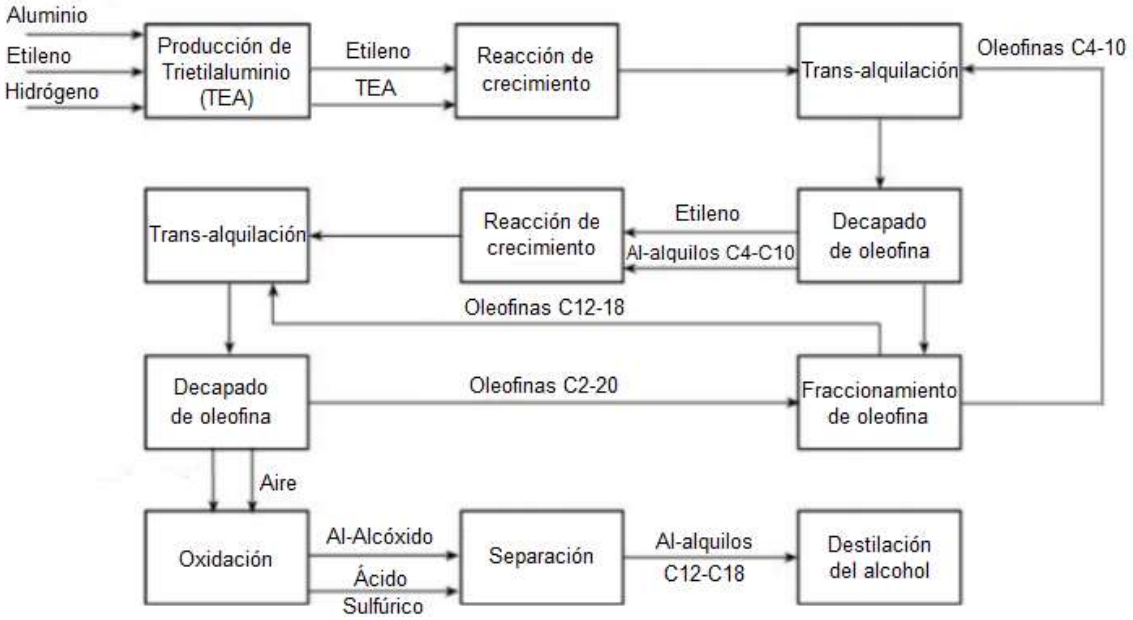


Figura 1.15. Ruta de síntesis proceso Epal.

1.4.1.3.3 Comparación

Ambos procesos tienen varios puntos de comparación, ya que utilizan etapas de reacción similares. En el proceso Epal se aumenta el número de etapas de crecimiento para así obtener una distribución diferente de alcoholes. Esta distribución es detallada en la Tabla 1.4.

Tabla 1.4. Distribución porcentual de alcoholes producidos en los procesos Ziegler.		
Alcohol	**Proceso Alfol**	**Proceso Epal**
Etanol	0,5	Trazas
Butanol	3,4	0,1
Hexanol	9,5	1,5
Octanol	16,1	3,5
Decanol	19,5	8
Dodecanol	18,4	34
Tetradecanol	14,1	26
Hexadecanol	9,1	16
Octadecanol	5,1	8,8
Eicosanol	2,5	1,9
Docosanol	1.1	0.2

1.4.1.4 Proceso Oxo

El proceso Oxo (hidroformilación) está basado en la reacción de alfa-olefinas con una mezcla de CO y H_2 gaseoso en presencia de un catalizador, para obtener los aldehídos que posteriormente son hidrogenados para obtener los alcoholes de interés. Este proceso fue de gran importancia industrial en la década de 1950. Esquemáticamente, el proceso se puede resumir en la Figura 1.16.

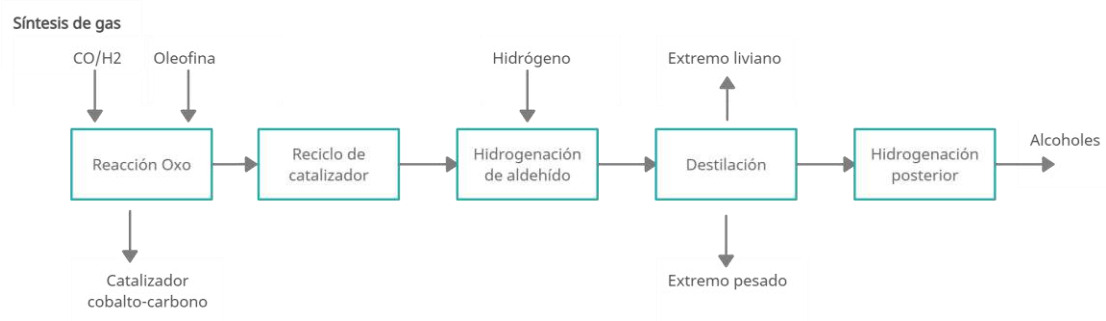


Figura 1.16. Ruta de síntesis proceso Oxo.

Posteriormente, con el desarrollo del proceso SHOP (Shell's Higher Olefin Process), se cambió la materia prima de olefina a etileno, agregando una etapa de oligomerización,

isomerización y metátesis; todo esto para obtener las olefinas de longitud de cadena entre 10 y 18 carbonos que luego entran al proceso OXO. En la Tabla 1.5 se puede ver una comparativa entre los procesos oxo clásico y SHOP-OXO.

Tabla 1.5. Procesos OXO clásico y SHOP-OXO.

	Clásico	**SHOP-OXO**
Catalizador	Carbonilo de cobalto	Carbonilo de cobalto - Fosfina
Concentración de catalizador [%]	0,1 - 1,0	0,5
CO:H_2 ratio	1 : 1-1,2	1 : 2-2,5
Temperatura [°C]	150 - 180	170 - 210
Presión [MPa]	20 - 30	5 - 10
LHSV (Velocidad espacial de líquido)	0,5 - 1	0,1 - 0,2
Linealidad de las cadenas en los productos [%]	40 - 50	80 - 85

1.4.1.5 Oxidación de Bashkirov

Este proceso, desarrollado en la primera mitad del siglo XX en la Unión Soviética, consiste en la oxidación de parafinas con ácido bórico en presencia de una atmósfera de nitrógeno con un 3,5 % de oxígeno. Seguidamente, el ácido bórico induce la producción de ésteres y luego se realiza una hidrogenación final para formar alcoholes secundarios. El problema de estos alcoholes secundarios es que no se puede predecir en qué lugar de la cadena alquílica ocupará el lugar. En la Figura 1.17 se detalla un diagrama de flujo para este procedimiento.

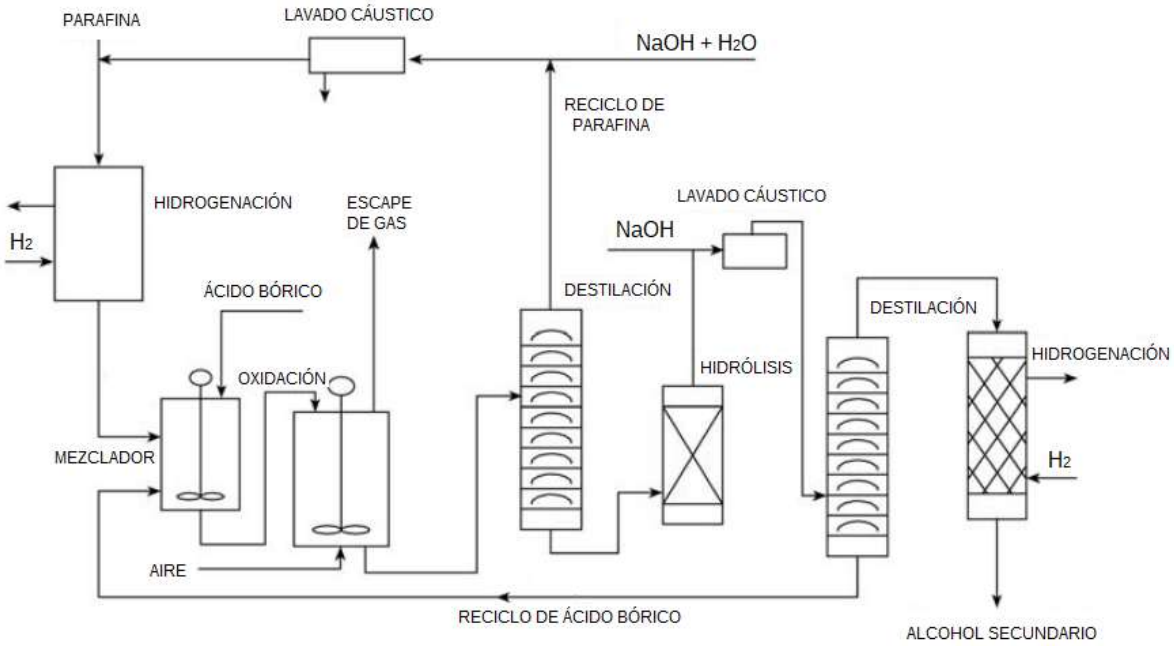


Figura 1.17. Diagrama de flujo para un proceso de oxidación de Bashkirov.

1.4.1.6 Ingeniería metabólica

En los últimos años comenzó a hablarse sobre la producción de alcoholes grasos obtenidos a partir del metabolismo de diferentes especies de bacterias. Dependiendo la bacteria con la cual se metaboliza el alcohol, se puede obtener una distribución de longitudes de cadena diferentes, dependiendo también del medio de cultivo [1.23].

Esta ruta para la producción de alcoholes consiste básicamente en aprovechar las enzimas presentes en las bacterias, que catalizan las reacciones. Por lo tanto, para llevar esto adelante, es necesario proveer los nutrientes necesarios a las células involucradas para poder sintetizar los alcoholes de interés.

El desafío que plantea este tipo de obtención de alcoholes grasos radica principalmente en dos factores. El primero de ellos es cómo recuperar los alcoholes, ya que estos son productos intracelulares. En la Figura 1.18 se pueden ver posibles caminos para dicha recuperación, dependiendo si se quiere o no mantener vivos a los microorganismos. El segundo desafío se enfoca en cómo poder llevar a escala industrial este tipo de ingeniería.

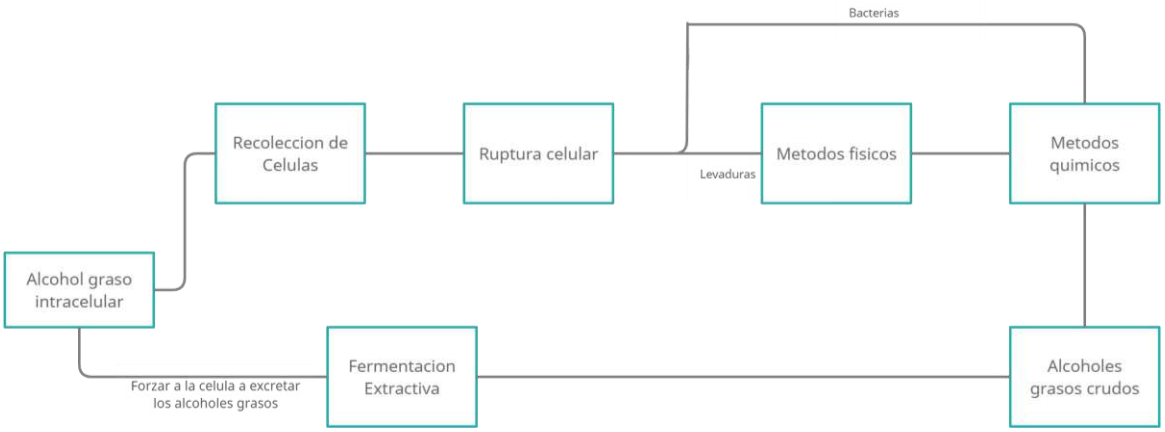


Figura 1.18. Métodos para recuperar los alcoholes grasos intracelulares.

1.5 Selección del proceso

Comparando brevemente las fuentes de origen de estos alcoholes, se puede decir que los alcoholes grasos naturales tienen un menor costo por materia prima que sus pares sintéticos. Se asume que esta diferencia se debe a los costos relacionados con las formas de obtención de las parafinas, en el caso de los alcoholes sintéticos. En cambio, para los naturales, se pueden utilizar desechos de otros tipos de industrias que proporcionan sebo o aceites utilizados.

Debido a que se estudia la factibilidad de producir alcoholes grasos a partir de ácidos grasos ya obtenidos del sebo, se cuenta con el proceso de elaboración de ácidos instalado en planta, es decir, la materia prima para este nuevo proceso ya se encuentra *in situ*. Por lo tanto, una primera idea es utilizar el proceso Lurgi, o bien, el proceso Henkel, para continuar con el tratamiento.

Para llevar adelante el proceso Henkel, se necesita contar con metanol como reactivo, y en gran cantidad, para asegurar que no queden grupos carbonilos libres. También son necesarios dos reactores, uno de esterificación y otro de hidrogenación. El reactor donde se lleva adelante la hidrogenación es un reactor tipo *trickle bed* (lecho empacado), donde el catalizador utilizado es de cromito de cobre. No obstante, al finalizar las reacciones, deben ser separados el catalizador y el metanol (el cual a su vez puede ser reutilizado).

Por su parte, para llevar adelante el proceso Lurgi, se necesita contar con un solo reactor tipo *slurry* (de “lechada”), el cual es alimentado con los ácidos grasos, con el catalizador (de

cromito de cobre al igual que el proceso Henkel), y también con la corriente recirculada de alcoholes grasos producidos. En este caso, sólo el catalizador tiene que ser recuperado del efluente del reactor.

Comparando ambos procesos, se encuentra que el proceso Lurgi posee ventajas respecto al Henkel: no utiliza materia prima adicional y utiliza un solo reactor respecto a los dos que plantea Henkel. Adicionalmente, en la Tabla 1.6 se analizan ciertos factores técnicos -en cuanto al tipo de lecho utilizado- que llevan a elegir el proceso Lurgi por sobre el Henkel.

Tabla 1.6. Comparación de lecho fijo y fluidizado.

	LECHO FIJO (Henkel)	LECHO FLUIDIZADO (Lurgi)
MODELO DE FLUJO-CONTACTO	Flujo del fluido próximo a flujo en pistón, por lo que la eficacia del contacto es elevada.	Flujo fluido complejo. Si el fluido es un gas, se forman burbujas grandes (*bypass* o cortocircuito), por lo que la eficacia del contacto es baja.
CONTROL DE TEMPERATURA	Formación de zonas calientes, con desarrollo de ΔT radial y axial.	Control fácil. $\Delta T \approx 0$.
PÉRDIDAS DE PRESIÓN/TAMAÑOS DE PARTÍCULAS	La pérdida de presión es elevada al usar ΔP pequeños para reducir la influencia de la transferencia interna de materia.	Se pueden usar ΔP pequeños. La eficacia de partícula es elevada, y la pérdida de presión es reducida.
DESACTIVACIÓN-REGENERACIÓN	Para solucionar los problemas por desactivación, el reactor se sobredimensiona y se cambia el catalizador en las paradas.	Permite la extracción fácil del catalizador sin parar la unidad, y reponerlo de forma continua.

Analizando la información de la tabla anterior y los puntos antes mencionados, se concluye que es más conveniente utilizar el proceso Lurgi.

1.6 Destilación de alcoholes grasos

Una vez obtenidos los alcoholes grasos, se procede a separar la mezcla de productos (alcoholes cetílico, estearílico y miristílico), así como también los posibles restos de reactivos sin reaccionar provenientes del reactor. Para esto, lo más conveniente es utilizar un sistema de destilación fraccionada, a fin de producir cortes de un solo alcohol de alta pureza. Dichos

sistemas consisten en torres rellenas con empaquetamientos regulares operadas al vacío, con pérdidas de presión mínimas [1.22].

Luego, la condensación se realiza mediante condensadores de tubo y coraza internos, o bomba alrededor de una sección empaquetada interna con un enfriador externo. Para la entrada de calor, se pueden utilizar bombas con motor encapsulado, y hervidores de película descendente o bombas centrífugas con hervidores de vaporización. Estas cuestiones son analizadas en profundidad en capítulos posteriores.

1.7 Consumo de alcoholes grasos en la región y el mundo

1.7.1 Mercado mundial

El mercado global de los alcoholes grasos en el año 2020 tuvo un valor estimado de mercado de 5400 millones de dólares estadounidenses, y se proyecta que para el año 2025 tenga un crecimiento de 5,2 puntos porcentuales, obteniéndose un valor de mercado de 7000 millones de dólares. Este crecimiento del mercado es impulsado básicamente por la creciente demanda del cuidado personal (cosmética) y de las aplicaciones tanto industriales como domésticas de los alcoholes grasos [1.15]. Así y todo, su valor fue menor al predicho anteriormente debido a las restricciones ocasionadas por el COVID-19.

Fuentes bibliográficas informan que el valor en el mercado de los alcoholes grasos se encuentra alrededor de los 2.130 USD/ton cadenas de 16 y 18 Carbonos, mientras que el valor de mercado para el alcohol miristílico es de 2.310 USD/ton.

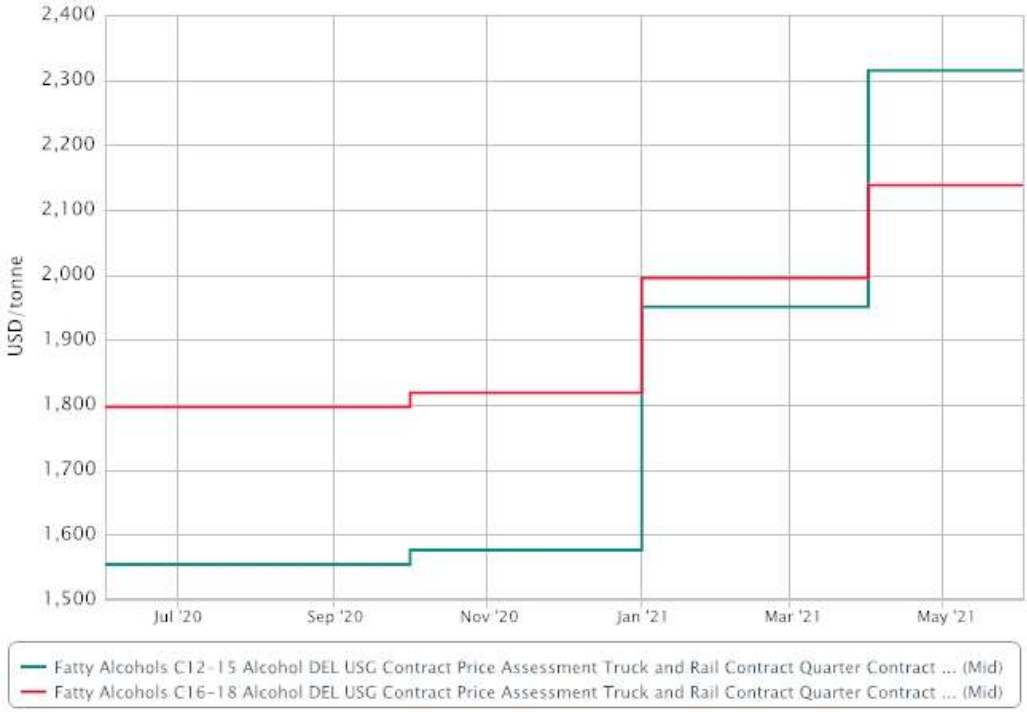


Figura 1.19. Variación de precios de alcoholes grasos en rango acotado entre 2020 y 2021.

La producción global de alcoholes grasos se estima que estuvo alrededor de 3 millones de toneladas en el año 2015, donde el 75% fue de origen animal/vegetal (de base biológica), con una distribución global como se muestra en la Figura 1.20.

El consumo y la producción de estos productos se enfoca principalmente en Asia, donde se concentra la mayor parte de la población mundial. Asia es una región caracterizada por los bajos salarios en la región debido a la falta de capacitación en la población, y también en dicha región existe una gran demanda de cereales, aceites y carnes.

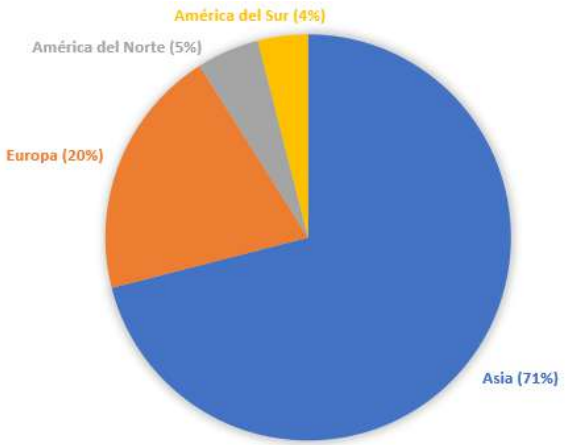


Figura 1.20. Producción de alcoholes grasos basados en aceites y grasas. [1.14]

La importancia relativa en el mercado de los alcoholes naturales es cada vez mayor, ya que desde hace varias décadas vienen desplazando a los de origen petroquímico. Por un lado, se puede pensar que esto está asociado a la inminente escasez petrolera que puede producirse en el futuro; y, por otro lado, que los costos de utilizar materia prima natural son relativamente más baratos que las cifras asociadas al uso de petróleo.

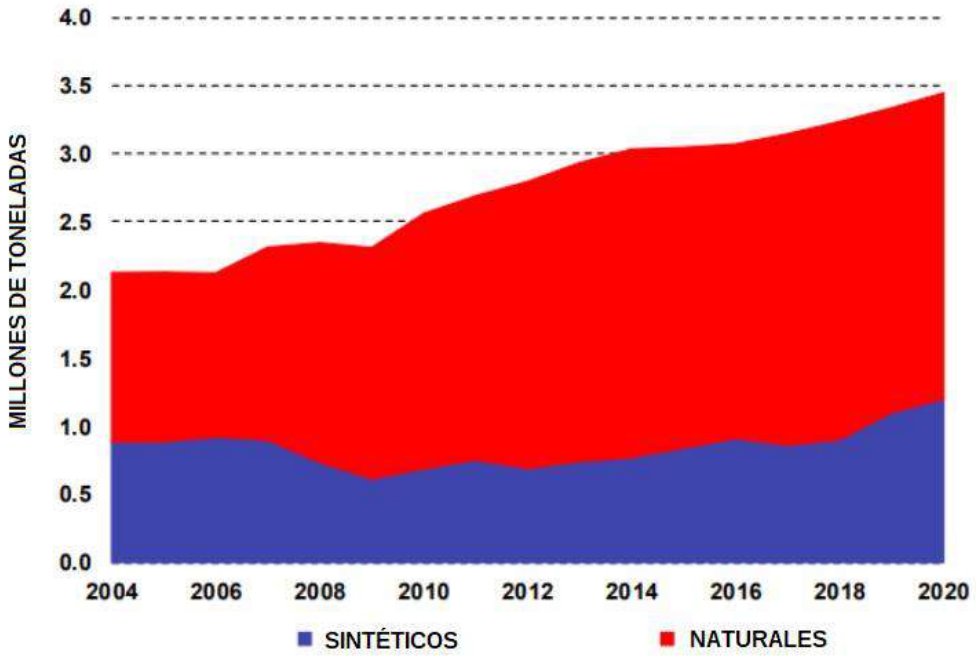


Figura 1.21. Producción de alcoholes grasos sintéticos o naturales entre los años 2004 y 2020. [1.8]

1.7.2 Mercado regional

En la región, la principal producción de alcoholes grasos se encuentra en Brasil y Colombia, aunque no son grandes cantidades las que se producen comparando con otras regiones del planeta. Este tipo de compuestos deben ser importados, siendo el sudeste asiático la principal fuente de alcoholes de nuestra región, donde el primordial uso va hacia las industrias de la cosmética.

Recurriendo a datos aduaneros de la región, en el caso de Brasil, la importación de alcohol cetílico tiene un valor de 6.408.816 USD (valor FOB); mientras que, para el estearílico, el valor es de 570.909 USD FOB. En el ámbito de la exportación, se tiene un valor de 270.050 USD FOB para el alcohol cetílico, y de 147.808 USD FOB para el estearílico. Los principales destinos de estos alcoholes son Colombia y Argentina, y en menor medida Perú.

Si fuera deseado, existe la posibilidad de competir en el mercado brasilero y colombiano como principal abastecedor regional de alcohol cetílico y estearílico.

1.7.3 Mercado argentino

En la Argentina, no hay exportaciones de los productos de interés del proyecto, pero sí importaciones. De alcohol estearílico, se importaron 99 toneladas en el año 2020 por un valor de 165.624,63 dólares estadounidenses embarcados, y de alcohol cetílico 1190 toneladas en el año 2020 por un valor de 1.799.391,83 dólares estadounidenses. [1.17]

Los orígenes de estas importaciones se detallan en la Figura 1.22 con su participación relativa en el mercado nacional.

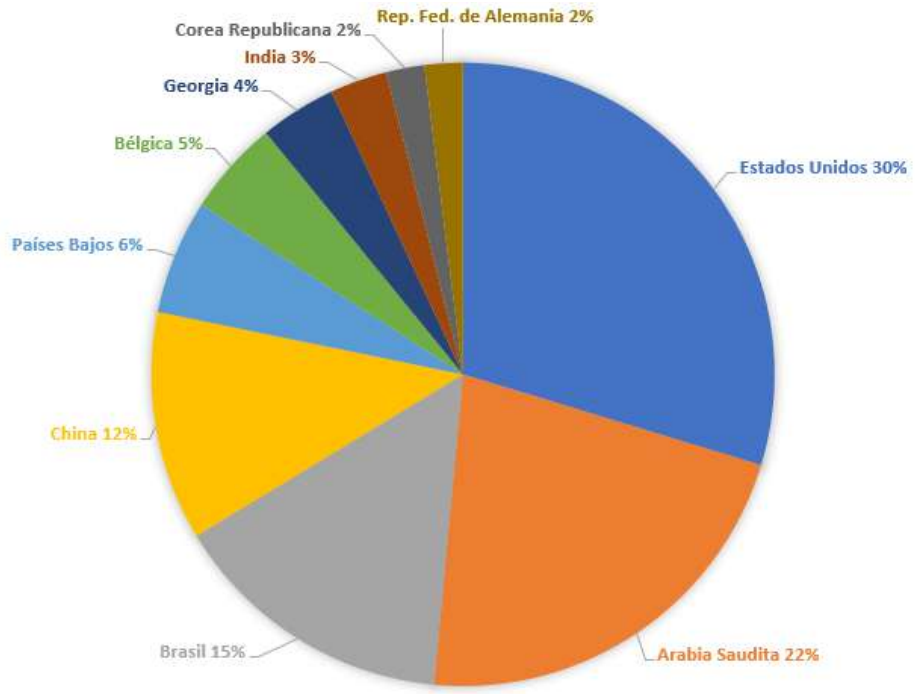


Figura 1.22. Procedencia de los alcoholes cetílico y estearílico importados.

Por lo tanto, asumiendo que se trabajan los 365 días del año, el consumo aproximado de alcohol estearílico por hora en la Argentina es de 0,011 ton/h; y el consumo de cetílico es 0,2 ton/h.

1.8 Rendimiento máximo

Para determinar el rendimiento máximo posible del proceso, se asume una base de cálculo de 1 kg/h, de donde 464,4 g/h son de ácido oleico (C18:1), 193,8 g/h son de ácido esteárico (C18:0), 291,8 g/h de ácido palmítico (C16:0) y 40,2 g/h de ácido linoleico (C18:2). Convirtiendo a moles, se cuenta con 1,643 mol/h de oleico, 0,681 mol/h de estearico, 1,138 mol/h de palmítico y 0,143 mol/h de linoleico.

Como en el proceso planteado por Lurgi la esterificación tiene lugar entre el ácido graso y la recirculación de alcoholes grasos producidos, por cada mol de ácido que ingresa al reactor, se genera un mol de alcohol. En la etapa de hidrogenación, dadas las condiciones de operación, los dobles enlaces presentes en las cadenas alifáticas se hidrogenan obteniendo sólo alcoholes saturados.

Así, resultan 1,138 mol/h de alcohol cetílico, y 2,467 mol/h de alcohol estearílico -(1,643 + 0,681 + 0,143) mol/h-. Este último cálculo proviene de sumar las cantidades de ácido oleico, esteárico y linoleico alimentados al reactor. Los tres ácidos contienen 18 carbonos, al igual que el alcohol estearílico que se genera. Llevando las cantidades obtenidas a flujo másico, se tiene: 665,97 g/h de alcohol estearílico y 275,85 g/h de alcohol cetilico. Por lo tanto, el rendimiento máximo esperado es el calculado por la ecuación 1.2.

$$\frac{(665.97 + 275.85)\ g/h}{1000\ g/h} \cdot 100\% = 94.1\% \qquad \text{[Ec 1.2]}$$

Pero, como se sabe, esta cota teórica no puede ser alcanzada debido a que:

1. Se ha considerado que las reacciones tienen una conversión del 100%, cuando en la realidad lógicamente esto no sucede.
2. Se ha considerado que todos los dobles enlaces son hidrogenados y, sin embargo, es muy probable que se generen pequeñas cantidades de subproductos con insaturaciones.

1.9 Locación de la planta productiva

1.9.1 Ubicación actual de la planta

El proyecto realizado para la elaboración de ácidos grasos a partir de sebo vacuno propuso su locación en el parque industrial Villa Luján, el cual se encuentra en Gral. Heredia 3220, en la localidad de Gerli, Provincia de Buenos Aires, Argentina.

1.9.2 Análisis de locaciones

Dado que los alcoholes grasos tienen un valor de mercado más alto que los ácidos, y un mercado diferente en la región y en el mundo, se analizan posibles ubicaciones alternativas a la propuesta en la Sección 1.9.1.

Considerando que el proceso productivo es una extensión de una planta ya existente, se debe analizar la posible ubicación de la planta de ácidos grasos para luego extender y agregar una área de producción destinada a alcoholes grasos. Teniendo en cuenta el proceso productivo para la elaboración tanto de alcohol como de ácido graso, se decide ubicar la planta industrial en un parque industrial en la Argentina. En la Tabla 1.7 se resumen las ventajas y desventajas que presenta la instalación de una planta en un parque industrial.

Tabla 1.7. Ventajas y desventajas de instalar una planta en un parque industrial.	
Ventajas	**Desventajas**
● Seguridad jurídica, fiscal e industrial ● Capitalización de la inversión ● Evitar cambios abruptos en la zonificación ● Seguridad a la hora de evitar accidentes y penalidades ● Inversión en infraestructura ● Financiamiento a tasas bajas ● Menores costos operativos y economía de red ● Desarrollo sostenible ● Comunidad industrial organizada	● Fuerte competencia entre municipios por la atracción de inversiones ● Los municipios suelen carecer de suelo y/o infraestructura y servicios ● Los procesos de vandalización y deterioro ambiental condicionan sus posibilidades de gestión y desarrollo ● Las dificultades para instalar procesos asociativos público-privados y/o entre privados limitan su gerenciamiento.

Estudiando este primer análisis, se concluye, *a priori,* que son más las ventajas que las desventajas de instalar la planta en un parque industrial. Por ello, se procede a analizar la zona más conveniente teniendo en cuenta la disponibilidad de materias primas y el proceso productivo.

La Argentina cuenta con más de 400 parques industriales en su territorio, generando innumerables puestos de trabajo. En la Figura 1.23 se puede ver cómo se encuentran distribuidos a lo largo de todo el territorio. Se estima que, para el año 2025, el 30% de las empresas estarán localizadas en un parque industrial.

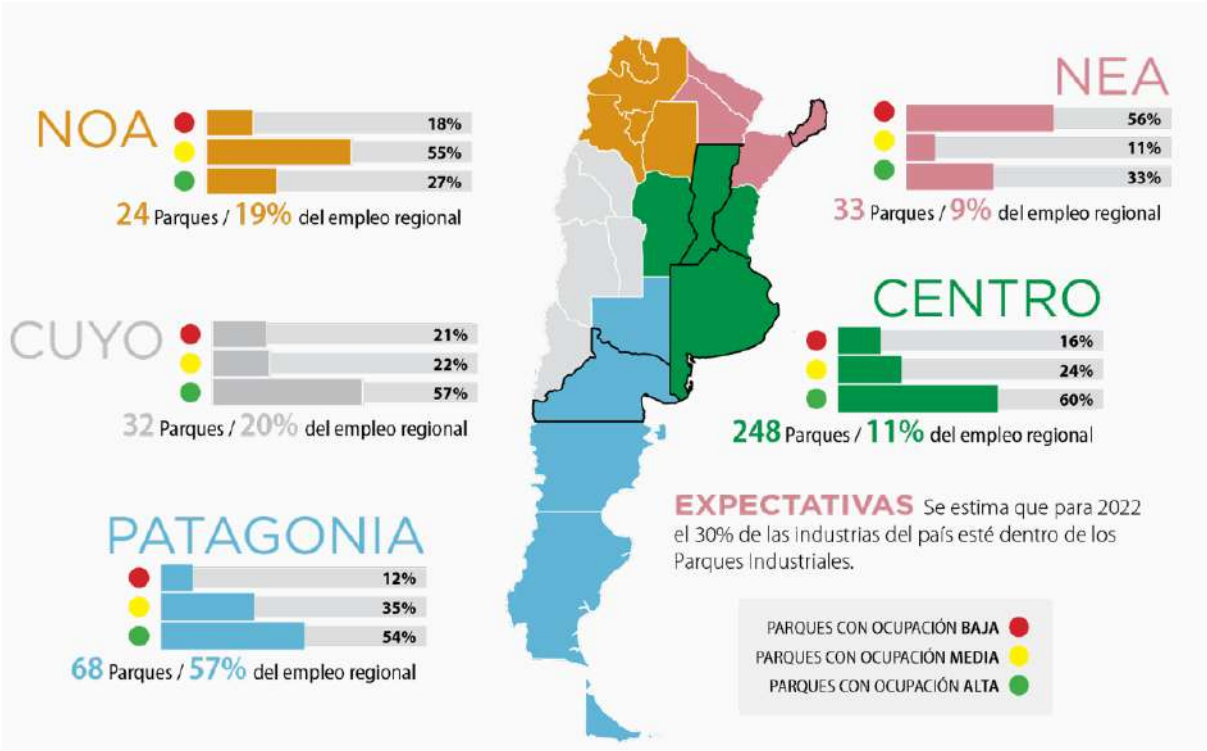


Figura 1.23. Distribución de parques industriales en Argentina.

Observando la gráfica anterior, las zonas más pobladas son el centro del país y la patagonia argentina, por lo que lo ideal es buscar una zona con una ocupación baja, tal como el NEA, o una zona con una ocupación media, como el NOA. El inconveniente que surge en esas zonas es que la disponibilidad de la materia prima (sebo vacuno) para la producción de ácido graso que luego deriva en la producción de alcohol graso no es la mayor, y tampoco es buena la red de distribución que se tendría para la exportación del producto final.

Se debe considerar también que el sebo vacuno proviene de los frigoríficos de la zona cercana a donde se instale la planta, es por ello que hay que estudiar la densidad de frigoríficos a lo largo del país para poder ver en qué zona habrá una mayor oferta de sebo para poder comenzar la cadena productiva. Una mayor oferta tendrá un impacto directo en el precio de la materia prima: según la ley de oferta y demanda, cuando la cantidad ofertada de un bien aumenta, su precio de equilibrio disminuye.

En la Figura 1.24 se muestra la distribución de frigoríficos en Argentina.

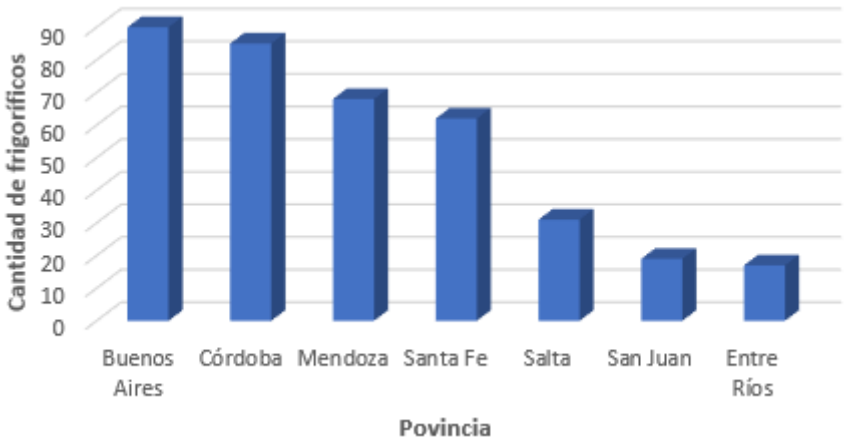


Figura 1.24. Cantidad de frigoríficos según su localización.

Esta distribución es lógica debido a que la densidad poblacional de la provincia de Buenos Aires es la mayor del país, por ende el consumo de carne en la provincia es mayor que en otras regiones. Al haber mayor consumo, mayores son los desechos (entre ellos, el sebo vacuno), generando que haya mayor cantidad de materia prima disponible.

1.9.3 Otras posibles locaciones

1.9.3.1 NOA

La construcción del Corredor Bioceánico por parte de los gobiernos de Brasil, Argentina, Paraguay y Chile abre la posibilidad de exportar los productos con salida hacia el océano pacifico. Las ventajas que atrae esto están asociadas al fortalecimiento de los lazos comerciales entre Argentina y Chile en particular.

Para poder aprovechar el corredor, la planta debe estar ubicada en la provincia de Salta o Jujuy, ya que hay rutas que conectan directamente con éste. Por la presencia de una mayor cantidad de frigoríficos en la zona, la mejor opción entre estas dos provincias es Salta. La provincia de Salta cuenta con 6 parques industriales ubicados en la ciudad de Salta, en las ciudades de Gral. Güemes, Gral. Mosconi, Rosario de la Frontera, además de en la localidad de San Antonio de los Cobres y en Pichanal.

La mayor concentración de frigoríficos en la zona se da en la ciudad de Salta, por lo que el parque industrial de esta ciudad es la principal opción.

Ubicar la producción de alcoholes en esta provincia genera una serie de ventajas y desventajas que son resumidas en la Tabla 1.8.

Tabla 1.8. Ventajas y desventajas de ubicar la planta en la ciudad de Salta.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
● Genera puestos de trabajo en el área ● Aprovecha el corredor bioceánico con salida al océano Pacifico ● Descentraliza la actividad industrial en el país (la mayor parte se encuentra en la provincia de Buenos Aires y en el centro del país)	● Posible necesidad de capacitación de mano de obra, ya que al haber menor cantidad de actividad industrial no se tiene la certeza de encontrar mano de obra especializada como en la provincia de Buenos Aires ● Se debe abastecer la planta de sebo vacuno ya que no serían suficiente los desechos bovinos que cuenta la región para la capacidad de la planta requerida ● Dificultad para abastecer el mercado interno en lo que refiere a transporte

1.9.3.2 Córdoba

Otra posible localización para esta planta es la provincia de Córdoba. Por tratarse del centro geográfico del país, se considera un posicionamiento estratégico para abastecer el consumo interno. Córdoba cuenta actualmente con 17 parques industriales, de los cuales 9 de ellos están en funcionamiento y 8 están aprobados. A continuación, se destacan los que se encuentran en el área y que presentan actividad industrial:

- San Francisco (San Francisco)
- Ferreyra (Ciudad de Córdoba)
- Leonardo Da Vinci (Río Tercero)
- Luque (Luque)
- Villa del Rosario (Villa del Rosario)
- Logístico y Tecnológico Villa María (Villa María)
- Adrián P. Urquiza (General Deheza)
- Arturo Frondizi (Río Cuarto)
- Malagueño (Malagueño)

Considerando que Córdoba Capital posee 21 frigoríficos, siendo la ciudad con más establecimientos de este tipo en la provincia, se recomienda, en caso de instalar la planta en esta provincia, hacerlo en el Parque Industrial Ferreyra, debido a que es el parque que tiene más frigoríficos en las cercanías de su predio. En la Tabla 1.9 se resumen las ventajas y desventajas que presenta la instalación de la planta en Córdoba.

Tabla 1.9. Ventajas y desventajas de ubicar la planta en Córdoba.

VENTAJAS	DESVENTAJAS
● Genera puestos de trabajo en el área ● Descentraliza la actividad industrial en el país, la mayor parte de la misma se encuentra en la provincia de Buenos Aires ● Aprovecha la amplia disponibilidad de materia prima en la zona	● En caso de ser necesario, se debe facilitar parte del sebo vacuno desde otras regiones del país para poder cumplir con la capacidad de producción de la planta ● En caso de exportación, la salida al océano es más complicada que en Salta o que en la provincia de Buenos Aires ● Posible necesidad de capacitación a personal dado que se cuenta con menos conocimiento de la actividad industrial que en Buenos Aires (aunque es mayor que en Salta)

1.9.4 Recomendación

Tras todo el análisis previo, se recomienda no reubicar la planta, es decir, mantener la ubicación seleccionada por el equipo de trabajo del año 2020. Esto se concluye al tener en cuenta el espacio dentro del predio del parque industrial, a la posición estratégica para exportar los alcoholes y al abastecimiento interno y regional (en caso de ser necesario).

Además, la provincia de Buenos Aires cuenta con la mayor cantidad de frigoríficos del país y la mayor concentración de la población en la zona metropolitana del Gran Buenos Aires, lo que nos permite contar con mano de obra especializada.

1.10 Capacidad de planta

En base a las demandas del mercado interno y la posibilidad de vender los alcoholes en el exterior, la capacidad de la planta debe ser la máxima posible.

Como se determinó en los diversos apartados, nuestro país importa alcoholes grasos ya que no son producidos a gran escala en el territorio. Se puede entonces abastecer el mercado interno y destinar el excedente para exportación a regiones que consumen grandes cantidades de este producto con sus diversos fines.

Siendo 3,5 ton/h la materia prima a procesar para la producción de alcoholes grasos, con un rendimiento máximo teórico del 94%, se obtienen 3,3 ton/h de producto, lo que representa anualmente 40.953 toneladas de alcoholes grasos.

En 2020 se produjeron 2,25 millones de toneladas de alcoholes grasos a nivel mundial, por lo que la producción teórica de la planta en estudio representa el 0,0182%.

1.11 Justificación preliminar del proyecto

En virtud de justificar la incorporación de la línea de producción de alcoholes grasos a la planta ya existente, se tienen en cuenta varios factores. En primer lugar, no se registran en el país competidores, por lo que la entrada al mercado interno -en caso de querer comercializar tanto en el exterior como en el país-, puede ser viable.

Se sabe que a nivel mundial esta demanda viene en constante aumento, provocando la instalación de plantas de producción en distintos continentes del mundo tales como Asia, Europa y América. Esto se debe a que, como ya se mencionó, los alcoholes de cadena larga juegan un papel fundamental en la producción de detergentes, cosméticos y combustibles (biodiesel). Teniendo en cuenta que el pronóstico referido al mercado de este tipo de compuestos es bueno, se espera que pueda expandirse de manera exponencial en el futuro próximo.

Vale la pena destacar los motivos por los que se considera viable la ampliación de la planta ya existente, como son las tendencias que están afectando la industria oleoquímica en la actualidad. Estos tipos de compuestos derivados de aceites y grasas juegan un papel fundamental a la hora de encontrar fuentes alternativas al petróleo, algo que es de vital importancia para suplantar innumerables industrias actuales, debido a su inminente escasez.

Se deben aprovechar los recursos que se tienen al alcance de nuestra mano en la Argentina, como lo es el sebo -que es el principal desecho de una de las áreas de desarrollo productivo del país, la ganadería-, para poder producir alcoholes grasos, considerando la continua expansión de los combustibles alternativos porque, como ya es de público conocimiento, el petróleo es un recurso no renovable y deberá ser reemplazado en algún momento.

También, resulta relevante remarcar que, como se ha desarrollado a lo largo de este capítulo, los alcoholes grasos tienen aplicaciones en diversas industrias, y es por ello que hay distintos mercados a los que se puede apuntar, tanto internos como externos, que justifican la ampliación de la planta ya existente.

CAPÍTULO 2

RESUMEN EJECUTIVO

En el presente capítulo se busca profundizar sobre aspectos que han sido mencionados en el capítulo anterior, como la tecnología del proceso (sin entrar en detalles en cuanto a su diseño), la conformación de la planta, el catalizador a utilizar, y los balances de masa generales.

En primer lugar, se profundiza en la conformación de la planta, teniendo en cuenta las diferentes subplantas que pueden formar parte de ella. Se hace mención a los distintos equipos y/o procedimientos que deben ser llevados a cabo, tanto para la obtención de los productos deseados, como así también para su purificación y separación. En este caso, la planta cuenta con una subplanta donde se encuentra el reactor; y, por otro lado hay una subplanta de purificación y separación que cuenta con los separadores de hidrógeno, agua y catalizador; y una serie de torres de destilación para obtener los tres alcoholes grasos por separado.

Posteriormente, se estudian las reacciones que están involucradas a lo largo de todo el procedimiento, tanto las principales como las secundarias. Para obtener el producto en cuestión, se lleva a cabo una esterificación de la mezcla de ácidos grasos, seguida de una hidrogenación para obtener los alcoholes grasos. Simultáneamente, las insaturaciones sufren una hidrogenación de sus dobles enlaces a fin de obtener alcoholes grasos saturados. Sin embargo, hay dos reacciones que se deben evitar: la hidrogenación de los alcoholes y la hidrogenólisis de los enlaces C-C, ya que ambas reacciones ocasionan una disminución en la producción deseada.

A la hora de estudiar la cinética de cada una de las reacciones, se debe analizar cuál es el catalizador más adecuado de manera de cumplir con ciertos criterios, principalmente económicos y relacionados al cuidado del medio ambiente. Tras barajar las diferentes opciones, se decide optar por un catalizador de cromito de cobre.

Seguidamente, se evalúa la capacidad de producción de la planta. Por un lado, se tiene una estimación de la producción basada en aspectos económicos y accesibilidad a materia prima, denominada producción nominal, y es la que se tiene en cuenta posteriormente para realizar la evaluación económica correspondiente al proyecto. Por otro lado, también se define una capacidad instantánea, la cual contempla ciertos percances que se pueden manifestar durante la producción, además de la madurez del proceso y factores de seguridad.

Finalmente, se describen todos los balances de masa involucrados en la planta, tanto el global como los de cada equipo. Se definen de esta manera todos los flujos másicos de las corrientes principales y secundarias junto a sus respectivas concentraciones. Uno de los más importantes es el balance del sistema a modo de "caja negra" (Figura 2.1).

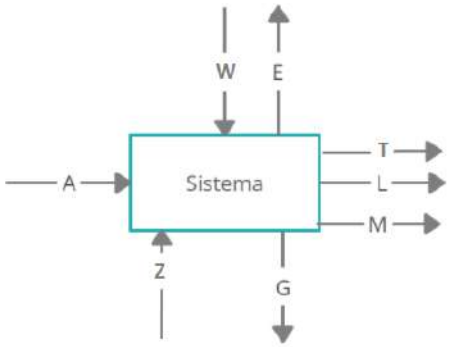


Figura 2.1. Representación del sistema como caja negra.

Donde se puede definir cada corriente en flujo másico, expresado en kg/h. Los resultados se resumen en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1. Flujos másicos (kg/h) en el balance general del proceso.

Componente	Entradas			Salidas				
	A	W	Z	E	G	T	L	M
C18:0	847,88	0	0	0	0	0	0	0
C18:1	2.031,75	0	0	0	0	0	0	0
C18:2	175,88	0	0	0	0	0	0	0
C16:0	1.276,63	0	0	0	0	0	0	0
C14:0	35,00	0	0	0	0	0	0	0
C18	0	0	0	0	0	0	0	2.921,4
C16	0	0	0	0	0	0	1.207,35	0
C14	0	0	0	0	0	32,16	0	0
Agua (generada en la esterificación)	0	0	0	286,74	0	0	0	0
Fase "Agua + TG + Gly" de la alimentación	7,87	0	0	7,87	0	0	0	0
Catalizador	0	0	563,35	0	563,35	0	0	0
H_2	0	80,62	0	0	0	0	0	0
Total por corriente	4.375,00	80,62	563,35	294,61	563,35	32,16	1.207,35	2.921,4

OBJETIVOS

- Delinear el diagrama de flujo de la planta
- Calcular composiciones y caudales de las corrientes de proceso
- Definir la tecnología del proceso (pretratamiento, reactores y sistema de purificación)
- Estimar la Efectividad Global de Proceso (EGP)

2.1 Introducción

A la hora de definir y llevar adelante un proceso químico, es necesario definir la ruta del mismo, los pretratamientos que son necesarios realizar a la materia prima previo a la reacción, el sistema de reactores y el sistema de separación y purificación de los productos.

El pretratamiento consiste en una serie de pasos o etapas en donde se llevan adelante todas las transformaciones físicas y químicas necesarias, para de esta manera lograr deshacerse de todo aquello que se encuentre presente en la materia prima que no debe ingresar al reactor. A modo de ejemplo, se puede pensar en la refinación del sebo comercial en las etapas previas del proceso. El sistema de reactores consiste precisamente en el modo en el cual se va a materializar la reacción principal del proceso; mientras que en la separación y purificación se hace mención de los métodos físicos a través de los cuales se cumple con las especificaciones técnicas de los productos; por ejemplo, la pureza.

En cuanto a la ruta de reacción que se va a seguir, la seleccionada es conocida como proceso Lurgi, en donde se obtienen alcoholes grasos a partir de ácidos grasos, formando ésteres grasos e hidrogenándolos en última instancia. Este proceso es llevado adelante a altas presiones y a altas temperaturas, sin la incorporación de nuevos reactivos y aprovechando los alcoholes producidos.

En el presente estudio, donde se parte de ácidos grasos producidos a partir de sebo, se comienza a pensar el proceso a partir del efluente del reactor de hidrogenólisis; por lo tanto, no se requiere de un sistema de tratamiento previo (ya que la mezcla efluente sólo contiene trazas de agua y triglicéridos, los cuales pueden ser separados más). En consecuencia, y de

modo muy simplificado, este proceso sólo va a contar con el sistema de reactores, y la subplanta de separación y purificación.

Además, debe marcarse una diferencia en lo que respecta a la capacidad de diseño y la capacidad instantánea. La primera es definida en base a criterios económicos y de acceso a materia prima, mientras que la segunda es un parámetro utilizado para el diseño de los equipos y se obtiene a partir de la primera.

2.2 Diagrama de flujo

En la Figura 2.2 se puede observar el recorrido de la corriente principal, como así también, el de las secundarias. En primer lugar, la mezcla de ácidos grasos ingresa al reactor junto con el hidrógeno y el catalizador. Es importante destacar que gran parte del hidrógeno utilizado es recirculado (ya que la reacción tiene lugar cuando éste se encuentra en exceso). Lo mismo sucede con el catalizador, donde la mayor parte de él es recuperada hacia el final del proceso y se la recircula, junto con un gran porcentaje de los alcoholes formados, hacia el reactor.

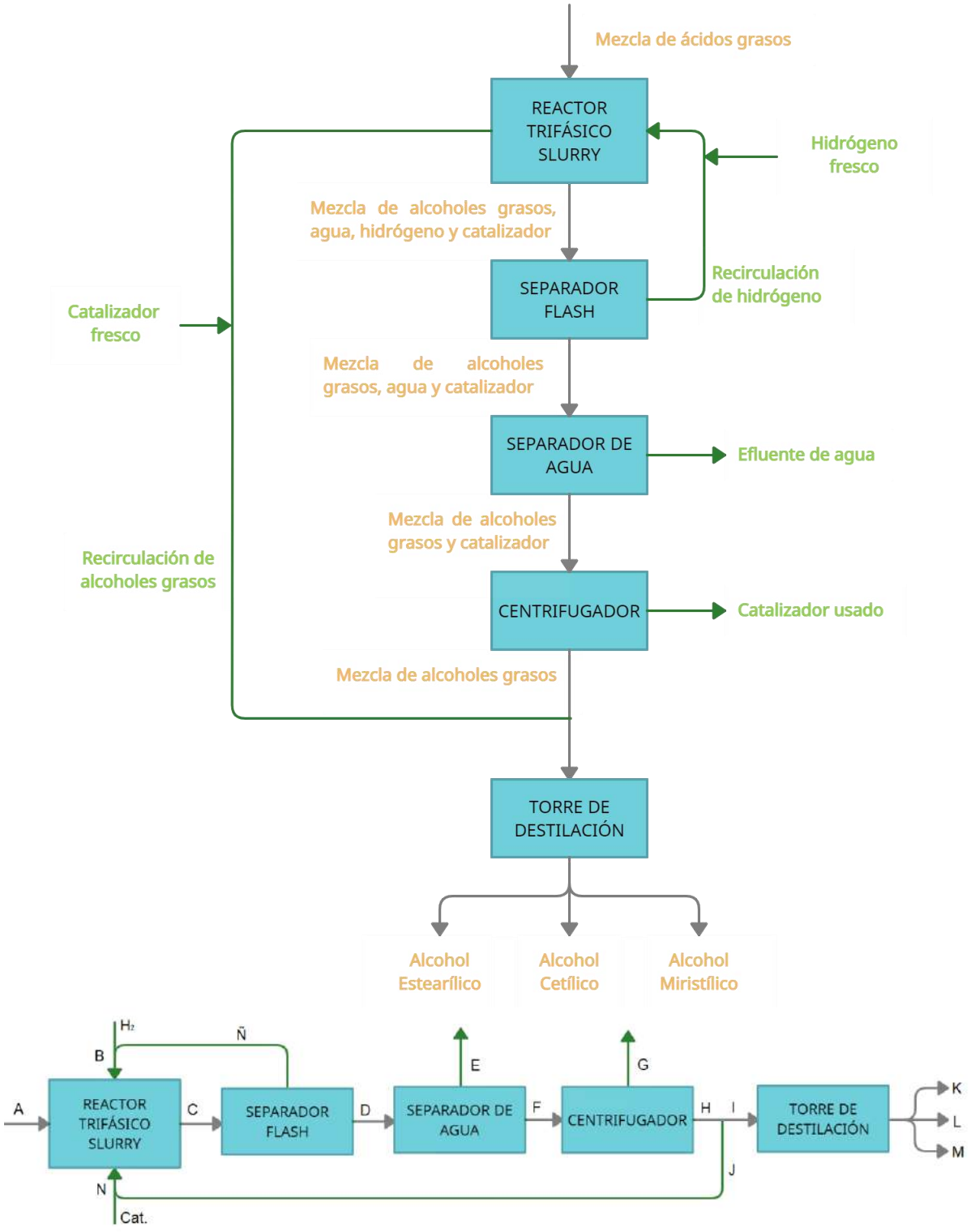


Figura 2.2. *Arriba:* Diagrama de flujo de la planta de producción de alcoholes grasos.

Abajo: Mismo diagrama pero con las letras asociadas a cada corriente.

Una vez que a la mezcla de alcoholes se la separa del exceso de hidrógeno, del agua y del catalizador, se la transporta hacia una torre o serie de torres de destilación a modo de obtener cada uno de los alcoholes producidos por separado. Más adelante se detallan los procesos llevados a cabo para la purificación y separación de cada uno de estos productos.

2.2.1 Subplanta de reactor

El reactor a utilizar es un reactor trifásico tipo *slurry.* Este reactor consiste en un tanque que cuenta con tres alimentaciones y una salida. Como ya se mencionó anteriormente, por un lado se alimentan los ácidos grasos provenientes del proceso anterior; por otro, el hidrógeno a altas presiones en estado gaseoso; y, por último, los alcoholes grasos recirculados mezclados con el catalizador. Las tres corrientes ingresan por la parte inferior del reactor, y el hidrógeno a altas presiones proporciona la agitación necesaria. La corriente de salida abandona al reactor por el tope y consiste en una mezcla de ésteres que no reaccionaron, alcoholes producidos, catalizador, hidrógeno, agua y productos secundarios no deseados.

También puede ocurrir que a la salida del reactor haya una pequeña cantidad de ácidos sin convertir que, para la primera aproximación del balance general de masa del sistema, no es tenida en cuenta. Tanto la esterificación como la hidrogenación de ésteres son reacciones reversibles y hay un equilibrio implicado en ellas. El separador de agua que se encuentra luego del reactor (que afecta a la concentración de agua de la corriente de recirculación de alcoholes) favorece la esterificación; mientras que la hidrogenación disminuye eventualmente la concentración de ésteres en el sistema (hecho que también acelera la esterificación y disminuye eficazmente la concentración de ácidos grasos en el reactor). Es por esta razón que se considera que la cantidad de ácidos no convertidos a la salida del reactor es despreciable.

En cuanto a condiciones de operación, una primera aproximación es que para obtener una alta conversión, es necesario que el reactor opere a una elevada presión de unos 300 bar y una temperatura de alrededor de 240°C. [2.1]

En relación a los caudales que ingresan y egresan, se detalla un análisis más completo en la sección 2.7.

2.2.2 Subplanta de separación y purificación

Esta subplanta consta de las etapas del proceso de separación y purificación de alcoholes grasos. La separación implica principalmente tres etapas en donde se elimina primero el exceso de hidrógeno gaseoso presente en la mezcla efluente del reactor, luego el agua producida por la esterificación, y finalmente el catalizador sólido. La purificación consta de la separación de los alcoholes y purificación de los mismos, siendo estos el alcohol estearílico, el cetílico y, en menor medida, el miristílico.

Para llevar adelante la separación del hidrógeno gaseoso de la mezcla efluente del reactor, lo más conveniente es utilizar un separador *flash*, donde el hidrógeno recuperado puede ser reingresado al reactor.

Para la separación del agua y alcoholes grasos de bajo punto de ebullición (pueden ser trazas que aparecen por la hidrogenólisis de alcoholes), puede llevarse a cabo en una cámara de evaporación a baja presión pero elevada temperatura. Esto implica tomar la corriente que proviene del separador *flash* a alta temperatura, bajarle la presión y así lograr que el agua y estos alcoholes de bajo punto de ebullición se evaporen a la temperatura de operación. Si se agrega un venteo en la parte superior de la cámara de evaporación, estos componentes a eliminar salen del sistema, mientras que la corriente con alcoholes de interés y catalizador siguen su camino en la planta. Otra opción para esta separación es sugerida por Voeste y Buchold [2.2], donde se menciona un sistema de dos etapas de enfriamiento/expansión para la eliminación de estos compuestos. La vía finalmente elegida para este cometido es definida cuando se determinan los equipos a utilizar en los capítulos posteriores.

En cuanto a la separación del sólido, esta se lleva adelante mediante un separador centrífugo, donde se separa la mezcla de alcoholes de una mezcla lodosa que contiene tanto a los alcoholes grasos como al catalizador. Luego, de esta mezcla se retira una porción del catalizador y se agrega la misma cantidad de catalizador nuevo para su recirculación al reactor. En cuanto a la fase sin sólidos en suspensión, ésta pasa a través de un filtro para liberarlo de las trazas de catalizador, y así poder pasar a la unidad de destilación y posterior almacenamiento.

La etapa de destilación consiste en una serie de destiladores al vacío, donde la mezcla de alcoholes es fraccionada. Para esto, en una primera instancia la mezcla de crudos pasa por

un secador, donde se elimina cualquier traza de agua presente, y luego el crudo pasa por una serie de columnas de rectificación, como se ve en la Figura 2.3.

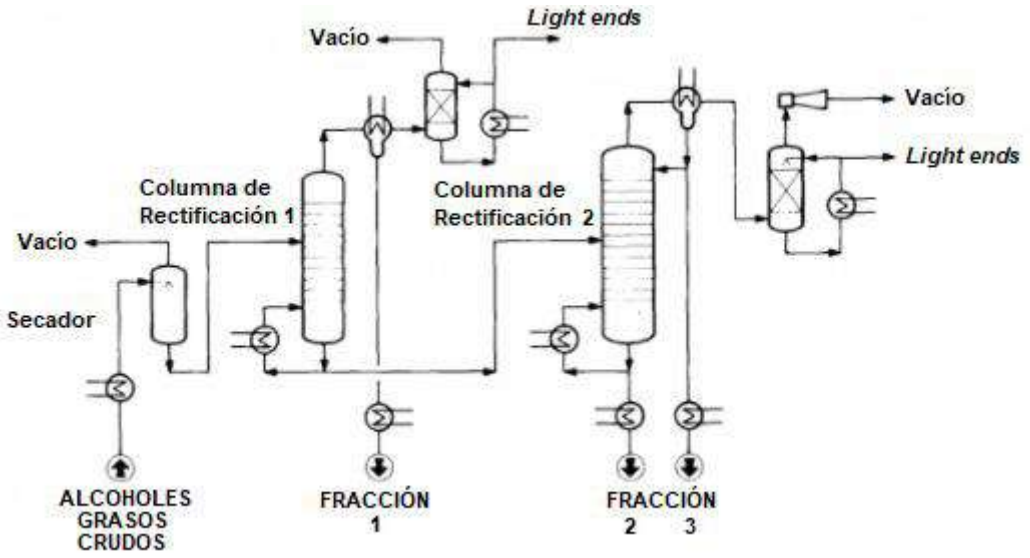


Figura 2.3. Diagrama de flujo para un proceso típico de fraccionamiento de alcoholes grasos.

En el diagrama de flujo, el término *light ends* hace referencia a los productos ligeros que no son de interés pero están presentes. Puede tratarse, en este caso, de los hidrocarburos y alcoholes de cadena corta que puedan llegar a generarse por hidrogenólisis de ésteres en el reactor *slurry* -y que no hayan sido eficazmente eliminados en las etapas previas de separación-.

Como comentario final, es probable entonces que el sistema de purificación a definir en próximos capítulos se asemeje a lo observado en la Figura 2.3.

2.3 Reacciones

En este apartado se hace mención a cada una de las reacciones que son llevadas a cabo a lo largo de todo el procedimiento. En una primera instancia, se estudian las reacciones principales para posteriormente dar lugar a las secundarias, algunas de las cuales se deben evitar.

2.3.1 Reacciones principales

Como se mencionó con anterioridad, el proceso Lurgi, considera en principio una esterificación de los ácidos grasos que posteriormente se hidrogenan para dar como resultado los alcoholes grasos en cuestión. Los ácidos no pueden ser hidrogenados directamente, puesto que esto implicaría ciertos requerimientos especiales en cuanto a equipos y al tipo de catalizador debido al medio ácido corrosivo.[2.3]

2.3.1.1 Esterificación

La reacción de esterificación es una reacción tipo ácido-base, en donde se establece un equilibrio entre un ácido carboxílico y un alcohol que dan lugar a un éster y agua. En el proceso Lurgi, esto ocurre en un reactor único de forma instantánea.

El equilibrio se muestra en la Figura 2.4.

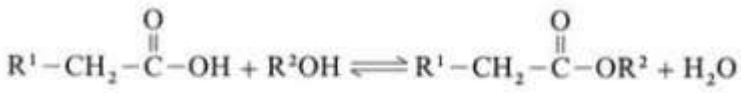


Figura 2.4. Equilibrio de esterificación.

Por el principio de Le Châtelier, para favorecer la formación de ésteres se debe hacer que éstos reaccionen rápidamente en el reactor y además eliminar el agua generada.

Para esta reacción, el alcohol que se utiliza es parte del producido. Éste se recircula una vez que se le sustrajo el exceso de hidrógeno, restos de agua y catalizador. Si bien en el capítulo siguiente se dan detalles de la cinética en cuestión, se puede considerar *a priori* que la conversión es completa y, por ende, todos los ácidos que ingresan al reactor eventualmente son convertidos a ésteres.

2.3.1.2 Hidrogenación de ésteres

La hidrogenación es una reacción tipo redox. En el caso de los ésteres, para que suceda esto, tiene que ocurrir a altas temperaturas (entre 260°C y 300°C), a altas presiones (entre 25 y 30 MPa), y en presencia de un catalizador. Usualmente, el catalizador más utilizado para este tipo de reacciones es el cromito de cobre; aunque en la actualidad se está buscando una

alternativa, debido a que el cromito es un potencial agente contaminante del medioambiente y, de esta manera, siempre es bueno investigar para encontrar opciones que impliquen poco -o idealmente ningún- riesgo en este sentido.

El equilibrio de hidrogenación se ve en la Figura 2.5.

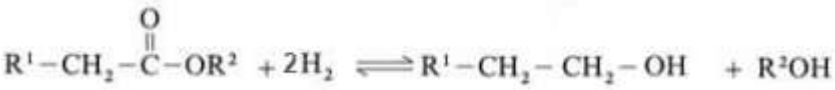


Figura 2.5. Equilibrio de hidrogenación de ésteres.

La razón por la cual este tipo de reacción debe tener lugar a altas presiones y elevadas temperaturas radica en que la difusión del hidrógeno desde la fase gaseosa a la líquida presenta grandes limitaciones, las cuales se reducen significativamente trabajando bajo estas condiciones operativas.

2.3.2 Reacciones Secundarias

Suele definirse como reacción secundaria a cualquier interacción química de rotura y/o formación de enlaces donde intervenga la especie de interés y no esté incluida dentro de las reacciones principales del proceso. Son reacciones que se ven favorecidas por las condiciones de operación del sistema; y pueden ser reacciones favorables, algo deseables, o bien, indeseables.

2.3.2.1 Hidrogenación de dobles enlaces

Otra hidrogenación que se ve favorecida debido a la presencia del catalizador y las condiciones a las cuales opera el reactor, es la hidrogenación de los dobles enlaces que puedan tener los compuestos. Estas reacciones redox son las que dan lugar a los ácidos y/o alcoholes saturados.

Para el caso de estudio, esta reacción secundaria es deseable, dado que el producto de interés es alcohol graso saturado y en la alimentación se poseen ácidos grasos insaturados.

Si bien la hidrogenación de un doble enlace puede parecer un procedimiento sencillo, no lo es. En la reacción general que se presenta en la Figura 2.6, se puede observar cómo consta de tres reactantes fundamentales y de naturaleza diferente: una sustancia insaturada (líquida), hidrógeno (gaseoso) y un catalizador (sólido).

Figura 2.6. Hidrogenación catalítica de un doble enlace.

Las tres fases del sistema se encuentran en el reactor. Para que la reacción ocurra, primero se debe disolver el hidrógeno en la fase líquida dado que sólo el hidrógeno disuelto es el que se encuentre disponible para la reacción. Posteriormente, el hidrógeno puede difundirse a través del líquido hacia la superficie catalítica sólida.

Las cadenas insaturadas se adsorben en la superficie del catalizador, en donde cada grupo insaturado adsorbido reacciona con un átomo de hidrógeno para formar un complejo inestable que es un doble enlace parcialmente hidrogenado. La mayoría de estos complejos reaccionan nuevamente con otro átomo de hidrógeno para completar la saturación del doble enlace, mientras que una minoría pierde el hidrógeno recientemente incorporado para restablecer su insaturación. Tanto las cadenas saturadas como las insaturadas se desorben de la superficie del catalizador y difunden a través de la fase líquida restante. [2.4]

2.3.2.2 Hidrogenación de alcoholes

Puede suceder también que, debido a las condiciones de reacción, los alcoholes se reduzcan a alcanos. Esta reacción es importante que no ocurra puesto que los alcoholes conforman nuestro producto de interés.

En la Figura 2.7 se puede observar el esquema general de la reacción de hidrogenación de alcoholes.

Figura 2.7. Hidrogenación catalítica de alcoholes.

Si bien este tipo de reacciones se ven favorecidas termodinámicamente, pueden ser controladas cinéticamente bajo el uso de un determinado catalizador y condiciones de operación adecuadas.

2.3.2.3 Hidrogenólisis del enlace C-C

Se conoce como hidrogenólisis al proceso mediante el cual un enlace C-C se rompe mediante hidrógeno. En este caso en particular, esta reacción puede acortar las cadenas alifáticas en los alcoholes, los ácidos o los ésteres céricos, siendo una reacción altamente indeseable.

Como se puede observar en la Figura 2.8, el enlace C-C se hidrogena dando como resultado un alcohol de cadena más corta y un alcano con la cadena restante.

Figura 2.8. Hidrogenólisis de un enlace C-C en alcoholes.

De todos modos, como se menciona más adelante, esta reacción se ve desfavorecida por la cinética, con lo cual no constituye un problema muy relevante a la hora de llevar a cabo el procedimiento.

2.4 Catalizadores

En una serie de pasos, se vio que los ácidos grasos se convierten en ésteres grasos, con una posterior hidrogenación catalítica que deriva en los alcoholes. El mercado ofrece un amplio abanico de catalizadores para esto, principalmente a base de cobre, zinc y níquel para la síntesis de alcoholes grasos. También se pueden presentar catalizadores biológicos -por ejemplo enzimas- si se tratara de una biosíntesis, pero este no es el caso.

2.4.1 Basados en Cobre

Para la conversión de éster metílico o ésteres céricos en alcoholes grasos, se presentan dos opciones según el tipo de proceso.

2.4.1.1 Procesos de lechada

Generalmente polvos de cromito de cobre o cromito de cobre promovido. Principalmente se caracterizan por tener una alta actividad; así como también una distribución de tamaños de partícula optimizada, para así obtener facilidad en su remoción utilizando equipamiento estándar.

2.4.1.2 Procesos de lecho fijo

Los catalizadores se utilizan en lecho fijo, en procesos continuos para la producción de alcoholes grasos. Se incluyen aquí el cromito de cobre o cobre soportado en sílice y alúmina. Estos catalizadores están disponibles sin reducir (en cuyo caso requiere la activación en el sitio del catalizador a utilizar), o pre-reducido y recubierto con alcohol graso para una puesta en marcha más rápida y tiempos de respuesta más cortos.

En cuanto a propiedades, los catalizadores de lecho fijo ofrecen:

⇒ Altas tasas de conversión

⇒ Larga vida útil del lecho del reactor

⇒ Resistencia a las impurezas de la materia prima, como la acidez y compuestos de azufre

⇒ Excelente selectividad de reacción para minimizar la formación de hidrocarburos

Los catalizadores están disponibles en forma de comprimidos o extruidos. Los extruidos ofrecen menor densidad para menores costos de llenado en reactores de volumen fijo, mientras que las tabletas son más resistentes para una mejor integridad física. [2.5]

2.4.2 Basados en Níquel

Suelen ser utilizados en la hidrogenación en lecho fijo de compuestos con bajos niveles de carbonilo, produciendo alcohol graso como paso de purificación final. Es común que estén disponibles en el mercado en forma de extruido o tableta.

Los catalizadores de base níquel tienden a ser pasivados o recubiertos con alcohol graso para facilitar su manipulación, además de ser pre-activados por un proceso de reducción, antes de la reacción principal de síntesis de alcoholes, para alcanzar niveles óptimos de actividad (BASF, 2016).

2.4.3 Basados en Zinc

Son catalizadores de alta actividad que suelen usarse para la hidrogenación de ésteres para la producción de alcoholes insaturados, y generalmente estos vienen en forma de tableta. Al igual que los catalizadores basados en cobre, presentan una importante cantidad de cromo con lo cual actualmente se desea discontinuar su uso por la difícil manipulación y la gran toxicidad que los residuos implican hacia el medio ambiente.

2.4.4 Elección del tipo de catalizador

A pesar de haber presentado tres posibles categorías de catalizadores según el elemento químico de base, la mayoría de las publicaciones que mencionan información sobre la generación de alcoholes a partir de ácidos grasos, dan por sentada la utilización de cromito de cobre u ‘óxidos de cromo-cobre’ en general (en plantas productivas donde se cataliza química y no biológicamente). Por tanto, a pesar del conocimiento de la controversia alrededor de este tipo de catalizadores medioambientalmente hablando debido al cromo, se opta por utilizar este catalizador, debido a que comercialmente es barato, de fácil acceso y transporte, asumiendo su responsable descarte.

Otra razón para elegir este catalizador, es que los de base cromo generan efectivamente alcoholes de cadena saturada como los que se pretende producir; mientras que los de base níquel y zinc suelen dar mayores cantidades de alcoholes insaturados.[2.6]

2.5 Reacciones indeseadas y equilibrios químicos

Las reacciones indeseadas que pueden ocurrir en la etapa final de síntesis de alcoholes, son la formación de hidrocarburos por hidrogenación de alcoholes, y la ruptura de enlaces C-C por hidrogenólisis para dar cadenas carbonadas más cortas. También Howard Rase menciona como indeseada a la saturación de cadenas carbonadas sólo cuando el objetivo es producir alcoholes insaturados. Al ser alcoholes saturados los productos objetivo de este proyecto, esto no representa un riesgo en absoluto.

Se parte de la base de que las reacciones del proceso Lurgi son termodinámicamente favorables en el rango de condiciones de operación en las que se pretende trabajar. El foco ha de ponerse entonces en las cuestiones cinéticas y en la selección de algún catalizador adecuado que potencie la síntesis objetivo, y minimice la velocidad de la potencial o potenciales reacciones indeseadas. [2.7]

Cuando se habla de generación de hidrocarburos, se trata de un esquema de reacción del tipo:

$$RCH_2OH \; + \; H_2 \; ==> \; RCH_3 \; + \; H_2O$$

Está a la vista entonces que es una reacción en la cual se perdería producto si no se escogen adecuadas condiciones de operación para tratar de erradicar lo máximo posible a este subproducto.

Rase propuso una ecuación experimental, en principio para la constante de equilibrio para hidrogenólisis de ésteres, partiendo de sebo vacuno.

$$K_{eq}(T) \; = \; 16{,}8 \cdot 10^{-8} \cdot e^{\left[\frac{4700}{T}\right]} \qquad \text{[Ec 2.1]}$$

Donde K_{eq} tiene unidades de atm^{-2}, y la temperatura T va en Kelvin. Gráficamente se ve el declive de la constante de equilibrio en función de la temperatura en la Figura 2.9.

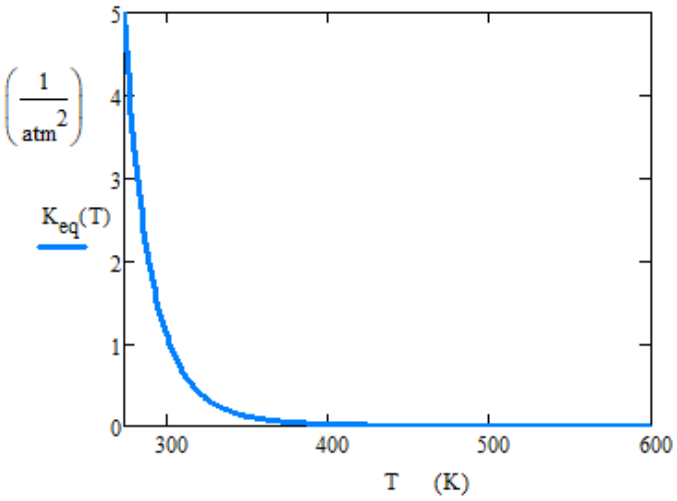


Figura 2.9. Variación de la constante de equilibrio de hidrogenólisis con la temperatura.

También, Rase comparó las tendencias de K_{eq} de lo que considera en su publicación como reacciones indeseadas.

Tabla 2.2. Constantes de equilibrio -en unidad *atm*$^{-2}$- para reacciones paralelas que ocurren en la etapa final de síntesis de alcoholes, a baja y alta temperatura.		
Reacción	**T = 25 °C**	**T = 300 °C**
Hidrogenólisis	1,18	$6{,}12 \cdot 10^{-4}$
Formación de hidrocarburos	$2{,}1 \cdot 10^{16}$	$4{,}3 \cdot 10^{3}$
Saturación de cadena carbonada de alcoholes	$4{,}1 \cdot 10^{18}$	$1{,}6 \cdot 10^{4}$

La Tabla 2.2 da cuenta de la necesidad de operar a altas temperaturas, no sólo para favorecer termodinámicamente la reacción, sino para maximizar la cantidad de alcohol que se puede producir.

En cuanto a la saturación, como se dijo, se la considera indeseable pero en este caso sí se pretende saturar cualquier cadena carbonada que provenga de los ácidos grasos y que entre al sistema insaturada. En la alimentación, los compuestos insaturados son dos que tienen 18

carbonos en su cadena: el ácido oleico (con 1 insaturación) y el ácido linoleico (con 2 insaturaciones). Saturar los ésteres derivados de estos ácidos grasos derivan en poder producir mayor cantidad de alcohol estearílico.

Dicho esto, se observa el mismo comportamiento tanto en la reacción de saturación, como en la reacción de hidrogenólisis: la constante de equilibrio baja conforme sube la temperatura. Aquí se ve entonces la importancia de encontrar una solución de compromiso entre las constantes que se quieren favorecer y las que no, jugando con la temperatura de operación.

Respecto a expresiones cinéticas, hay poca información publicada, y la poca que hay no fue obtenida en condiciones de operación cercanas a las que son utilizadas en esta planta. Es por eso que este capítulo se enfoca en balances de masa más genéricos e ideales, sin tener en cuenta en esta instancia expresiones cinéticas que puedan llegar a regir sobre las reacciones.

2.6 Capacidad de planta

2.6.1 Capacidad de producción

La capacidad de producción o capacidad nominal fue definida en el capítulo 1 del presente trabajo. Esta fue seleccionada analizando:

- Mercado nacional
- Mercado regional
- Mercado mundial
- Acceso a materia prima (se asume que la planta que se quiere ampliar puede abastecer la totalidad de ácidos grasos y no es necesario buscar en el mercado estos mismos)

Por eso mismo, la capacidad nominal seleccionada es de 3,5 ton/h de materia prima a procesar.

2.6.2 Efectividad global de proceso

A la hora de definir la capacidad de producción de la planta, se tienen en cuenta diversos factores que influyen en la efectividad del proceso. Si bien la planta se encuentra operando de manera continua y bajo las condiciones necesarias, la producción real difiere de la producción de diseño.

2.6.2.1 Disponibilidad (D)

La disponibilidad (D) es una relación entre el tiempo de operación real y el tiempo de operación ideal o tiempo total transcurrido; es decir, el tiempo que efectivamente la planta se encuentra operando. Por lo tanto se puede definir:

$$D = \frac{Tiempo\ de\ operación}{Tiempo\ total} \cdot 100$$

Hay diversos factores que llevan a que el tiempo de operación sea menor al tiempo total, como lo pueden ser:

- Paradas de mantenimiento programadas
- Paradas de mantenimiento imprevistas
- Faltante de suministros energéticos (luz, gas)
- Otros

Usualmente, en bibliografía se encuentra que la disponibilidad se encuentra cerca del 95%.[2.8]

2.6.2.2 Porcentaje de producto conforme (%PC)

El porcentaje de producto conforme (%PC) representa la relación de productos que se encuentra en especificación y la cantidad producida, por lo tanto:

$$\%PC = \frac{Cantidad\ producida\ -\ Cantidad\ defectuosa\ o\ fuera\ de\ especificación}{Cantidad\ producida} \cdot 100$$

Bibliográficamente, este parámetro se encuentra entre el 98% y el 99% (Ritaldi Siregar), siendo influenciado por parámetros como la calidad de materia prima, las fallas en equipos, desvíos del proceso, entre otros. En algunos casos, se puede obtener algún beneficio con los productos defectuosos. Algunos pueden ser vendidos a un precio más económico mientras que otros pueden ser reprocesados. En el caso de que no sea posible ninguna de estas opciones, se deben desechar.

2.6.2.3 Performance (P)

La *performance* (P) está determinada por el desempeño de un equipo o, en este caso, por el proceso en su totalidad con respecto al desempeño ideal del mismo. Es decir, es una medida comparativa entre lo que realmente ocurre y lo que se esperaría que ocurra en condiciones ideales. En general, las condiciones de operación ideal de los equipos son las dadas por el fabricante, pero se sabe que debido a contingencias que pueden ocurrir durante la jornada de producción, se puede ver afectado ese desempeño. Además, se debe tener en consideración una *curva de aprendizaje*, ya que durante los primeros años la planta no opera al 100% sino que va aumentando a medida que transcurren los años y se tiene mayor conocimiento de su desempeño.

La *performance* es, entonces, la cantidad producida frente a la cantidad potencial de diseño, y puede ser calculada como [2.9]:

$$P = \frac{Cantidad\ Procesada\ \cdot\ Tiempo\ de\ ciclo\ teórico}{Tiempo\ de\ operación} \cdot 100\%$$

Basándonos en datos bibliográficos, normalmente se utiliza para el diseño el valor de estado estacionario, es decir 95% (Ritaldi Siregar).

2.6.2.4 EGP

La efectividad global del proceso se obtiene a partir de la multiplicación de los 3 factores mencionados arriba.

$$EGP = D \times PC \times P$$

Muchos autores consideran que la EGP tiene un estándar mundial de 85%. Este estándar global es un valor usualmente utilizado cuando no se cuentan con todos los datos para el cálculo de D, de %PC y de P. Si se tienen en cuenta los valores de estas tres variables que se definieron en las secciones anteriores tras una búsqueda bibliográfica, se obtiene

$$EGP = D \times PC \times P \ = (0{,}95) \,.\, (0{,}98) \,.\, (0{,}95) \ = \ 0{,}88$$

Se observa que es muy cercano al estándar mundial, lo que da indicio de que es un valor de EGP más que aceptable para ser tenido en cuenta en este proyecto. De todas maneras, aunque sea un valor deseable que la EGP sea cercana a la unidad, estas tres variables (D, PC y P) fueron extraídas de diferente bibliografía, y se puede incurrir en cierto error al combinarlas. Por eso, se decide pararse en una perspectiva más conservadora, y utilizar un valor de EGP porcentual un poco menor para paliar cualquier eventualidad que pueda ocurrir durante las jornadas productivas; es por eso que **se trabaja con un EGP = 0,8.**

2.6.3 Capacidad de diseño

La capacidad de diseño o capacidad instantánea es la capacidad utilizada para el diseño de los equipos y está relacionada con la capacidad nominal según:

$$Capacidad\ de\ diseño \ = \ \frac{Capacidad\ nominal}{EGP} = \frac{3500\ kg/h}{0{,}8} = 4375\ kg/h$$

Pero, ¿cuál es en definitiva la diferencia entre estas dos entidades? A modo de resumen, la manera de diferenciarlas puede ser pensar en que la capacidad nominal es una referencia de lo que el establecimiento productivo le *promete* al mercado; es una cantidad que la planta procesará, y que derivará en que cumpla con dicha cantidad de alcoholes. Ahora, durante el proceso productivo siempre ocurren contingencias que afectan negativamente en la cantidad de producto terminado. Es por eso que no se puede alimentar un reactor con la cantidad justa teóricamente necesaria para producir una cantidad de producto equivalente a la capacidad

nominal del establecimiento; sino que hay que apuntar a alimentar el reactor con cantidades superiores a la teóricamente necesaria para que, incluso existiendo contingencias indeseables durante la cadena productiva, la planta sabe que va a cumplir con la cantidad de alcoholes grasos prometida al mercado. De ahí surge la EGP como la cifra a la cual debe afectarse la capacidad nominal para obtener la capacidad instantánea, siendo esta última la utilizada en definitiva para el diseño preliminar y los balances de masa como se dijo inicialmente.

Finalmente, con el valor de EGP de 80% fijado arriba, la capacidad de diseño para el caso de estudio resulta de 4375 kg/h. Recordar que en el trabajo final de Marascio [et al.] citado en el capítulo 1 sobre diseño de la planta productora de ácidos grasos, allí se apunta a una producción nominal de 5 ton/h, lo que implica que se está utilizando alrededor del 88% de la producción de dicha planta, para continuar con el proceso de síntesis de alcoholes grasos. El 12% restante es comercializado en forma de ácido graso refinado.

2.7 Balances de masa

2.7.1 Visualización completa del proceso a caja negra

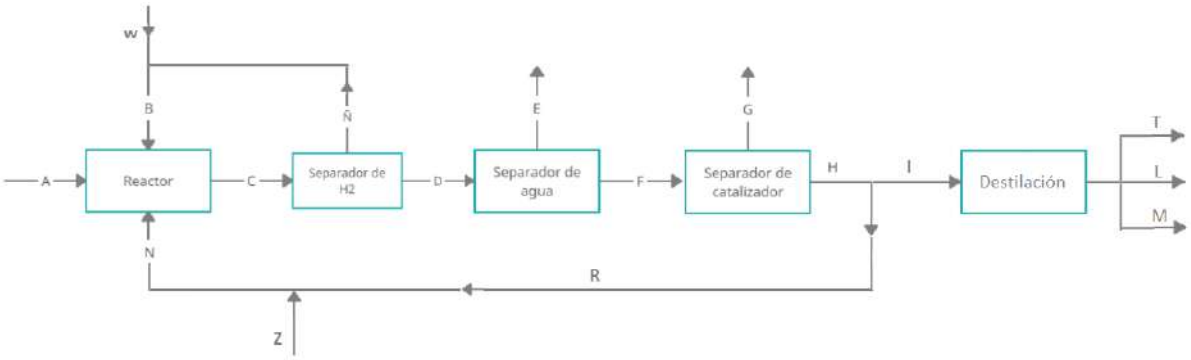


Figura 2.10. Esquema general del balance de masa de la planta.

Donde:

A: Alimentación con ácidos grasos (y trazas de agua, triglicéridos y glicerina)
B: Hidrógeno total que ingresa al reactor
W: Hidrógeno fresco de reposición
Ñ: Hidrógeno recirculado
N: Corriente con alcoholes recirculados y catalizador fresco
Z: Inyección continua de catalizador fresco
C: Efluente del reactor
D: Efluente del reactor SIN el hidrógeno recirculado
E: Agua eliminada (también se asume que se elimina la fase de la alimentación que contiene agua, triglicéridos y glicerina)
F: Alcoholes grasos con catalizador gastado
G: Catalizador eliminado en centrífuga
H: Caudal total de alcoholes en la línea
I: Caudal de alcoholes que va al sistema de destilación
R: Caudal de alcoholes que se recircula al reactor
T: Caudal de alcohol miristílico (C14)
L: Caudal de alcohol cetílico (C16)
M: Caudal de alcohol estearílico (C18)

A continuación, se procede a analizar por etapas el balance de masa.

2.7.2 Caudales en la alimentación de ácidos grasos

Partiendo de una base de la capacidad de diseño, y conociendo los porcentajes en peso de los componentes de alimentación, se puede esbozar un cálculo de flujos másicos a la entrada del reactor en la corriente de ácidos grasos entrante, detallados en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3. Caudales y composiciones en la alimentación de ácidos grasos.						
Nombre del ácido	**Código**	**Peso molecular (kg/kmol) [A]**	**Fracción peso en peso [B]**	**Flujo másico (kg/h) [C]=[F].[B]**	**Flujo molar (kmol/h) [D]=[C]/[A]**	**Fracción molar (**) [E]=[D]/[G]**
Esteárico	C18:0	284,5	0,1938	847,87	2,98	0,1871
Oleico	C18:1	282,5	0,4644	2.031,75	7,19	0,4514
Linoleico	C18:2	280,5	0,0402	175,87	0,63	0,0396
Palmítico	C16:0	256,4	0,2918	1.276,63	4,98	0,3126
Mirístico	C14:0	228,4	0,0080	35,00	0,15	0,0094
Agua + Glicerina + TG			0,0018	7,87	(*)	(*)
TOTAL			**1**	**4.375 [F]**	**15,93 [G]**	**1**

NOTA: La nomenclatura en color violeta (por ejemplo, **[A]**) tiene la finalidad de identificar las columnas de la tabla y poder seguir los cálculos realizados.
(*) Al desconocerse las composiciones de la fase que contiene agua, glicerina y triglicéridos, no se puede calcular con precisión su caudal molar, ni su fracción molar en la mezcla.
(**) Se calcularon las fracciones molares en base a los 15,93 kmol/h de ácidos grasos.

2.7.3 Caudales ideales de alcoholes grasos producidos

Con el fin de tener una aproximación a la capacidad potencial de producción de la planta, se considera que todo lo que se puede formar de alcoholes grasos a partir de la alimentación de ácidos grasos, efectivamente se va a formar (teniendo en cuenta la relación molar de 1 a 1 entre ácidos grasos y los alcoholes en la reacción global del proceso).

Dicho esto, en los siguientes capítulos del presente trabajo se profundiza sobre la cinética, los equilibrios químicos y los aspectos necesarios a tener en cuenta para la separación y purificación de los alcoholes, mejorando a gran escala y aproximando a la realidad los balances presentados en el presente capítulo.

Se plasman en la Tabla 2.4 los caudales ideales esperados de formación de alcoholes grasos en la planta (sin tener en cuenta restricciones físicas y/o químicas del proceso, como lo pueden ser equilibrios químicos, o limitaciones físicas de los equipos).

Tabla 2.4. Caudales ideales de alcoholes grasos (véase Tabla 2.3 para seguir los cálculos).						
Alcohol	**Cód.**	**PM (kg/kmol) [A]**	**Flujo molar (kmol/h) [B]**	**Flujo másico (kg/h) [C]=[A].[B]**	**Fracción peso [F]=[C]/[E]**	**Fracción molar [G]=[B]/[D]**
Estearílico	C18	270,50	(2,98 + 7,19 + 0,63) = 10,8	2.921,40	0,7021	0,6780
Cetílico	C16	242,44	4,98	1.207,35	0,2902	0,3126
Miristílico	C14	214,40	0,15	32,16	0,0077	0,0094
		TOTAL	15,93 **[D]**	4.160,91 **[E]**	1	1

NOTA: La nomenclatura en color violeta (por ejemplo, **[A]**) tiene la finalidad de identificar las columnas de la tabla y poder seguir los cálculos realizados.

2.7.4 Aproximación al caudal de catalizador

En Mutzall, hay algunas referencias sobre la cantidad de catalizador a utilizar. En dicho documento, se ha observado que hay muchas experiencias realizadas con una carga de catalizador de entre 3 y 5% p/p [2.1 (p. 39)]. Para el diseño de la planta, se decide fijar dicha carga en un valor promedio de 4% p/p.

Ese 4% p/p se calcula en relación al caudal másico total de fase líquida que ingresa al reactor (alimentación con ácidos grasos + alcoholes recirculados). Se tiene que los alcoholes recirculados conforman 9708,79 kg/h, y el caudal de alimentación con ácidos grasos es de 4.375 kg/h. Esto da un total de 14083,8 kg/h, cuyo 4% representa

$$Caudal\ de\ catalizador\ =\ 4\%\,.\,14083{,}8\ kg/h\ =\ 563{,}35\ \frac{kg_{CATALIZADOR}}{h}$$

Este flujo aplica si hay que alimentar sólido fresco continuamente todo el tiempo que esté operando la planta. Sin embargo, con el fin de disminuir lo más posible el gasto anual de sólido (cuestión a desentrañar en el capítulo 6), se ha desarrollado una estrategia para reciclar lo más que se pueda del catalizador, de la cual se continúa hablando en las secciones 4.3.1 y 4.3.3.

2.7.5 Balances de masa en estado estacionario

Para los presentes balances se tienen en cuenta las siguientes suposiciones:

- Que las reacciones se completan
- Que la saturación de dobles enlaces es total
- Que las etapas de separación son ideales
- Que los equipos son “cajas negras”

De este modo, el presente balance es una primera aproximación al diseño, lo cual permite tener valores preliminares para utilizar en los capítulos siguientes, donde el diseño es fino.

2.7.5.1 Balance en el proceso global

Para comenzar el balance, se tiene en cuenta el esquema general a caja negra del proceso global, sin considerar los reciclos internos. Se puede visualizar el siguiente esquema.

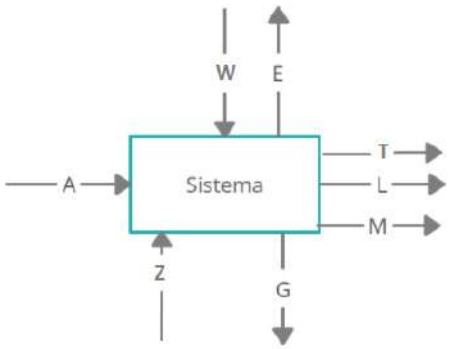


Figura 2.11. Representación del sistema como caja negra.

En base a las consideraciones antes mencionadas, se toma en cuenta que todo el ácido que ingresa al proceso es transformado en alcohol, y que el hidrógeno que ingresa al proceso es el necesario para hidrogenar todas las insaturaciones presentes e hidrogenar los ésteres.

Tabla 2.5. Flujos másicos (kg/h) en el balance general del proceso.								
Componente	Entradas			Salidas				
	A	W	Z	E	G	T	L	M
C18:0	847,88	0	0	0	0	0	0	0
C18:1	2.031,75	0	0	0	0	0	0	0
C18:2	175,88	0	0	0	0	0	0	0
C16:0	1.276,63	0	0	0	0	0	0	0
C14:0	35,00	0	0	0	0	0	0	0
C18	0	0	0	0	0	0	0	2.921,4
C16	0	0	0	0	0	0	1.207,35	0
C14	0	0	0	0	0	32,16	0	0
Agua (generada en la esterificación)	0	0	0	286,74	0	0	0	0
Fase “Agua + TG + Gly” de la alimentación	7,87	0	0	7,87	0	0	0	0
Catalizador	0	0	563,35	0	563,35	0	0	0
H_2	0	80,62	0	0	0	0	0	0
Total por corriente	4.375,00	80,62	563,35	294,61	563,35	32,04	1.207,50	2.921,37

2.7.5.2 Balance en el reactor

Como se puede ver en la Figura 2.12, al reactor ingresan 3 corrientes. Donde “A” es la corriente rica en ácidos grasos, “B” es la corriente rica en hidrógeno gaseoso (siendo la suma de la corriente de alimentación de hidrógeno fresco “W”, y el hidrógeno presente en el efluente “C” que luego es separado y recirculado en la corriente “Ñ”); y la corriente “N”, que está compuesta por los alcoholes grasos recirculados con parte del catalizador gastado que no fue separado por la centrífuga (corriente “R”), y la adición de catalizador nuevo de la corriente “Z”.

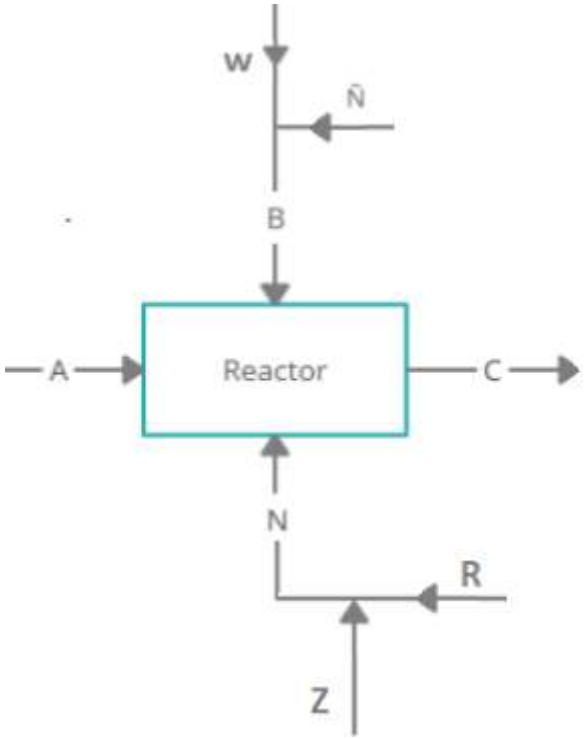


Figura 2.12. Corrientes para el balance de masa en estado estacionario en el reactor.

En la Tabla 2.6, quedan definidas entonces las corrientes, donde todos los valores corresponden a flujos másicos expresados en kg/h.

Tabla 2.6. Caudales másicos (kg/h) en el reactor *slurry*.						
Componente	**Entradas**					**Salida**
	A	**B**		**N**		**C**
		W	**Ñ**	**R**	**Z**	
C18:0	847,88	0	0	0	0	0
C18:1	2.031,75	0	0	0	0	0
C18:2	175,88	0	0	0	0	0
C16:0	1.276,63	0	0	0	0	0
C14:0	35,00	0	0	0	0	0
C18	0	0	0	6816,60	0	9738,00
C16	0	0	0	2817,15	0	4024,50
C14	0	0	0	75,04	0	107,20
Agua (generada en la esterificación)	-	-	0	0	0	287,00
Fase "Agua + TG + Gly" de la alimentación	7,87	0	0	0	0	7,87
Catalizador	0	0	0	0	563,35	563,35
H_2	0	80,62	1512,38	0	0	1512,38
Total por corriente	4.375,00	1593		9748,22	523,92	16240,30
				10272,14		

La cantidad total de H_2 que ingresa al reactor, debe ser 50 veces la cantidad molar de ácidos grasos alimentados. Esto resulta en 1593 kg/h de hidrógeno.

2.7.5.3 Balance en el separador flash

Como se puede ver en la Figura 2.13, al separador *flash* ingresa el efluente del reactor "C". En el separador, el gran exceso de hidrógeno es recuperado como una corriente gaseosa (corriente "Ñ") mientras que la parte líquida, sigue su camino en el proceso.

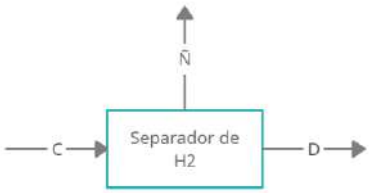


Figura 2.13. Corrientes para el balance de masa en estado estacionario en el separador *flash*.

En la Tabla 2.7 quedan definidas las corrientes, donde todos los valores corresponden a flujos másicos expresados en kg/h.

Tabla 2.7. Caudales másicos (kg/h) en el separador *flash*.

Componente	Entrada	Salidas	
	C	D	Ñ
C18:0	0	0	0
C18:1	0	0	0
C18:2	0	0	0
C16:0	0	0	0
C14:0	0	0	0
C18	9738,00	9738,00	0
C16	4024,50	4024,50	0
C14	107,20	107,20	0
Agua (generada en la esterificación)	287,00	287,00	0
Fase "Agua + TG + Gly" de la alimentación	7,87	0	7,87
Catalizador	563,35	563,35	0
H_2	1512,38	0	1512,38
Total	16240,30	14720,05	1520,25

2.7.5.4 Balance en el separador de agua

El agua producto de la esterificación debe ser eliminada previo a la purificación de los alcoholes grasos. Para esto, se opta por eliminarla por evaporación en un intercambiador de calor. Nuevamente, se puede plantear un balance de masa en estado estacionario, con las

mismas consideraciones que antes, pero donde el sistema es el intercambiador (Figura 2.14), donde ingresa la corriente “D”; y egresan la corriente “E” -la cual es el efluente de agua-, y la corriente “F” -la cual pasa a un separador centrífugo donde se separa el catalizador-.

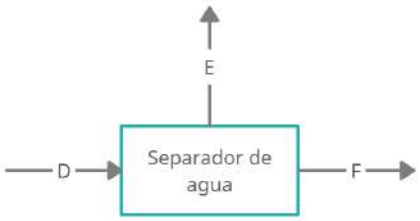


Figura 2.14. Corrientes para el balance de masa en estado estacionario en el separador de agua.

En la Tabla 2.8 se definen las corrientes antes mencionadas en flujos másicos expresados en kg/h.

Tabla 2.8. Caudales másicos (kg/h) en el separador de agua.

Componente	Entradas	Salidas	
	D	E	F
C18:0	0	0	0
C18:1	0	0	0
C18:2	0	0	0
C16:0	0	0	0
C14:0	0	0	0
C18	9738,00	0	9738,00
C16	4024,50	0	4024,50
C14	107,20	0	107,20
Agua (generada en la esterificación)	287,00	287,00	0
Fase “Agua + TG + Gly” de la alimentación	7,87	7,87	0
Catalizador	563,35	0	563,35
H_2	0	0	0
Total	14727,92	294,87	14433,05

2.7.5.5 Balance en el separador de catalizador

En esta etapa del sistema, la corriente “F” ingresa a un equipo centrifugador donde se separan los alcoholes grasos “limpios” de una parte de alcoholes con catalizador. De forma simplificada, se puede plantear un sistema como el de la Figura 2.15, donde “G” representa el catalizador separado, y “H” la corriente de alcoholes grasos.

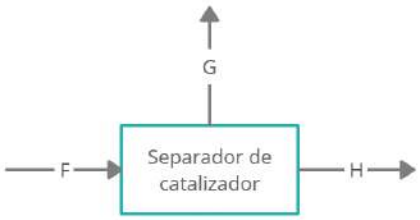


Figura 2.15. Corrientes para el balance de masa en estado estacionario en el centrifugador.

Tabla 2.9. Caudales másicos (kg/h) en centrifugador.

Componente	Entradas	Salidas	
	F	G	H
C18:0	0	0	0
C18:1	0	0	0
C18:2	0	0	0
C16:0	0	0	0
C14:0	0	0	0
C18	9738,00	0	9738,00
C16	4024,50	0	4024,50
C14	107,20	0	107,20
Agua	0	0	0
Catalizador	563,35	563,35	0
H2	0	0	0
Total	14433,05	563,35	13869,7

2.7.5.6 Balance en la etapa de purificación final

La corriente efluente del separador de sólidos, es dividida para enviar una parte nuevamente al reactor (J), y otra al sistema de purificación final del proceso (I). En la siguiente tabla se especifica la composición de cada corriente luego del *split*.

Tabla 2.10. Caudales másicos (kg/h) en centrifugador.

Componente	Entrada	Salida	
	H	J	I
C18	9738,00	6816,60	2921,4
C16	4024,50	2817,15	1207,35
C14	107,20	75,04	32,16
Total	13869,7	9708,79	4160,91

La purificación de la corriente que sale del separador de catalizador, se realiza en un destilador en vacío o una serie de estos. Si se piensa en un destilador ideal con tres salidas (producto de fondo, producto de tope y una salida intermedia), se pueden separar eficazmente los tres alcoholes según su peso relativo en la mezcla. El más pesado, el alcohol estearílico, sale como producto de fondo. En algún punto dentro de la torre de destilación se puede retirar el alcohol cetílico de 16 carbonos; y, finalmente, como producto de tope, el compuesto más liviano, el alcohol miristílico de 14 carbonos.

Figura 2.16. Corrientes para el balance de masa en estado estacionario en la destilación.

Muttzall menciona que la destilación suele ser llevada a cabo a presiones bajas del orden de 6 mmHg y temperaturas de entre 140 y 200 °C para alcoholes grasos derivados de sebo vacuno. Se espera encontrar trazas o una pequeña cantidad de los hidrocarburos formados por la hidrogenólisis de ésteres, aunque el autor indica que sus alcoholes obtenidos tuvieron

básicamente la misma longitud de cadena que los ácidos grasos de partida, lo que implica que las cantidades de hidrocarburos y alcoholes de cadena corta que puedan formarse por hidrogenólisis, son despreciables.

En la Tabla 2.11 se detallan los caudales de cada una de las corrientes del destilador.

Tabla 2.11. Caudales másicos (kg/h) en el destilador.

Componente	Entradas	Salidas		
	I	M	L	T
C18:0	0	0	0	0
C18:1	0	0	0	0
C18:2	0	0	0	0
C16:0	0	0	0	0
C14:0	0	0	0	0
C18	2921,4	2921,4	0	0
C16	1207	0	1207,35	0
C14	32,16	0	0	32,16
Agua	0	0	0	0
Catalizador	0	0	0	0
H_2	0	0	0	0
Total	4160,91	2921,4	1207,35	32,16

CAPÍTULO 3

RESUMEN EJECUTIVO

Con el objetivo de diseñar el reactor, se busca una expresión cinética de la forma

$$r_{obs} = k_{app} \cdot C^m \cdot C^n - k_{2app} \cdot C^{\tilde{n}}$$

con el fin de simplificar cálculos y poder utilizar un simulador de procesos químicos comercial.

Esta expresión se obtuvo gracias al trabajo publicado por Muttzall, "*HIGH-PRESSURE HYDROGENATION OF FATTY ACID ESTERS TO FATTY ALCOHOLS*" en el año 1966; y mediante trabajo algebraico se llevó el mismo a las unidades deseadas.

Mediante la evaluación del conjunto de reacciones involucradas se establece que la forma de operación del reactor es adiabática.

El reactor se lo conoce como *Airlift*, y su agitación proviene del hidrógeno inyectado a la presión de operación y de la recirculación interna del mismo (Figura 3.1). Para su modelado, se lo considera como un TAC, puesto que se puede intuir que se acerca al mezclado perfecto. Se calcula el volumen de reacción necesario para obtener la máxima conversión de ácido graso a alcohol graso.

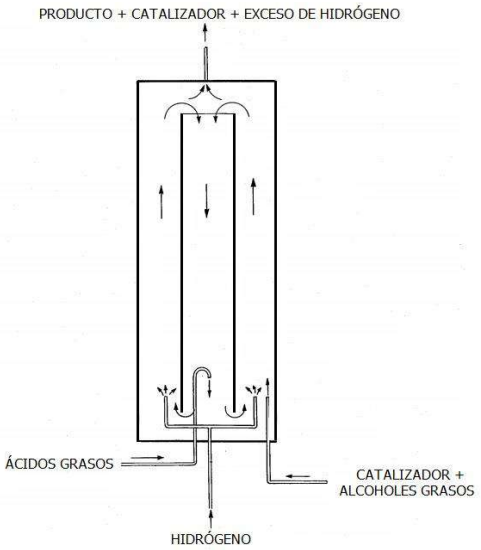


Figura 3.1. Reactor *Airlift* con las corrientes involucradas.

En la Tabla 3.1 se resumen las características del reactor.

Tabla 3.1. Características reactor a utilizar.	
Volumen (m3)	130
L principal (m)	13.9
L interno (m)	12.74
D principal (m)	3,45
D interno (m)	1.48
L malla (m)	0.23
Espacio fondo (m)	0.69
T pared (°C)	260
T pared externa (°C)	50
Espesor aislante (cm)	5
Espesor pared acero (cm)	19

Con el reactor diseñado, el balance de masa resultante se detalla en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2. Balance masa global.				
	Entradas			**Salida**
Compuesto	**A**	**B**	**N**	**C**
C18:0	3055,5	0	0,03	0,05
C16:0	1276,6	0	0,008	0,012
C14:0	35,00	0	2,60E-04	3,80E-04
C18-C18	0	0	217,81	311,24
C18-C16	0	0	22,954	32,8
C18-C14	0	0	0,014	0,021
C16-C16	0	0	135,82	194,28
C16-C14	0	0	0,004	0,0064
C14-C14	0	0	3,00E-06	4,40E-06
C18	0	0	6228,8	9034,7
C16	0	0	2243,4	3386,7
C14	0	0	49,9	82,76
Agua	0	0	0,61	286,56
Hidrógeno	0	1657	0,13	1594,3
Catalizador	0	0	0	0

Total	4367,1	1657	8899,48	14923,43

OBJETIVOS

- Diseñar el reactor para llevar a cabo el proceso Lurgi
- Evaluar los posibles sistemas de control a implementar
- Estudiar la viabilidad de utilizar un reactor isotérmico y/o uno adiabático

3.1 Introducción

El objetivo de este capítulo es realizar el diseño del reactor para obtener alcoholes grasos a partir de ácidos grasos esterificados. La esterificación se logra mediante recirculación de alcoholes grasos. Para lograr un correcto dimensionamiento, se deben tener en cuenta varios aspectos que influyen directamente en su diseño, como pueden ser las condiciones de operación, su operación térmica, etc.

En primer lugar, al tratarse de un sistema con una esterificación asumida instantánea y una hidrogenación, se deben estudiar en profundidad la cinética de la hidrogenación y el equilibrio de esterificación; y por tratarse de un sistema trifásico, también hay que analizar los mecanismos de transferencia involucrados.

Luego, se evalúan las condiciones de operación necesarias para que las reacciones sucedan. Una vez determinadas, se fija algún requisito que deba cumplirse y con ello se determina el volumen necesario del reactor. En este caso, el requisito que se impone es el de conversión máxima, a fin de obtener la mayor producción posible.

Finalmente, se propone un sistema de control capaz de regular y mantener el reactor trabajando bajo las condiciones predeterminadas.

3.2 Selección de modelo Termodinámico

Para poder realizar el diseño del reactor, y posterior proceso de separación, es necesario conocer parámetros físicos del sistema; como pueden ser la capacidad calorífica, *Cp*; o la presión de vapor. Muchas veces no se cuenta con datos tabulados para estas propiedades, por lo que hay que definir un modelo termodinámico que pueda dar una idea de estos parámetros.

Los diversos modelos permiten estimar propiedades a partir de datos experimentales, o predecirlas a partir de la contribución de las partes. Cuando se trabaja con cualquier fluido, es importante conocer las condiciones de presión y temperatura, su polaridad y su estructura para la elección del modelo.

En el caso de estudio, se cuenta en su mayoría con moléculas orgánicas de más de 14 carbonos de longitud. Estas moléculas son no polares, que a presión y temperatura normales, se encuentran en estado sólido; pero a la temperatura de operación del reactor, estas sustancias son líquidas. Para la selección del modelo, entonces, se deben reunir datos experimentales de las sustancias y de su mezcla. Teniendo en cuenta que esta información está en falta, se opta por elegir el modelo termodinámico que mejor se ajusta a cada fase.

En primer lugar, para la fase líquida, se tiene en cuenta la temperatura y presión deseadas y se concluye que el modelo más adecuado para representarla era UNIFAC. Este modelo permite predecir la actividad de no electrolitos en mezclas no ideales basándose en la contribución de los grupos funcionales y la interacción entre las moléculas.

Por otro lado, en cuanto a los compuestos en fase gaseosa, se decide utilizar el modelo Peng-Robinson. Al trabajar con presiones tan elevadas, los gases se encuentran muy alejados de la condición de gas ideal; por lo tanto, se debe optar por un modelo que se ajuste a la condición de gas real. La ecuación de Peng-Robinson predice de manera eficaz el comportamiento y propiedades de gases no polares a altas temperaturas, especialmente en el equilibrio líquido-vapor.

3.3 Balance de Masa del reactor

El reactor es alimentado con tres corrientes, una rica en ácidos grasos, una que es mezcla de alcoholes recirculados con el catalizador y la última, que se compone de hidrógeno gaseoso a 260°C. Al tratarse de un reactor trifásico, la forma más sencilla para avanzar es

contar con una expresión para r_{obs} obtenida experimentalmente para sistemas reactivos similares a los del presente estudio.

Como se discute en secciones siguientes, el modelado del reactor responde a un reactor de equilibrio conectado en serie con un TAC. El reactor de equilibrio es un reactor ficticio dentro del simulador, el cual no tiene un volumen asociado, ya que al ingresar la alimentación alcanza su conversión de equilibrio con los flujos de salida; mientras que el tanque agitado, por su particularidad de ofrecer un mezclado perfecto, especifica la velocidad de reacción en la concentración de salida de reactivo. Los balances resultantes a resolver para cada componente son:

$$F_i = F_{i0} + \upsilon_i \cdot X_{eqi} \cdot F_{l0} \qquad \text{[Ec. 3.1]}$$

$$F_i = F_{is} - (-r_{obs}) \cdot V \qquad \text{[Ec. 3.2]}$$

donde:

- F_{i0} : flujo molar de entrada al reactor
- υ_i : Coeficiente estequiométrico
- X_{eqi} Conversión de equilibrio para la reacción.
- F_{l0}: flujo molar de entrada del componente limitante
- F_i: flujo molar entre esterificación e ingreso a TAC
- F_{is} : flujo molar de salida del reactor
- V : volumen de reacción en m^3
- $-r_{obs}$: velocidad de reacción observada

.

Al resolver ambos balances, lo que se obtiene son pares (V,F_{iS}), donde lo que se busca es el menor volumen posible que maximice la generación de alcoholes grasos. Este máximo en la generación de alcoholes va a estar termodinámicamente limitado, siendo la máxima generación posible la conversión de equilibrio.

3.4 Esterificación

Como se mencionó en el Capítulo 1 del presente trabajo, para obtener alcoholes grasos primero se deben formar los ésteres que dan origen a los mismos. Estos ésteres son obtenidos a partir de la reacción entre los ácidos grasos de materia prima y los alcoholes grasos recirculados. Químicamente, al producirse el éster, también se libera agua según la reacción de la Figura 3.2.

$$RCH_2COOH + R'OH \Leftrightarrow RCH_2COOR' + H_2O$$

Figura 3.2. Reacción de esterificación

Según los desarrolladores del proceso, este paso no es determinante en la velocidad de formación de alcoholes, y por lo tanto, puede asumirse que la concentración de ésteres de equilibrio se va a alcanzar de forma instantánea. Mendes et al.[3.1] realizaron experimentos para obtener la variación de la constante de equilibrio con la temperatura, proponiendo la expresión siguiente, cuya funcionalidad se plasma en la Figura 3.3.

$$ln(K_{eq}) = 22{,}1 - \frac{5660}{T}$$

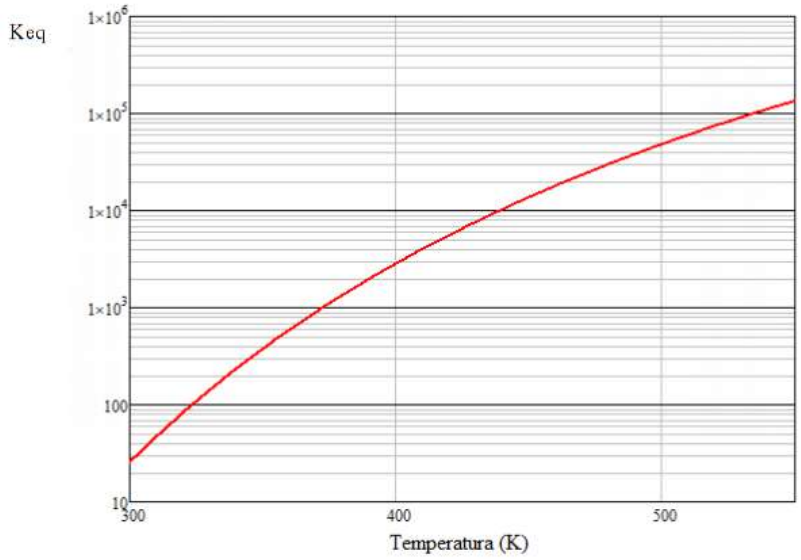


Figura 3.3. Variación de la constante de equilibrio de esterificación con la temperatura.

Del gráfico 3.4, se puede concluir que a mayor temperatura, la conversión de ácido aumenta. Si bien trabajar a altas temperaturas es lo deseable, hay un punto de operación a partir del cual un aumento en la temperatura no implica un aumento en la conversión de ácido a éster.

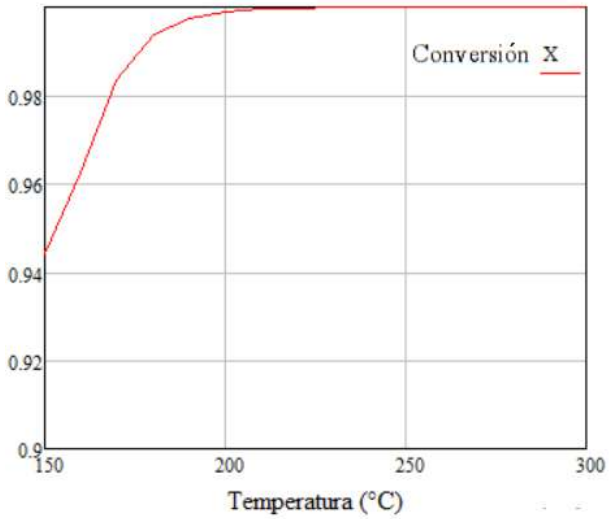


Figura 3.4. Variación de la conversión con la temperatura.

Como se puede apreciar, a partir de los 200°C, la conversión de equilibrio de la esterificación es muy próxima a 1; por lo que operar a una temperatura muy superior a 200°C implica tener gastos innecesarios de energía. El proceso Lurgi sugiere operar el reactor a la máxima presión posible y a la menor temperatura, siendo esta última de 260°C.

3.5 Hidrogenación

3.5.1 Factores que afectan la velocidad de reacción

En el estudio de reacciones GAS-LÍQUIDO-SÓLIDO (G-L-S), se considera que los reactivos se encuentran en las fases gaseosa y líquida, y que la fase sólida corresponde al catalizador (Figura 3.5). Para estudiar la velocidad a la cual ocurre la reacción, deben tenerse en cuenta cuestiones asociadas a la transferencia de masa, además de las cuestiones cinéticas propias del sistema reactivo.

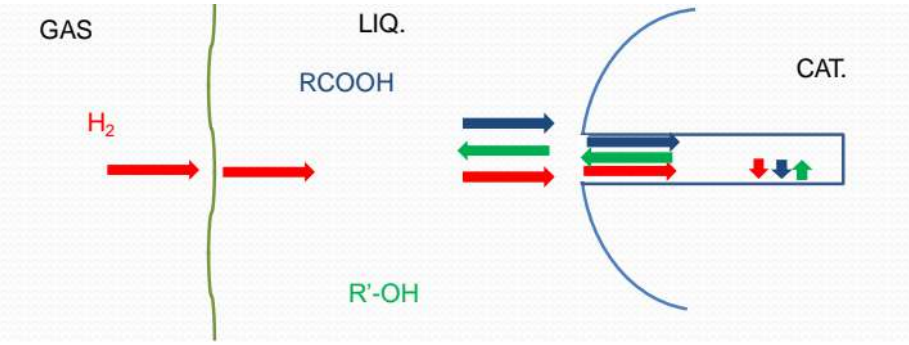


Figura 3.5. Representación del sistema G-L-S.

Las transferencias de masa involucradas en el estudio de la velocidad de reacción para este tipo de sistemas son:

- Difusión de reactivo gaseoso a superficie gas-líquido
- Difusión del reactivo gaseoso hacia el seno del líquido
- Las difusiones del reactivo líquido y del reactivo gaseoso presente en el líquido hacia la superficie líquido-sólido
- La difusión interna dentro del sólido
- La absorción de los reactivos en el sitio activo
- La desorción de los productos
- La difusión de los productos hacia la interfase líquido-sólido
- Y, por último, la difusión desde esta interfase hacia el seno del líquido

Se puede determinar experimentalmente cuál o cuáles de todos estos mecanismos de transferencia de masa y la cinética propia de la reacción van a estar dominando el sistema; es decir, las que van a ser las determinantes de las velocidad de reacción del proceso.

Como se mencionó con anterioridad, la etapa correspondiente a la esterificación se considera instantánea y, por ende, va a alcanzar su conversión de equilibrio; no influyendo en la velocidad de reacción global.

Muttzall, en "*HIGH-PRESSURE HYDROGENATION OF FATTY ACID ESTERS TO FATTY ALCOHOLS*" [3.2] experimentó con un sistema reactivo similar al caso de estudio, bajo condiciones ligeramente distintas y obtuvo los resultados expuestos a continuación.

Para los cálculos, se asume que las velocidades de difusión (debido a la alta turbulencia generada por el hidrógeno) y la adsorción de las especies en el catalizador son muy elevadas,

dando por resultado que siempre se mantiene el estado de equilibrio de adsorción, y que la velocidad de reacción sobre la superficie sólida es igual a la velocidad de reacción global (Muttzall, p. 52). Además, al trabajar con un catalizador en forma de polvo (diámetro de partícula promedio tendiente a cero), se espera que la efectividad catalítica sea cercana al 100%, lo que genera que haya un control cinético a la hora de modelar la *performance* de la reacción dentro del tanque.

3.5.2 Tratamiento algebraico de la cinética

3.5.2.1 Lineamientos iniciales

Se parte de la reacción de hidrogenación de ésteres

$$R^1CH_2COOR^2 + 2\,H_2 \Leftrightarrow R^1CH_2COH + R^2OH$$

La cual se puede reescribir en la forma

E + 2 H <==> 2 A

En Mutzall se plantea la velocidad tipo de ley de la potencia según

$$\frac{dA}{dt} = -\frac{dE}{dt} = k_a \,.\, E \,.\, C_H^2 - k_b \,.\, A^2 \quad \text{[Ec. 3.3]}$$

Donde $\mathbf{k_a}$ es constante cinética de la reacción directa; $\mathbf{k_b}$ constante cinética de la reacción inversa; **E** y **A** son fracciones másicas de éster y alcohol, respectivamente; $\mathbf{C_H}$ es la concentración de hidrógeno medida en $cm^3_{CNPT}/g_{ALCOHOL}$ (se indica en el paper de Mutzall que este término hace referencia a la solubilidad del gas en los alcoholes grasos; es decir, no está referenciada a la fase líquida global, sino sólo a la fase de alcoholes). El inconveniente es que, en la ecuación 3.3, la velocidad da unidades de "fracción másica / h", y en UNISIM hay que llevar la velocidad a unidades de $kmol.m^{-3}.h^{-1}$. Las unidades de concentración individuales de las especies se mantienen en fracción másica.

Si a ambos miembros de la ecuación 3.3 se los multiplica por la densidad del efluente líquido del reactor, y se los divide por un peso molecular ponderado representativo de los ésteres, se puede acercar al sistema a las unidades deseadas:

$$\left(-\frac{dE}{dt}\right) . \left(\frac{\rho_{LIQ}}{\underline{PM_E}}\right) . \frac{1000 \frac{kmol_E}{m^3}}{1 \frac{mol_E}{cm^3}} = (k_a . E . C_H^2 - k_b . A^2) . \left(\frac{\rho_{LIQ}}{\underline{PM_E}}\right) . \frac{1000 \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ}}}{1 \frac{mol_E}{cm^3_{LIQ}}} \quad \text{[Ec. 3.4]}$$

Donde

ρ_{LIQ}: Densidad del efluentes líquido, en $g_{LIQ} . cm^{-3}_{LIQ}$.

$\underline{PM_E}$: Peso molecular medio de los ésteres, $g_E . mol^{-1}_E$.

Respecto al término de concentración de hidrógeno (C_H), se dijo que presenta unidades de $cm^3_{CNPT}/g_{ALCOHOL}$; y, al necesitarla en unidades de fracción másica, hay que hacer una conversión de unidades aquí también. Para lograrlo, se puede escribir:

$$C_H = \frac{m_H}{m_{LIQ}} . \frac{m_{LIQ}}{m_A} . \frac{V_{H,molar(CNPT)}}{PM_H} = H . \frac{1}{A} . \frac{V_{H,molar(CNPT)}}{PM_H} \quad \text{[Ec. 3.5]}$$

Las variables corresponden a:

m_H : Masa de hidrógeno disuelto en fase líquida dentro del reactor, en g_H

m_A: Masa de alcoholes dentro del reactor, en g_A

m_{LIQ}: Masa total de la fase líquida dentro del reactor, en g_{LIQ}

$V_{H,molar(CNPT)}$**:** Volumen molar de hidrógeno en CNPT. Se tomará como 22400 $cm^3_{H,CNPT}/mol_H$

PM_H: Peso molecular de hidrógeno. Vale 2,016 g_H / mol_H

H: Fracción másica de hidrógeno disuelto en fase líquida dentro del reactor, en g_H / g_{LIQ}

A: Fracción másica de alcoholes en la fase líquida dentro del reactor, en g_A / g_{LIQ}

3.5.2.2 Catalizador (□)

De los balances de masa previamente analizados en este trabajo, se contaba con un caudal de catalizador equivalente al 4% p/p, debido que en Mutzall se han hecho varias experiencias con porcentajes entre 3 y 5 %p/p de catalizador, y se ha escogido el valor promedio para poder observar resultados satisfactorios similares a los que presenta dicho trabajo. Es por eso que el valor de □ a utilizar en la cinética es:

$$\square = 100\% . \frac{\square\square\square\square\square\square\ \square\square\square\square\square\square\square\square\square\square\square}{\square\square\square\square\square\square\ \square\square\square\square\square\ \square\square\ \square\acute{\imath}\square\square\square\square} = 100\% . \frac{585{,}6\ \square\square/h}{14639{,}59\ \square\square/h} = 4\ \%\ \square/\square$$

Algo que se observa en Mutzall es que, a pesar de estar en unidades % p/p, en el tratamiento algebraico que hace, lo trata como un adimensional a □ que no afecta a las unidades globales de los términos de la expresión cinética.

3.5.2.3 Constantes cinéticas

Las expresiones de las constantes cinéticas máximas posibles para la reacción directa e inversa de la hidrogenación de ésteres derivados de sebo vacuno, respectivamente, son [3.2 , p. 42]:

$$k_{1_{MAX}}(T) = 1{,}8 \,.\, 10^3 \,.\, exp\left(-\frac{78151{,}6}{R \,.T}\right) \quad \frac{1}{h \,.atm^2} \quad \text{con T en K} \quad \text{[Ec. 3.6]}$$

$$k_{2_{MAX}}(T) = 7{,}7 \,.\, 10^9 \,.\, exp\left(-\frac{115564{,}6}{R \,.T}\right) \quad \frac{1}{h} \quad \text{con T en K} \quad \text{[Ec. 3.7]}$$

El hecho de que sean valores máximos se debe a que la presencia de agua en el medio reactivo desfavorece la velocidad global de reacción y afecta tanto a k_1 como a k_2, según:

$$k_1 = \frac{k_{1_{MAX}}}{1 + 1400 \,.C_{H2O}} \qquad k_2 = \frac{k_{2_{MAX}}}{1 + 1400 \,.C_{H2O}} \quad \text{[Ec. 3.8]}$$

Donde la concentración de agua se ingresa en fracción másica respecto al total de fase líquida dentro del reactor. Luego, las relaciones entre k_1 y k_2 con las constantes k_a y k_b de la ecuación 3.4, vienen a ser [3.2 , p. 33]

$$k_a = \frac{k_1 . \pi}{\lambda^2} \qquad \text{[Ec. 3.9]}$$

$$k_b = k_2 . \pi \qquad \text{[Ec. 3.10]}$$

Si se reescribe la ecuación 3.4 por lo mencionado en las secciones anteriores, se tiene

$$\left(-\frac{dE}{dt}\right) = \left[\left(\frac{k_1 . \pi}{\lambda^2}\right) . E . \left(H . \frac{1}{A} . \frac{V_{H,molar(CNPT)}}{PM_H}\right)^2 - \left(k_2 . \pi\right) . A^2\right] . \left(\frac{\rho_{LIQ}}{PM_E}\right) . \frac{1000 \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ}}}{1 \frac{mol_E}{cm^3_{LIQ}}}$$

[Ec. 3.11]

El término izquierdo (derivada de E respecto al tiempo), ya está en unidades de $kmol_E.m^{-3}.h^{-1}$. Es decir, ya están implícitos en dicho término la densidad del líquido efluente y el peso molecular medio representativo de los ésteres.

3.5.3 Factores pre-exponenciales, energías de activación y expresión cinética final

3.5.3.1 Peso molecular promedio de ésteres y densidad de líquido efluente

Para el peso molecular promedio de ésteres, se ve en la Tabla 3.3 la distribución de fracción molar de los ácidos grasos referida al caudal de alimentación de los mismos. Allí se ve una fuerte presencia de ácidos con cadena de 18 carbonos, y también una presencia no menor del ácido palmítico de 16 carbonos. Si se piensa en un ponderado, puede asumirse que el peso molecular promedio de ésteres se puede aproximar como el peso molecular de un éster con dos cadenas de 17 carbonos a ambos lados del grupo funcional.

Tabla 3.3. Caudales de ingreso de la alimentación al reactor.

Nombre Ácido	Código	Flujo másico (kg/h)	Flujo molar (kmol/h)	Fracción molar
Esteárico	C18:0	847,88	2,98	0,19
Oleico	C18:1	2031,75	7,19	0,45
Linoleico	C18:2	175,88	0,63	0,04
Palmítico	C16:0	1276,63	4,98	0,31

De esta manera:

$$\underline{PM_E} \approx 508.91\ g_E / mol_E$$

Respecto de la densidad de la fase líquida del efluente del reactor, se ha recurrido a la simulación de UNISIM, de la cual se ha obtenido un valor de

$$\rho_{LIQ} = 0{,}7507\ \frac{g_{LIQ}}{cm^3_{LIQ}}$$

Este valor se ha obtenido tras una primera simulación del reactor, utilizando, a la hora de calcular factores pre-exponenciales de Arrhenius, un valor de densidad de 0,85 g_{LIQ}/cm^3_{LIQ}, que es un valor que está en el rango de los valores de densidad normales de ésteres y alcoholes grasos de cadena larga. Al haber calculado factores pre-exponenciales para la

cinética y habiendo hecho una primera simulación, se observó en las propiedades del efluente del reactor, que la fase líquida tenía una densidad media de 0,7507 g_{LIQ}/cm^3_{LIQ}. Es por eso que se volvió a ajustar la densidad en la expresión cinética, se recalcularon factores pre-exponenciales y se volvió a simular la planta ya con este valor de densidad fijo.

¿Cómo se calcularon entonces los factores pre-exponenciales que se llevan a la simulación en UNISIM? Esto será explicado a continuación.

3.5.3.2 Tratamiento de la reacción directa de hidrogenación

Se toma el término de la ecuación 3.11 correspondiente a la reacción directa y se procesa:

$$\left[\left(\frac{k_1(T)\,.\,\pi}{\lambda(T)^2}\right).E.\left(H.\frac{1}{A}.\frac{V_{H,molar(CNPT)}}{PM_H}\right)^2.\frac{1000\,\frac{kmol_E}{m^3_{LIQ}}}{1\,\frac{mol_E}{cm^3_{LIQ}}}\right].\left(\frac{\rho_L}{PM}\right.$$

$$=$$

$$=\left[\left(\frac{k_1(T)\,.}{\lambda(T)^2}\right).\pi.\left(\frac{V^2_{H,molar(CNPT)}}{PM^2_H}\right).\frac{1000\,\frac{kmol_E}{m^3_{LIQ}}}{1\,\frac{mol_E}{cm^3_{LIQ}}}\right].\left(\frac{\rho_{LIQ}}{PM_E}\right).$$

[Ec. 3.12]

Donde la función $\lambda(T)$ es

$$\lambda(T) = (2{,}04)\,.exp\left(-\frac{10808{,}2}{R\,.T}\right) \quad \frac{cm^3_{H,CNPT}}{g_{ALCOHOL}\,.atm} \quad \text{con T en K} \quad \text{[Ec. 3.13]}$$

Esta función arroja el valor del coeficiente de solubilidad máximo cuando no hay éster presente en el sistema reactivo. Se usa esta función que da valor máximo porque se espera una conversión casi completa de los ésteres y no se espera una cantidad relevante de ésteres en el efluente del reactor, que es la corriente de interés a la hora de estudiar la cinética, al tratar al reactor slurry como si fuera un reactor de tipo TAC.

Si se pone foco en la relación de $k_1(T)$ y $\lambda(T)$, se aprecia que:

$$\left(\frac{k_1(T)}{\lambda(T)^2}\right) = \left[\frac{(1{,}8\,.10^3)\,.exp(-\frac{78151{,}6}{R\,.T})}{(2{,}04)^2\,.exp(-\frac{10808{,}2}{R\,.T})^2}\right] = \left[\frac{A_1\,.exp(-\frac{E_{A,1}}{R\,.T})}{A_\lambda^{2}\,_{.exp(-\frac{E_{A,\lambda}}{R\,.T})^2}}\right] = \frac{A_1}{A_\lambda^2}\,.exp(-\frac{E_{A,1\ observada}}{R\,.T})$$

[Ec. 3.14]

$$E_{A,1\ observada} = E_{A,1} - 2\,.E_{A,\lambda} = 78151{,}6 - 2\,.(10808{,}2) = 56535{,}2\ J/mol$$

[Ec. 3.15]

Finalmente, la expresión 3.14 puede tomar la forma de

$$A_{1,observada}\,.exp(-\frac{E_{A,observada}}{R\,.T})\,.\left(\frac{E\,.H^2}{A^2}\right)$$

$$A_{1,observada} = \left[\frac{A_1}{A_\lambda^2}\,.\pi\,.\left(\frac{V_{H,molar(CNPT)}^2}{PM_H^2}\right)\,.\frac{\rho_{LIQ}}{PM_E}\,.\frac{1000\frac{kmol_E}{m_{LIQ}^3}}{1\frac{mol_E}{cm_{LIQ}^3}}\right]$$

[Ec. 3.16]

Resumiendo los valores de las variables:

Tabla 3.4. Valores para el cálculo de A1 observada.

A_1	$1{,}8 \,.\, 10^3 \ \frac{1}{h \,.\, atm^2}$	PM_H	$2{,}016 \ \frac{g_H}{mol_H}$
A_λ	$2{,}04 \ \frac{cm^3_{H,CNPT}}{g_A \,.\, atm}$	ρ_{LIQ}	$0{,}7507 \ \frac{g_{LIQ}}{cm^3_{LIQ}}$
π	$4 \ \% \ p/p$	$\underline{PM_E}$	$508{,}91 \ \frac{g_E}{mol_E}$
$V_{H.molar(CNPT)}$	$22400 \ \frac{cm^3_{H.CNPT}}{mol_H}$		

Así:

$$A_{1,observada} = 3{,}152 \,.\, 10^{11} \ \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ} \,.\, h} \frac{g_A^2 \,.\, g_{LIQ}}{g_E \,.\, g_H^2} \left(O \ bien \ " \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ} \,.\, h} " \right)$$

En cuanto al análisis dimensional para corroborar unidades, se puede decir que el término

$$A_{1,observada} \cdot \left(\frac{E \,.\, H^2}{A^2} \right)$$

puede ser desarrollado, observando sus unidades:

$$\left[\frac{A_1}{A_\lambda^2} \,.\, \pi \,.\, \left(\frac{V^2_{H,molar(CNPT)}}{PM_H^2} \right) \,.\, \frac{\rho_{LIQ}}{\underline{PM_E}} \,.\, \frac{1000 \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ}}}{1 \frac{mol_E}{cm^3_{LIQ}}} \right] . \left(\frac{E \,.\, H^2}{A^2} \right)$$

$$\left[\frac{\left(\frac{1}{h.atm^2}\right)}{\left(\frac{cm^3_{H,CNPT}}{g_A.atm}\right)^2} \cdot (Adim.) \cdot \frac{\left(\frac{cm^3_{H.CNPT}}{mol_H}\right)^2}{\left(\frac{g_H}{mol_H}\right)^2} \cdot \frac{\left(\frac{g_{LIQ}}{cm^3_{LIQ}}\right)}{\left(\frac{g_E}{mol_E}\right)} \cdot \frac{\left(\frac{kmol_E}{m^3_{LIQ}}\right)}{\left(\frac{mol_E}{cm^3_{LIQ}}\right)}\right] \cdot \left[\frac{\left(\frac{g_E}{g_{LIQ}}\right) \cdot \left(\frac{g_H}{g_{LIQ}}\right)^2}{\left(\frac{g_A}{g_{LIQ}}\right)^2}\right]$$

Luego, eliminando el denominador (llevando todo a numerador) y la entidad adimensional del catalizador:

$$\left[\left(\frac{1}{h.atm^2}\right) \cdot \left(\frac{g_A.atm}{cm^3_{H,CNPT}}\right)^2 \cdot \left(\frac{cm^3_{H.CNPT}}{mol_H}\right)^2 \cdot \left(\frac{mol_H}{g_H}\right)^2 \cdot \left(\frac{g_{LIQ}}{cm^3_{LIQ}}\right) \cdot \left(\frac{mol_E}{g_E}\right) \cdot \left(\frac{kmol_E}{m^3_{LIQ}}\right) \cdot \left(\frac{cm^3_{LIQ}}{mol_E}\right)\right] \cdot \left[\left(\frac{g_E}{g_{LIQ}}\right) \cdot \left(\frac{g_H}{g_{LIQ}}\right)^2 \cdot \left(\frac{g_{LIQ}}{g_A}\right)^2\right]$$

Se invita al lector, si así lo quisiera, a simplificar esta última expresión del análisis dimensional, para corroborar que las unidades llevan efectivamente a una velocidad cinética en $kmol_E \cdot m^{-3} \cdot h^{-1}$.

3.5.3.3 Tratamiento de la reacción inversa de hidrogenación

Se toma el término de la ecuación 3.11 correspondiente a la reacción inversa y se procesa:

$$\left[\left(k_2(T) \cdot \pi\right) . A^2\right] \cdot \left(\frac{\rho_{LIQ}}{PM_E}\right) \cdot \frac{1000 \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ}}}{1 \frac{mol_E}{cm^3_{LIQ}}}$$

con

$$k_2(T) = \left(7{,}7 \cdot 10^9\right) . exp\left(-\frac{115564{,}6\ J/mol}{R \cdot T}\right) = A_2 \cdot exp\left(-\frac{E_{A,2}}{R \cdot T}\right)$$

Para no confundir con el factor pre-exponencial, se vuelve a aclarar que **A** simboliza la fracción másica de alcoholes en la fase líquida dentro del reactor.

Reacomodando la expresión del inicio:

$$\left[A_2 \,.\, \pi \,.\, \left(\frac{\rho_{LIQ}}{PM_E} \right) \,.\, \frac{1000 \, \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ}}}{1 \, \frac{mol_E}{cm^3_{LIQ}}} \right] . \, exp\left(- \frac{E_{A,2}}{R \,.\, T} \right) . \left(A^2 \right)$$

La cual puede escribirse en la forma

$$A_{2,observada} \,.\, exp\left(- \frac{E_{A,2}}{R \,.\, T} \right) . \left(A^2 \right)$$

En Mutzall, el factor pre-exponencial A_2 se indica con las unidades (1/h), pero al ser una reacción de orden 2 con respecto a la fracción másica de alcoholes, y entendiendo que en dicho trabajo la velocidad de reacción también se expresa en "1/h" (más precisamente "fracción másica / h"), se decide redefinir las unidades de A_2 para que sea consistente con la bibliografía. Es decir:

$$A_2 \; = (7{,}7 \,.\, 10^9) \; \frac{1}{h} \; ==> \; Se\, redefine \; ==> \; A_2 \; = (7{,}7 \,.\, 10^9) \; \frac{g_{LIQ}}{g_A \,.\, h}$$

De esta manera, al multiplicar por la fracción másica de alcoholes al cuadrado, la unidad de velocidad de la reacción inversa es

$$\frac{g_A}{g_{LIQ} \,.\, h} = \frac{Fracción\, másica\, de\, alcoholes}{h} \quad \left(O \text{ "} \frac{1}{h} \text{" } en\, Mutzall \right)$$

Para terminar de calcular el factor pre-exponencial, se resumen los valores de las variables involucradas:

Tabla 3.5. Valores para el cálculo de A2 observada.

A_2	$7{,}7 \cdot 10^9 \ \frac{g_{LIQ}}{g_A \cdot}$	ρ_{LIQ}	$0{,}7507 \ \frac{g_{LIQ}}{cm^3_{LIQ}}$
π	$4\ \% \ p/p$	$\underline{PM_E}$	$508{,}91 \ \frac{g_E}{mol_E}$

Así:

$$A_{2,observada} = \left[A_2 \,.\, \pi \,.\left(\frac{\rho_{LIQ}}{PM_E} \right) . \frac{1000 \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ}}}{1 \frac{mol_E}{cm^3_{LIQ}}} \right]$$

$$A_{2,observada} = 4{,}543 \,.\, 10^{10} \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ} \,.\, h} . \frac{g^2_{LIQ}}{g_A \,.\, g_E} \left(O\ bien\ " \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ} \,.\, h} " \right)$$

3.5.3.4 Expresión cinética resultante

Tras todo el análisis algebraico explicado en secciones anteriores, la ecuación global que representa al sistema reactivo es

$$-\frac{dE}{dt} = 3{,}152 \,.\, 10^{11} \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ} \,.\, h} \,.\, exp\left(-\frac{78151.6\, J/mol}{R \,.\, T} \right) . \left(\frac{E \,.\, H^2}{A^2} \right) - 4{,}543 \,.\, 10^{10} \frac{kmol_E}{m^3_{LIQ} \,.\, h} \,.\, exp\left(-\frac{115564{,}6\, J/mol}{R \,.\, T} \right) . \left(A^2 \right)$$

[Ec. 3.17]

Los factores pre-exponenciales para las reacciones directas e inversas valen $3{,}152.10^{11}$ y $4{,}543.10^{10}$, respectivamente, y son los valores que se han introducido en el UNISIM, junto a los valores de energías de activación visibles y los órdenes cinéticos parciales de los componentes, para poder simular el reactor.

Notar también que en las ecuaciones en 3.8 de la sección 3.5.2.3 se mencionó que el contenido de agua en el sistema ralentiza la velocidad global de reacción, y el coeficiente 1400 que aparece, también ha sido introducido en UNISIM para tener en cuenta este efecto adverso a la hora de diseñar el reactor.

3.6 Estimación de calores de reacción

Para poder diseñar el reactor, se deben tener en cuenta los calores de reacción involucrados en el proceso, ya que estos son los que más peso tienen en los efectos térmicos del mismo.

Por lo tanto, conocer o estimar de la mejor forma posible las entalpías de reacción es crítico para los cálculos y la posterior toma de decisiones respecto al diseño.

Si bien se encuentra tabulada una gran variedad de entalpías de reacción calculadas de forma experimental, para el caso de estudio, como se mencionó en la sección 3.1, la herramienta de contribución de grupos brinda un valor estimado de calores de reacción.

Para la esterificación de ácidos grasos, las contribuciones de grupo predicen un calor de reacción promedio de 101.76 kJ/mol, mientras que para la hidrogenación de ésteres predice un valor de -135,96 kJ/mol. Estas entalpías están estimadas para 25°C y 1 atm. La diferencia, dado que ambas reacciones se dan dentro del mismo espacio físico, es de -34,2 kJ/mol; siendo entonces un sistema exotérmico.

Además, en bibliografía se encuentra el calor de saturación de los dobles enlaces, el cual corresponde a -125 kJ/mol. [3.10]

3.7 Modelado y Simulación

3.7.1 Modelado del reactor

Para poder llevar a cabo el proceso Lurgi es necesaria una buena agitación. El uso de un tanque agitado implica un elevado consumo energético, un costo de inversión relativamente alto y problemas para poder mantener las condiciones de operación requeridas. Como alternativa, suelen utilizarse torres de contacto gas-líquido, como columnas de burbujeo y reactores *Airlift*. Estas torres son ampliamente usadas por su fácil diseño, construcción y mantenimiento, como consecuencia de no poseer partes móviles. A diferencia de las columnas de burbujeo, donde las corrientes de flujo son aleatorias, los reactores *Airlift* tienen la particularidad de fijar un patrón de circulación en su interior, mejorando notablemente el mezclado. Por este último motivo, el proceso Lurgi se lleva a cabo en un reactor *Airlift*.

Los reactores Airlift se componen de dos tubos concéntricos, que delimitan dos zonas que se conectan en la parte superior e inferior. En la Figura 3.6 se puede observar que el hidrógeno

y el catalizador (junto con los alcoholes recirculados) son alimentados al reactor por el tubo exterior, mientras que la mezcla de ácidos grasos ingresa al equipo por el tubo interior.

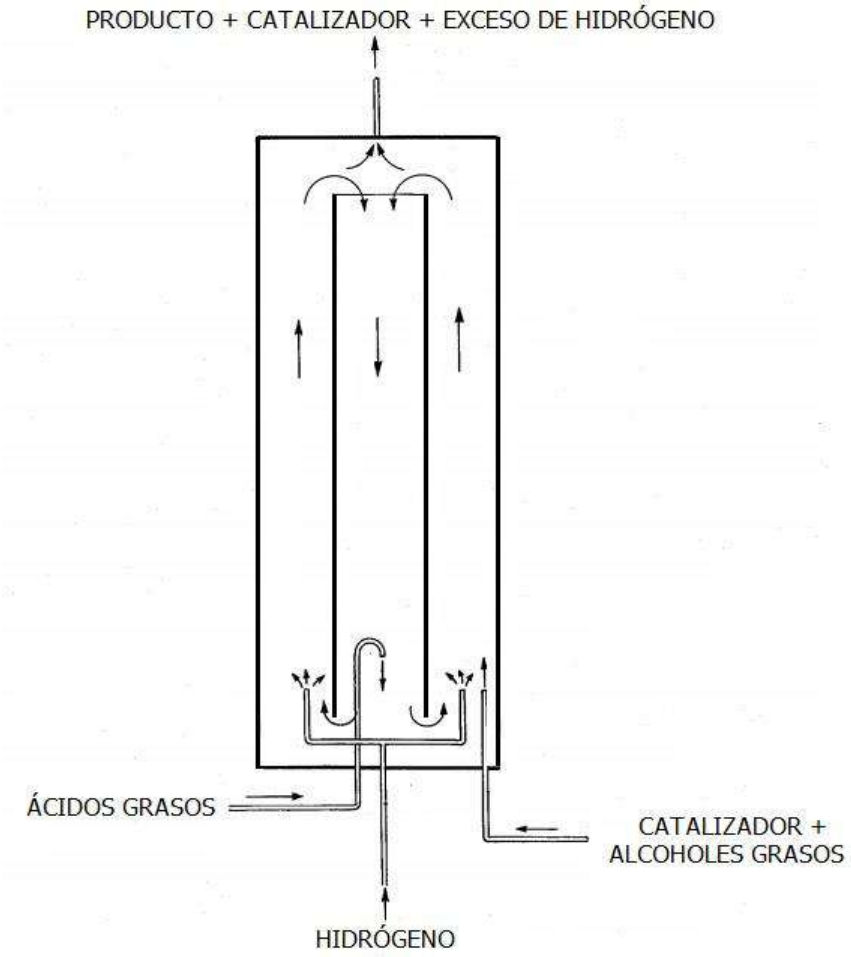


Figura 3.6. Reactor *Airlift* con las corrientes de entrada y salida.

Si bien el proceso Lurgi sugiere un solo reactor, en el cual ocurre la esterificación de forma instantánea y luego la hidrogenación de ésteres, para poder simularlo en UNISIM DESIGN R460.1 se utiliza un reactor de equilibrio (donde ocurre la esterificación instantáneamente) seguido por un TAC en donde se lleva adelante la hidrogenación.

La razón por la cual el reactor se puede modelar como un TAC radica en que hay una alta recirculación de líquido libre de gas por la denominada zona bajante del reactor *Airlift*, que es la que posee flujo descendente. Esta sección está en paralelo al tubo por el cual ascienden el hidrógeno, los alcoholes recirculados y el catalizador. Esta elevada recirculación permite suponer que dentro del *Airlift* hay mezclado perfecto.

El reactor de esterificación es un reactor ficticio dentro del simulador donde se alcanzan las condiciones de equilibrio para la reacción o reacciones dadas. Por su parte, el TAC es un tanque idealizado con mezclado perfecto, donde su salida depende de las condiciones de temperatura, presión, alimentación, volumen y operación térmica.

También, es importante mencionar que dadas las condiciones de operación del reactor, no es recomendable que en el mismo se encuentre una zona de acumulación de gas, por lo que el mismo debe estar completamente inundado. De esta manera, el volumen simulado representa el volumen en donde ocurre la reacción que coincide con el volumen del reactor.

3.7.2 Simulación

Para la simulación, considerando que no es necesario un pretratamiento, la entrada a planta de los ácidos grasos se encuentra a 25°C y 1 atm, la cual se mezcla con la corriente recirculada de alcoholes grasos. Luego, esta mezcla se lleva a temperatura y presión de operación. El flujo másico de alimentación utilizado en la simulación y el diseño del reactor es la capacidad instantánea previamente calculada y que corresponde a los aproximadamente 4367 kg/h.

Una vez definido el modelo con el cual se desea representar el reactor, se procede a definir el volumen y a dimensionarlo. Para poder realizar esto, además de especificar la alimentación, se debe elegir el tipo de operación térmica.

Para seleccionar el tipo de operación térmica más adecuado, se evalúan todos los calores involucrados en las reacciones químicas que tienen lugar en el reactor, ya sean calores liberados y/o absorbidos. En el presente trabajo, se cuenta con una reacción endotérmica y dos exotérmicas. Por lo tanto, se evalúa la posibilidad de operar de forma adiabática.

Para llevar a cabo la simulación, solo se tiene en cuenta la hidrogenación de ésteres y la esterificación de los ácidos grasos, asumiendo que todo doble enlace proveniente de la alimentación se encuentra ya hidrogenado. Dadas las condiciones a las cuales se lleva adelante el proceso, esta saturación de dobles enlaces se encuentra muy favorecida. Estas saturaciones se pueden representar dentro de la simulación como un intercambiador de calor

ubicado antes del reactor de esterificación. El calor puesto en juego en dicho intercambiador es de 1056250 kJ/h ($1{,}056 \cdot 10^6 \frac{kJ}{h}$)

Tabla 3.6. Calores de saturación de dobles enlaces.		
	Flujo molar (kmol/h)	**Calor (kJ/h)**
C18:1	7,19	- 898750
C18:2	0,63	- 157500

Por otro lado, también se considera que la corriente de alimentación se compone íntegramente de la mezcla de ácidos grasos. En ese sentido, se calcula un flujo másico de entrada basado en la capacidad instantánea calculada, pero a la que se le resta la proporción de impurezas (agua, triglicéridos y glicerina), obteniendo así un flujo másico de alimentación al reactor de unos 4367 kg/h.

3.7.2.1 Simulación Adiabática

Simular un reactor adiabático es bastante sencillo, ya que el programa permite anular las pérdidas de calor.

Como ya fue preestablecido, la temperatura ideal a la cual se desea que ocurra la reacción es 260°C. Al contar con un reactor donde se puede asumir que se cumplen las condiciones de mezclado perfecto, la temperatura de la corriente de salida es la temperatura dentro del reactor. Puesto que la simulación es adiabática, para lograr esa temperatura se utiliza una función intrínseca del UNISIM DESIGN R460.1.

Teniendo en cuenta todas las reacciones que ocurren en el sistema reactivo, se determina que la alimentación al proceso 244,6 °C.

En conjunto con la simulación adiabática del reactor, también se va a determinar el volumen de reactor. Aprovechando la herramienta UNISIM DESIGN R460.1, se realizan corridas para diferentes volúmenes de reactor. Como se mencionó anteriormente, la conversión del sistema

se encuentra limitada por el equilibrio de hidrogenación de ésteres (97,74 %). Luego, para definir el volumen de reacción se decide optar por un valor 3% menor a la conversión de diseño.

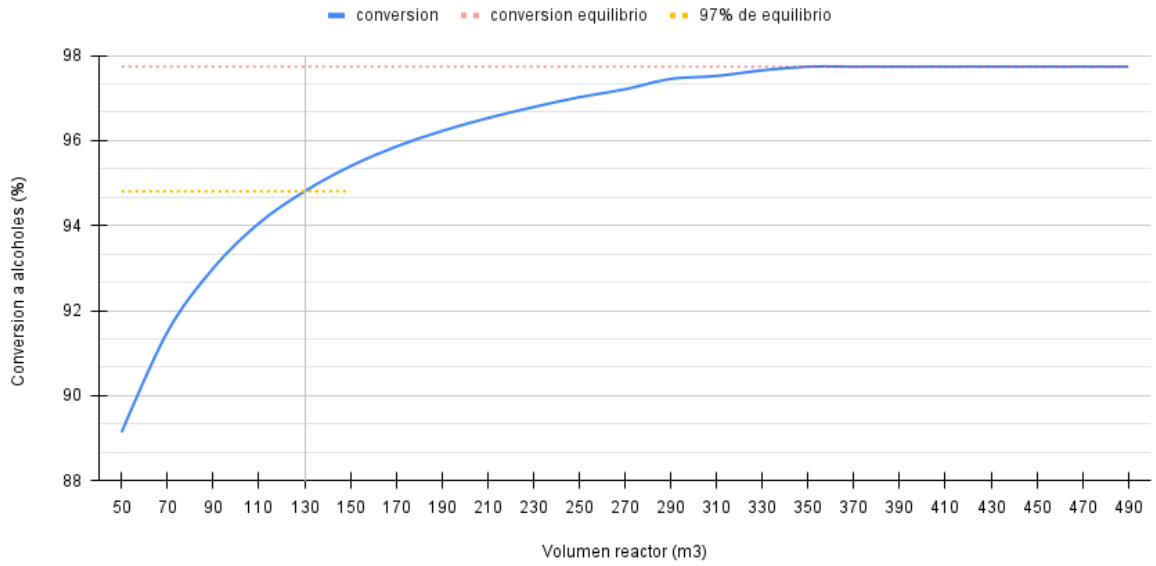


Figura 3.7. Conversión de ácido a alcohol respecto al volumen

En base a lo anterior mencionado, el volumen del reactor resulta en 130 m^3.

3.8 Diseño mecánico del reactor *Airlift*

Una vez obtenidos los valores para el dimensionamiento del reactor, se procede a realizar el diseño mecánico del *Airlift*. El uso del simulador permite calcular medidas como el diámetro y la altura de un tanque agitado, que sirven como base para realizar los cálculos necesarios al momento de determinar la configuración del reactor real.

Para definir el diámetro del cilindro principal del reactor, se tiene que tener en cuenta la velocidad de flujo. E. Karl-Heinz et al establecieron en su patente una velocidad de fluido ascendente por el anillo exterior de al menos 0.2 m/s y preferiblemente entre 1 y 2 m/s. [3.3]

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Qmezcla\ ascendente}{\frac{\pi \cdot (Dprincipal^2 - (Dinterior\ +\ espesor)^2)}{4}}$$

$$= 1.5\ \frac{m}{s}$$

El caudal de la mezcla ascendente puede ser estimado a partir de su caudal másico y densidad. Dentro del reactor se recomienda que circulen de 100 a 1000 veces más alcoholes grasos que ácido alimentado. Esta recirculación interna del reactor es la mezcla de ácidos grasos con catalizador y saturada de hidrógeno.

$$W_{RecirInterna} = 4367\frac{kg}{h} \cdot 1000 = 4.367 \cdot 10^6\frac{kg}{h}$$

Y el flujo másico ascendente se encuentra dado por la suma de la recirculación interna y la corriente efluente del reactor

$$W_{Ascendente} = W_{RecirInterna} + W_{efluente} = \quad 4.38 \cdot 10^6\frac{kg}{h}$$

La mezcla ascendente está compuesta por todo lo que ingresa al reactor y su densidad es de 106.5 kg/m3, resultando de un caudal volumétrico en el ánulo de 11,42 m3/s. Karl-Heinz y sus colaboradores diseñaron un reactor a escala piloto previo a la presentación de la patente, y las dimensiones y proporciones del mismo pueden utilizarse para escalar el reactor del presente proyecto. Estas relaciones son las siguientes:

$$Rel_L = \frac{L_{interno}}{L_{principal}} = \frac{5.5\ m}{6\ \ m} = 0.917$$

$$Rel_D = \frac{D_{interno}}{D_{principal}} = \frac{30\ mm}{70\ mm} = 0.429$$

$$Rel_{fondo} = \frac{espacio\ \ libre\ fondo}{L_{principal}} = \frac{0.1\ m}{6\ m} = 0.017$$

La relación de espacio libre fondo es equivalente a la de tope. El diseño del reactor cuenta con una malla la cual permite y favorece la separación gas - líquido en la zona superior del reactor que se extiende un espacio sobre el final del cilindro interno.

$$Rel_{malla} = \frac{L_{malla}}{L_{principal}} = \frac{0.3\ m}{6\ m} = 0.05$$

Combinando estas relaciones, junto con la velocidad definida y la fórmula del volumen de un cilindro, se llega a que el reactor tiene las siguientes proporciones:

Tabla 3.7. Dimensiones del reactor.	
Parámetro	**Medida**
$L_{principal}$	13.9 m
$L_{interno}$	12.74 m
$D_{principal}$	3.45 m
$D_{interno}$	1.48 m
Espacio fondo	0.23 m
L_{malla}	0.69 m

Se elige el material que se utiliza para la construcción del tanque. Dado que las reacciones se llevan a cabo a una presión muy elevada, debe ser muy resistente. Los recipientes sometidos a presión suelen diseñarse y fabricarse de acuerdo al código ASME Sección VIII.

Se propone utilizar acero inoxidable 316. Esto se debe a que el acero del tipo 316 presenta una buena resistencia a la corrosión general debido a su composición (acero inoxidable de cromo níquel austenítico que contiene molibdeno). Además, presenta una buena resistencia a temperaturas elevadas, lo cual es un requisito para el proceso que se está llevando a cabo.[3.6]

Luego de seleccionar el material más adecuado, se calcula cuál es el espesor de la pared del cilindro necesario, según la ecuación que se encuentra a continuación.[3.7]

$$t = \frac{P.R}{(S.E - 0{,}6.P)} \qquad \text{[Ec. 3.18]}$$

Los términos de la ecuación anterior representan:

- t: espesor requerido de la pared cilindro
- P: presión interna
- R: radio interior del cilindro
- S: resistencia a la tracción del material
- E: eficiencia de junta

La presión interna de operación es de 300 bar (30 MPa). La resistencia a la tracción del material se calcula como un promedio del rango que permite el material, dando como resultado 660 MPa [3.8]. Finalmente, la eficiencia de junta tiene un valor de 0,85. Realizando el cálculo, se obtiene que el espesor de la pared adopta un valor de 0,19 m.

Dado que el reactor es adiabático, se decide realizar un recubrimiento para minimizar las pérdidas de calor. Minimizar las pérdidas de calor implica agregar material aislante (como el reactor es cilíndrico, se sabe que hay un radio mínimo para el cual empiezan a decrecer [3.4]), pero esta capa no puede ser infinita por obvias razones. Por lo tanto, se debe definir a qué temperatura se encuentra el exterior del aislante, para determinar cuánto material se necesita.

Para fijarla, se evalúan dos cuestiones. La primera, es minimizar las pérdidas por convección; asumiendo que el reactor se encuentra dentro de una planta, bajo techo, rodeado por aire, con ventilación natural, y donde la nave está a 20°C. La segunda, es pensar en no ocasionar quemaduras en caso de que un operario entre en contacto con el reactor. De todos modos, no es necesario que la temperatura sea tan baja, es suficiente con que el operario logre reaccionar y apartarse del tanque sin ser herido. En base a esto, se impone que la temperatura superficial del aislante sea 50°C [3.5] .

Para el respectivo aislamiento del reactor, se propone utilizar lana de vidrio, siendo este un aislante térmico utilizado en la construcción y en la industria. Se produce fundiendo arena a altas temperaturas, y luego mediante un proceso de fibrado se obtiene un producto de óptimas propiedades para aislamiento térmico.

Este material posee una conductividad de $k = 0{,}036 \frac{W}{m\ K}$ y se utiliza para recubrir el reactor y así minimizar la transferencia de calor entre el ambiente y el mismo.[3.9]

Por su parte, es importante saber el espesor de recubrimiento de lana de vidrio a utilizar en el reactor *airlift* para minimizar la transferencia de calor entre este y el ambiente. Se calcula este espesor a través de la siguiente ecuación [3.5]:

$$Tse = Ta + \frac{Ti - Ta}{1 + \frac{h \cdot De}{k} \cdot ln\left(\frac{De}{Di + t}\right)} \quad \text{[Ec. 3.19]}$$

Donde

- Tse: Temperatura superficial de la pared del reactor (50°C)
- Ta: Temperatura ambiente de la planta (20°C)
- k: Conductividad térmica de la lana de vidrio (0,036 W . m^{-1} . K^{-1})
- h: Coeficiente de convección natural del aire (5 W . m^{-2} . K^{-1})
- Di: Diámetro interno del reactor [m]
- t: Espesor de pared [m]
- De: Diámetro externo (incluye aislante) [m]

Se obtuvo de esta manera que el espesor de aislante es de 50 mm, siendo esta la diferencia entre el diámetro externo y el diámetro interno, más el espesor de pared.

3.9 Resultados Balance Masa

Ya diseñado el reactor, y seleccionada su forma de operación, se procede a tabular los resultados.

Siguiendo la nomenclatura de las corrientes del capítulo anterior y habiendo resuelto los balances planteados en la sección 3.3, se detallan en la Tabla 3.8 los valores de las corrientes que ingresan o salen del reactor (Figura 3.8).

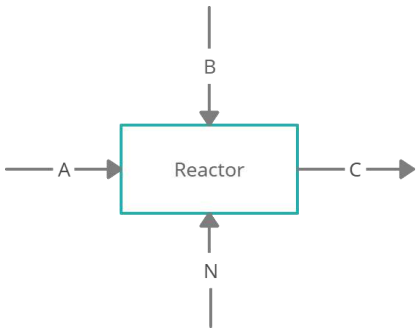


Figura 3.8. Reactor representado como caja negra con sus corrientes de ingreso y egreso.

Tabla 3.8. Balance de masa global.				
	Entradas			Salida
Compuesto	A	B	N	C
C18:0	3055,5	0	0,03	0,05
C16:0	1276,6	0	0,008	0,012
C14:0	35,00	0	2,60E-04	3,80E-04
C18-C18	0	0	217,81	311,24
C18-C16	0	0	22,954	32,8
C18-C14	0	0	0,014	0,021
C16-C16	0	0	135,82	194,28
C16-C14	0	0	0,004	0,0064
C14-C14	0	0	3,00E-06	4,40E-06
C18	0	0	6228,8	9034,7
C16	0	0	2243,4	3386,7
C14	0	0	49,9	82,76
Agua	0	0	0,61	286,56
Hidrógeno	0	1593	0,13	1530,45
Catalizador	0	0	0	0
Total	4367,1	1593	8899,48	14859,8

3.10 Sistemas de control

Pocos equipos en la actualidad no poseen sistemas de control que permitan minimizar los riesgos. Al trabajar a las altas presiones y temperaturas implicadas en el proceso para que ocurra la reacción química y la formación de producto, se debe pensar cómo reducir esos riesgos y cómo mantener bajo control las variables operativas del proceso.

En principio, se sugiere colocar el reactor en una zona poco transitada de la planta que involucre la menor cantidad de personal posible además de la buena capacitación de los operarios que manipulan el reactor.

Luego, se puede establecer un sistema de control que permita regular el caudal de hidrógeno si se detecta que la presión supera la de operación, que corresponde a 300 bares. Además de esto, se deben colocar también válvulas de alivio en distintos puntos del sistema (algunas conectadas al mismo reactor, y otras válvulas en las cañerías de gas), cuya acción aparece generalmente a una presión de seteo que es un 10% superior a la presión de operación (serían unos 330 bares).

Por otra parte, el reactor opera a altas temperaturas (260 °C). La temperatura de operación es sumamente importante ya que una caída de la misma se ve reflejada en la conversión de reactivo, que disminuye notablemente, haciendo que el proceso sea muy poco eficiente. Para ello, se propone incluir un lazo cerrado de control que mida la temperatura interna del reactor a través de una termocupla y que ante perturbaciones en esta variable, el sistema responda modificando la corriente de servicio del calentador. De este modo, se corrige la temperatura de la corriente de alimentación para que esta vuelva a colocar al reactor en la temperatura deseada.

CAPÍTULO 4

RESUMEN EJECUTIVO

La separación y purificación de cada uno de los componentes conlleva un procedimiento largo y complejo. En primer lugar, una vez que la mezcla de productos abandona el reactor, se la debe ingresar a un separador flash para eliminar vapor de agua y el exceso de hidrógeno que quedó sin reaccionar. Teniendo en cuenta que la mejor separación se logra cuando es menor la presión de trabajo (dada la baja solubilidad de los compuestos a eliminar), se procede a operar la torre a presión atmosférica.

Antes de recircular la corriente de hidrógeno al reactor, se propone deshidratarla al ingresarla en una torre de sílica gel. Si bien la mayor parte del caudal se compone de hidrógeno gaseoso, como ya fue mencionado en los capítulos anteriores, es necesario y recomendable evitar la incorporación de agua al reactor, ya que resulta perjudicial para llevar a cabo la serie de reacciones.

Posteriormente, cuando la mezcla abandona el separador, ingresa a un centrifugador. Este dispositivo es utilizado para quitar las trazas de catalizador retenidas en la mezcla. El tipo de equipo más adecuado a usar, dadas las características de la corriente, es una centrífuga de copa de disco. Se considera que una vez que la abandona, la mezcla ya no posee restos de catalizador.

Por último, los productos ingresan a las torres de destilación para ser separados y alcanzar las especificaciones estipuladas. No sólo se busca diseñar un sistema de destiladores apto y correcto que brindara los productos con la calidad buscada, sino también se pretende que el sistema elegido sea el óptimo. Para lograr esto, es necesario implementar tanto el método corto como el método riguroso en UNISIM, acompañados de una serie de pruebas hasta encontrar el mejor diseño posible.

El sistema de torres de destilación resultante consta de tres unidades empaquetadas. Todos los productos de valor comercial son recuperados por el tope de cada una de las torres. En la primera, se recupera el alcohol miristílico. En la segunda, el alcohol cetílico. En la última, el alcohol estearílico. Finalmente, por el fondo del último destilador, se obtienen los restos de ésteres que quedan sin reaccionar. A continuación se presentan las características más relevantes de cada una de las columnas a utilizar.

Tabla 4.1. Resumen de las características de las tres torres de destilación.			
	Primera torre	**Segunda torre**	**Tercera torre**
Relación de reflujo	10	7	2
Presión condensador (bar)	0.2	0.1	0.001
Temperatura condensador (°C)	226.7	227.2	151.9
Presión rehervidor (bar)	0.2088	0.1079	0.003
Temperatura rehervidor (°C)	266.1	253.3	284.3
Altura torre (m)	10.38	15.18	3.26
Diámetro torre (m)	0.76	1.067	2.59
Relleno torre	MELLAPAK 250	MELLAPAK 250	MELLAPAK 250
Número de etapas	17	23	4
Volumen (m^3)	4.7	13.57	17.17
Caída de presión (bar)	0.088	0.0079	0.002
Producto Tope	Alcohol Miristílico	Alcohol Cetílico	Alcohol Estearílico
Flujo de Destilado (kg/h)	14.97	972.72	2693.84
Pureza (%)	93.37	98,14	98,7

Como comentario final, resulta relevante mencionar que dadas las características de los productos involucrados, es necesario trabajar a muy bajas presiones (en condiciones de vacío) para evitar su descomposición e inducir una buena separación. Para lograr estas condiciones operativas se utilizan eyectores de vapor.

OBJETIVO

- Diseñar las etapas de separación y purificación de los productos para obtenerlos con una pureza del 98%.

4.1 Introducción

Luego de la reacción química, prosiguen una serie de etapas y/o pasos en los cuales se busca separar los productos deseados (de valor agregado) de aquellos componentes que afectan su pureza. Para llevar a cabo esto se pueden utilizar diversos equipos, en los cuales, mediante procesos mecánicos o que involucren transporte de masa, se logre la separación propuesta.

Las separaciones mecánicas son aquellas que pueden llevarse adelante de forma sencilla, ya que estas se basan en diferencias de densidades o en la heterogeneidad de la mezcla, como lo pueden ser, por ejemplo sólidos suspendidos en la fase fluida. En cambio, las separaciones que involucran fenómenos de transporte de masa, están asociadas a mezclas homogéneas donde la separación debe hacerse a escala molecular, siendo más costosas que la primera.

Para poder determinar el grado de separación y diseñar los equipos necesarios para llevar la operación a cabo, es necesario determinar propiedades del sistema como la densidad, los pesos moleculares, o bien parámetros asociados a coeficientes de transferencia de masa, entre otros. Para poder calcular dichas propiedades, se precisa contar con un paquete termodinámico que pueda estimarlos y/o predecirlos. Como se discutió en el capítulo 3, para el caso de estudio se seleccionó UNIFAC para la fase condensada y Peng-Robinson para la fase gaseosa.

En el capítulo 2, en base a bibliografía respecto al proceso Lurgi [4.1], se propuso el siguiente esquema de proceso.

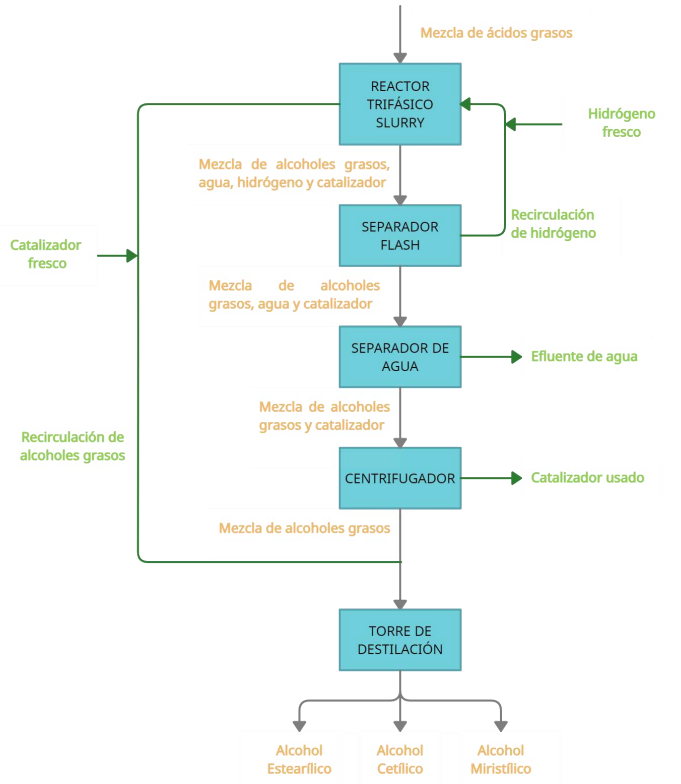


Figura 4.1. Diagrama de proceso.

A lo largo de este capítulo, si bien no aparece en la Figura 4.1, se decide adicionar una separación de agua de la corriente de recirculación de hidrógeno que sale del separador flash.

La corriente de la cual se parte para el diseño de los equipos de separación según el diagrama anterior, es la salida del reactor, la cual se encuentra a 260°C y 300 bar y tiene la siguiente composición:

Tabla 4.2. Salida del reactor.	
Compuesto	Flujo másico [kg/h]
	Corriente
	C
C18:0	0,05
C16:0	0,012
C14:0	3,80E-04
C18-C18	311,24
C18-C16	32,8
C18-C14	0,021
C16-C16	194,28
C16-C14	0,0064
C14-C14	4,40E-06
C18	9034,7
C16	3386,7
C14	82,76
Agua	286,56
Hidrógeno	1530,45
Catalizador	563,35
Total	14859,8

4.2 Separación de hidrógeno y agua

Debido a que la corriente mencionada anteriormente contiene una gran cantidad de vapor, se propone utilizar un separador flash. Este aprovecha la diferencia de densidades de líquido y vapor. Las composiciones de los efluentes del equipo dependen de la temperatura y la presión de operación, y su volumen depende de la configuración espacial que se elija, ya que puede ser una esfera o bien un cilindro (ubicado en forma horizontal o vertical). Para el diseño, también se tiene en cuenta que el catalizador sólido ingresa al separador flash pero este, lógicamente, no sale con la fase vapor del mismo, ya que se asume que la decantación del mismo en la fase líquida es buena, y la velocidad de la fase gaseosa es insuficiente para generar arrastre de sólidos por la parte superior del equipo.

4.2.1 Efecto de la presión

En primera instancia, para definir la presión, se debe tener en cuenta que se quiere separar agua e hidrógeno. Por lo tanto, al bajar la presión, disminuye la solubilidad de estos compuestos en la mezcla cérica, aumentando la cantidad separable ya que el efecto de la temperatura en la solubilidad es menor que el efecto de la presión. En las figuras 4.2 y 4.3 se puede observar el comportamiento mencionado.

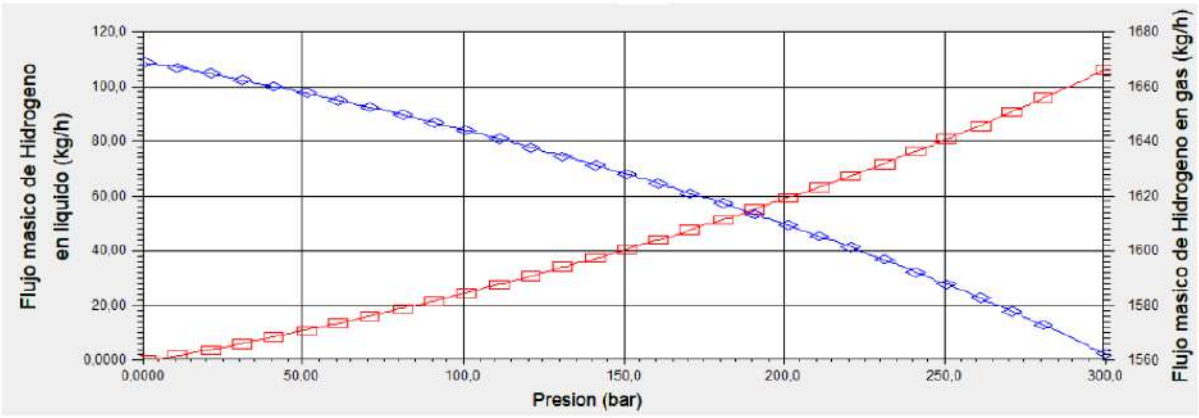


Figura 4.2. Efecto de la presión en la separación Flash de hidrógeno
(Rojo: Hidrógeno en fase líquida || Azul: Hidrógeno en fase gas)

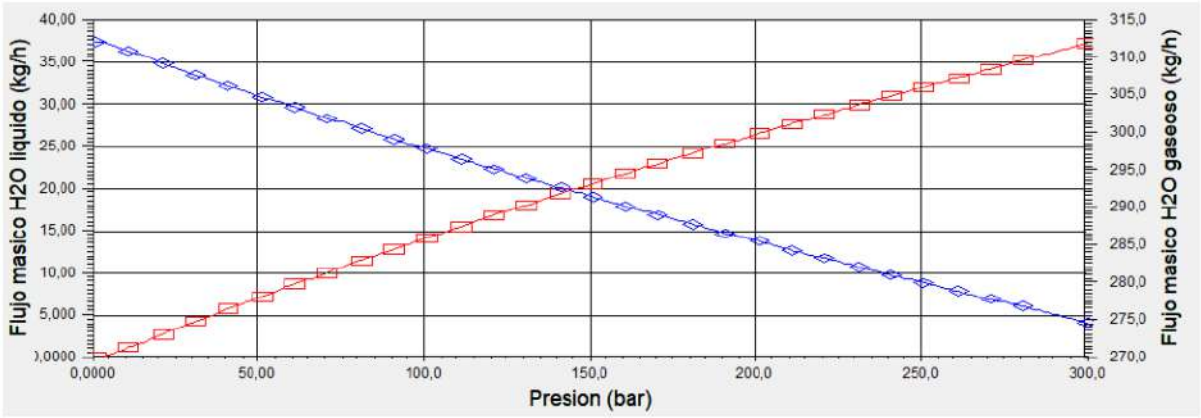


Figura 4.3. Efecto de la presión en la separación Flash de agua
(Rojo: Agua en fase líquida || Azul: Agua en fase gas)

En base a los gráficos generados con el simulador, se determina que la mejor presión para operar el separador es la atmosférica ya que también, es la más factible.

Ahora bien, ¿cómo es posible producir la caída de presión necesaria? Para esto suelen utilizarse válvulas reductoras de presión. La caída de presión a lograr es de alrededor de 299 bar (para operar a presión atmosférica), por lo que la dificultad radica en encontrar una válvula -o serie de ellas- que permita no sólo el ingreso de corrientes a elevada presión, sino que sean aptas para manejar el caudal del proceso, y que sean capaces de aplicar una caída de presión satisfactoria para el proceso. Comentarios adicionales sobre este punto se observan en el capítulo 5 del proyecto.

4.2.2 Efecto de la Temperatura

En segundo lugar, se analiza el efecto de la temperatura. Operando a 1 bar, se tiene un compromiso, ya que se desea que la evaporación de alcoholes grasos sea mínima, pero la separación de agua e hidrógeno sea la más alta posible.

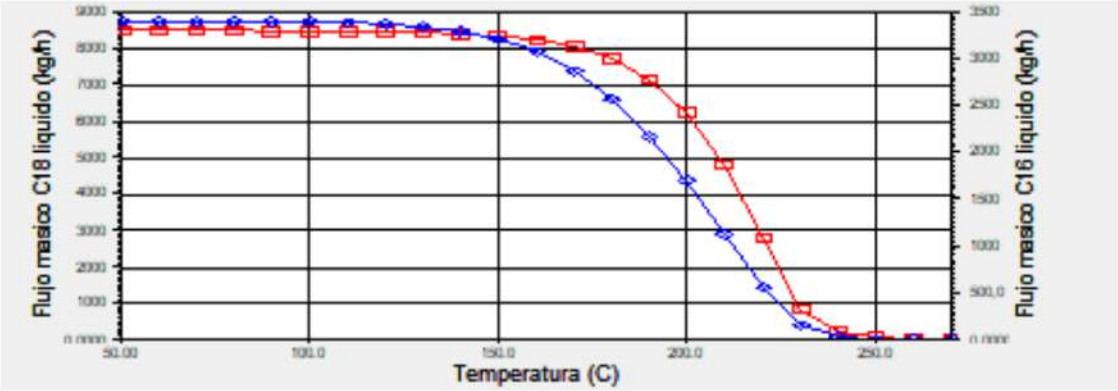


Figura 4.4. Efecto de la temperatura en la separación Flash en los alcoholes grasos.
(Rojo: Flujo másico C18 líquido || Azul: Flujo másico C16 líquido)

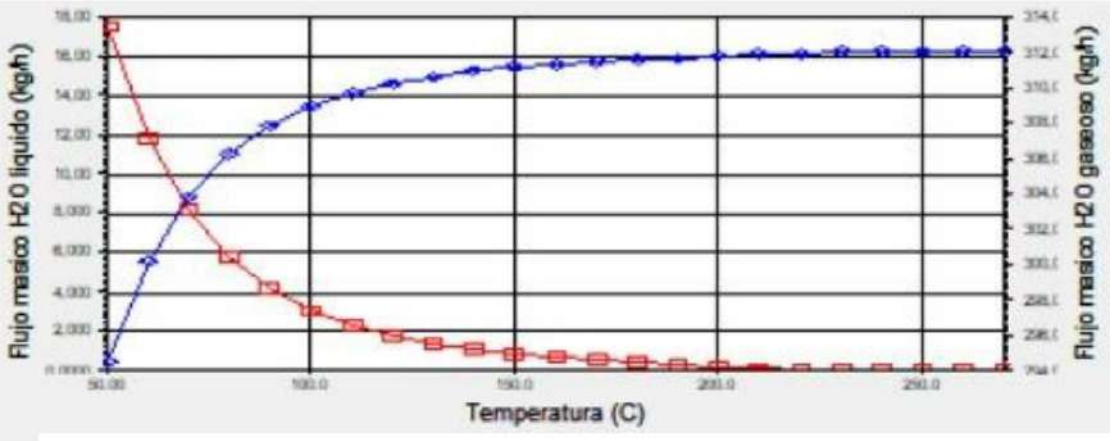


Figura 4.5. Efecto de la temperatura en la separación Flash de agua
(Rojo: Flujo másico agua fase líquida || Azul: Flujo másico agua fase gas)

Mediante simulación se ve que a partir de los 150°C la evaporación de alcoholes comienza a ser apreciable en ambos compuestos de interés. En cuanto al agua, se observa que, a esta temperatura, la cantidad de agua en la fase líquida es poca.

4.2.3 Dimensionamiento

Una vez definidas ya la presión y la temperatura de operación (1 bar y 150°C) se procede a dimensionar el equipo. En primer lugar, se debe determinar la geometría del separador. Como se mencionó previamente, este puede ser un domo o un cilindro. Para todas las simulaciones corridas en UNISIM y análisis de dimensionalización, el domo que ofrece el programa tiene un volumen mucho mayor que el cilindro, por lo tanto se decide trabajar con formato cilindro que, además, es lo más común en la industria.

Definiendo el separador como un cilindro, se debe decidir también su orientación. La diferencia entre utilizar un separador cilíndrico horizontal de uno vertical radica principalmente en la cantidad de vapor que ingresa al equipo.[4.2] En el presente trabajo, a la presión y temperatura de operación, el título de la alimentación es de 0.95, por lo tanto se decide utilizar un separador vertical. Además, utilizar un cilindro vertical reducirá la cantidad de sólido retenido que pueda quedar en el equipo, sin mencionar la conveniencia en cuanto a espacio ocupado en la planta.

Para el dimensionamiento del equipo, se utilizó la función 'Quick size' del mismo simulador; el cual, para la configuración de cilindro vertical, recomienda utilizar una torre de 3.2 m de diámetro y 11.2 m de altura, teniendo un volumen total de 98.69 m^3. Dado que la presión interna es cercana a la atmosférica, el espesor de la pared del tanque resulta en 1 cm y mediante la ecuación 3.15 (véase Capítulo 3), se puede determinar el espesor de lana de vidrio necesario para aislar el separador Flash, siendo este espesor de 4 cm.

4.2.4 Balance de masa

Una vez diseñado el separador flash, nuevamente se presenta el balance de masa en estado estacionario para este separador.

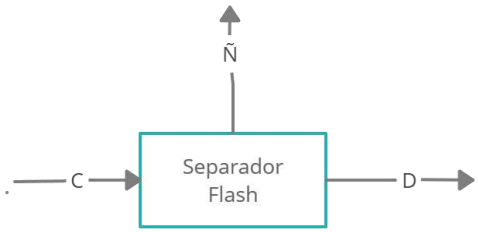


Figura 4.6. Esquema de separador flash a caja negra.

La corriente C es un mezcla de líquido y vapor; Ñ, solo vapor; y D, solo líquido.

Tabla 4.3. Corrientes involucradas en el separador flash.

Compuesto	Flujo másico en kg/h		
	Entrada	Salidas	
	C	Ñ	D
C18:0	0,05	0.01	4.00E-02
C16:0	0,012	0	1.10E-02
C14:0	3,80E-04	0	3.70E-04
C18-C18	311,24	0.02	311.22
C18-C16	32,8	0	32.796
C18-C14	0,021	0	2.00E-02
C16-C16	194,28	0.17	194.11
C16-C14	0,0064	0.004	0.06
C14-C14	4,40E-06	0	4.30E-06
C18	9034,7	136.30	8,898.40
C16	3386,7	181.70	3,205.00
C14	82,76	11.47	71.29
Agua	286,56	285.68	0.88
Hidrógeno	1530,45	1530.29	0.16
Catalizador	563,35	0	563,35

Total	14859,8	2145.64	12714.16

4.2.5 Separación de hidrógeno para recircular

De la tabla 4.3, el vapor que sale del separador flash no es hidrógeno puro, sino que tiene una parte no despreciable de agua. Como se mencionó en capítulos anteriores, el agua no debe ser recirculada al reactor porque impacta negativamente en la conversión final de la reacción; por lo tanto, se la debe separar de esta corriente.

Inicialmente, se ha tratado de simular un absorbedor en UNISIM para lograr una corriente seca de hidrógeno, pero no se han tenido resultados satisfactorios. De hecho, al diseñar un absorbedor con una corriente de agua líquida a contracorriente para que arrastrara la humedad presente en el hidrógeno, sucedía todo lo contrario: el hidrógeno arrastraba más agua de la corriente líquida. Es por eso que una patente estadounidense de 1981 que presenta un procedimiento de remoción de humedad de una corriente de gas hidrógeno[4.3], elevó como una buena posibilidad la idea de incorporar un adsorbedor con lecho de sílica gel para que retire esta humedad de la corriente gaseosa. Se obtendría hidrógeno prácticamente seco, y el lecho sería fácilmente regenerable con calor en un horno. Las temperaturas de regeneración recomendadas van de 150 a 175 °C, y se limitan a 120°C para la sílica gel que contiene indicador de color (cambian de color cuando se saturan de agua, y a temperaturas mayores que 120 °C puede dañarse el indicador).[4.4]

Una de las empresas que trabajan con sílica gel con indicador y equipos para armar lechos fijos con este agente desecante, es la alemana Gieber. Analizando la serie de equipos que propone y la capacidad de adsorción, se observa una capacidad promedio de 400 $mL_{Agua}/kg_{Sílica}$. Estos son valores promedio que se observan a temperaturas de operación de entre 25 y 80°C.[4.5]

Una opción para el diseño de estas torres puede estar en la teoría desarrollada en el capítulo 11 de adsorción del Treybal, pero para poder utilizar los métodos allí desarrollados, se debe contar con información que no se tiene, y habría que hacer suposiciones numéricas para ciertos parámetros, y esto sería poco confiable al tener poca información. Es por eso que, a fines prácticos y para obtener una dimensionalización rápida de una torre con lecho de sílica necesaria para el proceso, se usa la información extraída de la empresa Gieber.

Para el equipo más grande de la serie analizada de Gieber, las dimensiones eran de 150 mm de diámetro, 487 mm de alto, y con 4.6 kg de sílica gel (la cual logra absorber 1.84 L de agua). Se hace un escalamiento considerando el caudal de agua en la corriente gaseosa "Ñ" que sale del separador flash. Este caudal es de 311.18 kg/h. Al estar operando a 1 bar, la densidad del agua es asumible 1 kg/L. Esto quiere decir que se tienen alrededor de 311.18 L/h de agua y, haciendo un cálculo rápido:

$$311{,}18\ \frac{L\ agua}{h}\ .\ \frac{4.6\ kg\ sílica}{1.84\ L\ agua} = 778\ \frac{kg\ silica}{h}$$

Si se tiene en cuenta que un proceso de regeneración en un lecho empacado para sílica gel puede ir de 4 a 6 horas a las temperaturas elevadas mencionadas anteriormente[4.6], impulsado por caudal de aire caliente que atraviesa la torre, se debe pensar en una cantidad de adsorbente para al menos más de 6 horas. Si se decide fijar un tiempo de operación de 10 horas, se necesitan:

$$778\ \frac{kg\ silica}{h}\ .10\ h\ =\ 7780\ kg\ sílica$$

Esto quiere decir que en 10 horas se satura completamente el lecho. Es por eso que, para poder tener la planta operando sin tiempos muertos, la torre que se esboza en esta sección, tiene que construirse por duplicado; es decir, en la planta se instalan dos lechos de sílica: mientras uno opera, el otro se regenera. Un tiempo de 10 horas de operación con uno de los lechos se consideró como un período prudencial para poder llevar a cabo la regeneración del otro lecho con tranquilidad, y permitir también a los operarios que hagan todos los chequeos y mantenimiento general del proceso aprovechando el margen de tiempo disponible.

En cuanto al dimensionamiento de la torre a utilizar, se parte entonces de 7780 kg de adsorbente. Si se toma la densidad promedio de sílica como 881 kg/m^3 (Treybal, p. 667) [4.7], esto implica que se necesitan unos 8.83 m^3 de partículas. Ahora, en un lecho, cuando las partículas aproximadamente esféricas se ordenan, hay espacio que va a quedar vacío. ¿Cuánto? Para ello, se puede recurrir a un valor medio de densidad aparente de lecho de 671.2 kg/m^3 (Treybal, p. 681). Si se hace el cociente entre la densidad aparente de lecho y la densidad de partícula de sílica, se obtiene un valor de 0,75. Esto puede considerarse como que el 75% del espacio de la torre está ocupado por sílica, y el resto es espacio vacío. Esto lleva a que al valor de 8.83 m^3 calculado, se lo debe sobredimensionar un 25% para tener en cuenta el espacio vacío en la torre. Esto da alrededor de 11 m^3 de volumen para una torre,

que se puede subir a 15 m^3 si se tiene en cuenta que, en muchos casos, en estas torres se suele mantener el sólido sobre platos a intervalos de 1 o 2 m, con el fin de minimizar la compresión del lecho (Treybal, p. 691). También, este aumento de 11 a 15 m^3 se considera prudente no solo por el agregado de platos de soporte, sino para que no esté todo tan compacto y haya un poco más de espacio de manera que no sea tan tortuoso el paso del fluido gaseoso (o el aire caliente de regeneración) a través de la torre.

Las torres de adsorción de lecho fijo suelen presentar una altura de 10 m o más (Treybal, p. 691). Si se fija el valor de altura en 10 m y un volumen de 15 m^3, el diámetro de la torre debe ser de 1,40 m. Respecto a los platos, si suelen colocarse cada 1 o 2 metros, si se piensa en una distancia de 1 m, para una torre de 10 m de altura se está hablando de la colocación de unos 4 platos en cada torre. Las proporciones son razonables y el diseño fue respaldado por información tomada de bibliografía. A manera de resumen:

Tabla 4.4. Características de las torres de adsorción a instalar.

Número de unidades a instalar	2
Material	Acero inoxidable
Diámetro de cada unidad [m]	1.40
Altura de cada unidad [m]	10
Cantidad de sílica Gieber en cada unidad [kg]	7780
Número de platos a colocar en cada unidad	4

Respecto al funcionamiento, las torres tienen esencialmente dos entradas por debajo: una correspondiente a la corriente gaseosa que sale del separador flash, y otra entrada para el aire de regeneración. Ambas corrientes son ascendentes. Además, pueden incorporarse otras entradas laterales a lo largo de la torre para el aire de regeneración si se quiere agilizar este proceso; además de entradas estratégicas para mantenimiento de lecho, platos y estructura interna en sí de la torre.

La temperatura de operación es de 80 °C, esto es por tres razones:

- Los datos de la empresa Gieber que se usaron para los cálculos son válidos hasta 80 °C.

- La corriente gaseosa sale del flash a 150 °C, y se baja la temperatura porque 150 °C es una temperatura a la cual se suele someter a la sílica gel para el proceso de regeneración. Si no se bajara la temperatura, se estaría esperando que la sílica absorba agua a una temperatura a la que se la suele someter para que expulse el agua que contiene dentro de su estructura.
- La corriente de hidrógeno deb volver a calentarse a 250 °C luego del lecho de sílica y antes de reingresar al reactor. Es por eso que también por cuestión de ahorro energético, no se baja la temperatura del gas que sale del flash más allá de 80 °C, si luego hay que volver a elevarla a 250 °C.

Finalmente, mediante el accionamiento de válvulas on/off que pueden instalarse en la línea, se habilita el paso de fluido hacia una u otra torre, según cuál esté regenerada y lista para operar, y cuál está siendo regenerada.

Como comentario final de la sección, esta dimensionalización se ha llevado a cabo a partir de información recopilada de diversas fuentes. Es por esto que llevado a la práctica pueden observarse distintos resultados de los predichos en este trabajo. Además, se hizo un escalamiento a partir de un equipo no muy grande, donde los resultados de performance pueden estar sujetos a efectos de pared y movimientos irregulares del fluido. Para una torre de gran tamaño como la de esta planta, estos posibles efectos de pared se verían muy disminuidos y funcionaría mejor el equipo, lo que implicaría que la torre diseñada podría cumplir satisfactoriamente con su trabajo.

Es conveniente, a la hora de efectuar una compra de las partes para armar la torre y a la hora de contactarse con el proveedor -o los proveedores- del agente adsorbente sílica gel, hablar sobre las condiciones del proceso y pedirles retroalimentación; quizás las sugerencias recibidas lleven a modificar ligeramente las dimensiones de la torre calculada párrafos arriba, pero será útil para obtener mejores resultados en planta.

4.3 Separador de catalizador

Una vez que la mezcla de productos abandona el separador flash por el fondo del mismo, debe ser ingresada a un centrifugador con el objetivo de poder separar el catalizador.

A diferencia del caso anterior en donde la operación se basa en la transferencia de masa, este proceso consiste en una separación mecánica. Los métodos mecánicos pueden estar basados en diferencias de densidad como así también de otras propiedades. Dentro de los métodos por diferencia de densidad, se encuentran los procesos de sedimentación, decantación y centrifugación. Este último, a diferencia del resto, sustituye la fuerza de gravedad por la centrífuga, logrando de esta manera obtener mejores resultados.

Según la naturaleza de la mezcla a separar, se pueden utilizar tres tipos de centrífugas. Se distinguen por la fuerza que desarrollan, el rendimiento obtenido y por la concentración de sólidos que pueden manejar. En la Tabla 4.5 se resumen las características principales de cada una de ellas.

Tabla 4.5. Tipos de centrífugas y sus características (Foust, p.622-623).[4.8]

	Centrífuga de copa tubular	**Centrífuga de copa de disco**	**Centrífuga de copa sólida**
Fuerza centrífuga	13.000 veces la fuerza de gravedad	Hasta 7000 veces la fuerza de gravedad	Hasta 3.000 veces la fuerza de gravedad
Capacidad	Baja (50-500 gal/h de fluido)	Moderada (entre 5000 gal/h y 30.000 gal/h de fluido)	Soporta hasta 50 ton/h de sólidos, aunque se sugiere menor alimentación si se trabaja con sólidos finos
Naturaleza de la mezcla	Fluido con pequeñas concentraciones de sólido	Fluido con concentraciones moderadas de sólido	Diseñado para operar con grandes cantidades de sólido

Dado el caudal de operación y la cantidad de sólido a separar, el equipo a utilizar es una centrífuga de copa de disco. Estas, desde su invención, se han utilizado en gran medida para aplicaciones tan diversas como la separación de cremas, separación de catalizadores, deshidratación de aceites lubricantes marinos y refinación de aceites de pescado.

La alimentación entra por el fondo o por el tope -según el diseño- y se acelera a la velocidad de la centrífuga a medida que es arrojada hacia el perímetro de los discos giratorios. Se alimenta a los discos a través de una serie de agujeros que hay en ellos. En este caso, la larga trayectoria de flujo -pero corta distancia de disco a disco-, promueve una separación fácil. Los sólidos se acumulan en el área exterior de la pila de discos.

La alimentación puede contener, además de sólidos, una sola fase líquida (como en este caso con el fluido rico en alcoholes grasos), o dos fases líquidas (sea una fase acuosa y una orgánica). En cada caso, el diseño del equipo es distinto. Si hay una sola fase líquida, al equipo se lo llama clarificador; si son dos fases líquidas, se lo llama separador, y también se separan ambas fases, las cuales salen del equipo por dos cañerías distintas.

Las centrífugas del tipo de copa de discos operan a velocidades hasta de 10.000 rpm, produciendo fuerzas centrífugas de 7.000 veces la fuerza de la gravedad. Se ofrecen capacidades hasta de 30.000 gal/h. Además, usualmente es notable la mayor efectividad de la centrífuga de discos en comparación con cualquiera de las otras unidades posibles. Este es el resultado del largo tiempo de residencia y cortas distancias de separación entre disco y disco en esta máquina (Foust, p. 623).

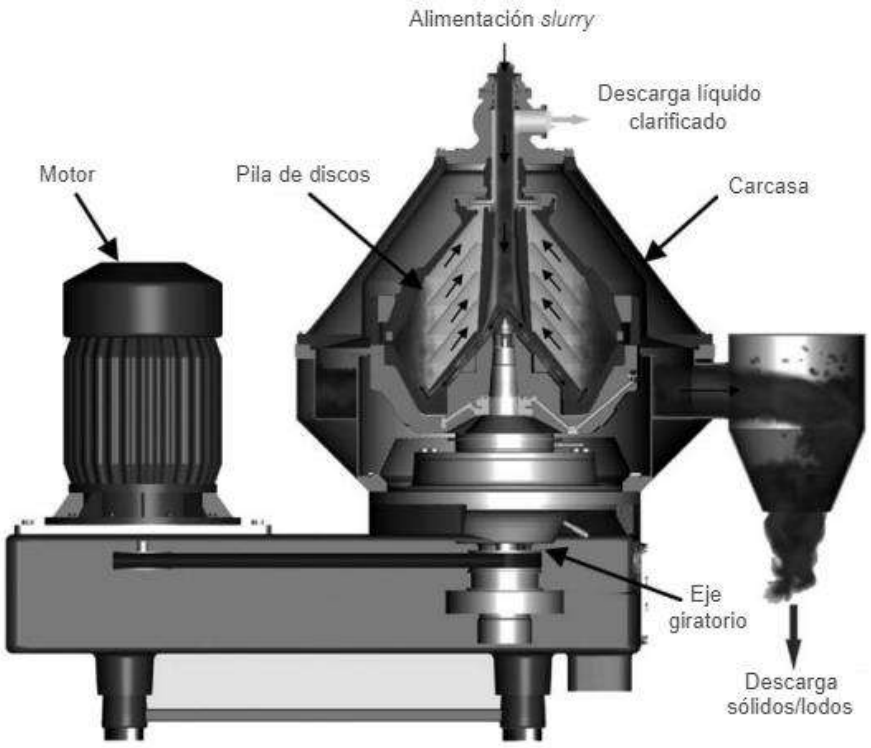


Figura 4.7. Centrífuga de copa de discos de la empresa Flottweg (Perry, p.18-122). [4.9]

4.3.1 Una primera aproximación al diseño

Todo diseño de este tipo de equipos tiene asociado un diámetro crítico de partícula a separar. Esto implica que toda partícula por encima de ese diámetro, es separada del fluido; y nada de sólido sigue su camino junto con el fluido hacia el sistema de destilación.

Como un pequeño paréntesis, si se analiza la distribución de tamaños de partículas para la síntesis de cromito de cobre, Kawamoto et al. [4.10] lo obtuvieron por dos métodos distintos y encontraron distinta distribución de partículas. Para lo que llaman el 'método cerámico' de síntesis, se observaron partículas amorfas del catalizador de entre 300 y 1300 µm; por el método de coprecipitación, bajo ciertas condiciones, se visualizaron cristales de entre 100 y 200 µm. Si se cambian ligeramente las condiciones -en cuanto a composiciones de entrada de reactivos usados para la obtención del catalizador de Adkins-, también podrían llegar a encontrarse en el microscopio cristales muy pequeños de hasta 2 µm de diámetro.

Por lo visto, la distribución de tamaños depende mucho del proveedor, del método utilizado para su producción y de las condiciones de operación (idealmente se optaría por trabajar con proveedores con tamaños no tan pequeños, para no derivar sin sentido en la necesidad de comprar una centrífuga de grandes proporciones y más cara). Si, por otra parte, se considera que, bajo otra fuente bibliográfica, el tamaño de partículas de polvo puede limitarse al rango de entre 1 y 100 micrómetros [4.11] (por encima de 100 ya sería partícula fina), podría ser un buen punto de partida, como criterio conservador, un diámetro crítico de 1 micrómetro para un centrifugador si se lo quisiera diseñar desde cero.

En cuanto a correlaciones de diseño, de los capítulos 22 del Foust y 18 del Perry, se extrae una expresión sencilla y muy útil para poder esbozar un equipo:

$$Q = 2 \,.\, v_t \,.\, \Sigma \qquad \text{[Ec. 4.1]}$$

Allí, los términos equivalen a

$$v_t = \frac{(\rho_s - \rho) \cdot g \cdot D_C^2}{18 \cdot \mu} \qquad \text{[Ec. 4.2]}$$

$$\Sigma = \frac{V \cdot \omega^2 \cdot r}{g \cdot (r_2 - r_1)} \qquad \text{[Ec. 4.3]}$$

Q: Caudal volumétrico del fluido [m^3/s].

v_t: Velocidad terminal. Contiene características propias del proceso.

Σ: Entidad que contiene información propia del equipo.

ρ_s: Densidad del sólido. Para el cromito de cobre, es 4500 kg/m^3. [4.12]

ρ: Densidad del fluido ingresante. Según el simulador UNISIM, vale 727,5 kg/m^3.

g: Gravedad, 9,81 m/s^2.

D_c: Diámetro crítico de separación del sólido. Sería el tamaño más chico del rango que ofrezca el proveedor. Podría fijarse en 10^{-6} m (1 □m) por lo dicho en el párrafo de arriba, pero depende del proveedor.

□**:** Viscosidad del fluido ingresante. Según el simulador UNISIM, vale 0,002943 $kg.m^{-1}.s^{-1}$.

V: Volumen de la cámara central de la centrífuga [m^3]

□: Velocidad de rotación del eje que contiene los discos [rps]

r: radio [m]

r_1: radio interno de los discos cónicos

r_2: radio externo de los discos cónicos

Para el caso de centrífugas de discos, Ambler proporciona una correlación donde

$$\Sigma = \frac{2 \cdot (N-1) \cdot \pi \cdot \left(r_2^3 - r_1^3 \right) \cdot \omega^2}{3 \cdot g \cdot tan(\Omega)} \qquad \text{[Ec. 4.4]}$$

N: Número de discos utilizados en el equipo.

□**:** 3,141592654.

Ω: Mitad del ángulo cónico en radianes. Este ángulo suele variar entre 40 y 55° (Perry, p. 18-121).

Con esta información, se podría estimar que, para esta planta,

$$v_t = 6{,}987 \,.\, 10^{-7} \, \frac{m}{s}$$

Y de esto deriva que

$$\Sigma_{requerido} = \Sigma_{req} = \frac{Q}{2 \,.\, v_t} = 3379 \, m^2$$

Entonces, para el diseño, inicialmente hay dos estrategias posibles:

1) Buscar en el mercado centrífugas cuyo valor de $\Sigma \geq \Sigma_{requerido}$.
2) Jugar con los parámetros de la ecuación 4.4 para esbozar un equipo cuya combinación de parámetros lleven a que $\Sigma_{modelo} \geq \Sigma_{requerido}$, y luego buscar en el mercado alguno similar o pedirle a empresas productoras que construyan el equipo modelado.

La idea de esta sección fue mostrar las ecuaciones que suelen utilizarse en el modelado de estos equipos, si bien finalmente en la próxima sección se presenta la manera alternativa que se ha encontrado para encontrar un equipo viable para ser instalado en la planta.

4.3.2 Equipo sugerido

Tras una exhaustiva búsqueda de modelos de centrífugas y recopilación de información sobre sus características, se encontró que, entre los principales vendedores, se encuentran Westfalia Separator, Flottweg y Alfa Laval. También pudo notarse que, en todos los casos, la información no termina de ser completa en cuanto a contar con todos los parámetros necesarios para utilizar la correlación de Ambler vista en la sección anterior, y poder así determinar qué tanto por encima o por debajo se encuentra el equipo con respecto a la entidad $\square_{requerida}$ definida anteriormente para este proyecto. Algunos mencionan la velocidad máxima de rotación y dimensiones de la carcasa del equipo, pero no dejan a la vista las dimensiones de los discos cónicos utilizados ni su cantidad; otros definen la capacidad máxima de caudal que permiten, pero no muestran potencia utilizada ni el tamaño mínimo de partículas que logran separar.

Para poder contar con toda la información, los proveedores solicitan ser contactados para asesorar a los interesados durante la compra. De todas maneras, es posible encontrar algún equipo que pueda ser viable para el proceso. Es por eso que el enfoque de la búsqueda pasó de tratar de encontrar toda la información posible para utilizar la correlación de Ambler, a buscar equipos con características adecuadas para el proceso y que hayan mostrado buena performance en procesos similares al que se trata en este proyecto.

Este relevamiento llevó a encontrar al modelo de centrífuga AC1500 de la marca Flottweg. Se trata de uno de los cuatro modelos de una serie de equipos recientes que salieron al mercado. Esta familia de equipos presenta dos formatos para cada modelo -ya mencionados antes-: el diseño clarificador (para separación de una fase líquida y una sólida), y el separador (para una fase sólida y dos fases líquidas). El agua que sale como efluente del reactor, es satisfactoriamente separada aguas arriba; es por eso que el interés aquí es enfocarse en un clarificador, porque el contenido de agua que entra a la centrífuga es realmente muy pequeño como para justificar el uso de un equipo del tipo separador, en donde, además de separar el catalizador, se separaría la fase orgánica de la posible fase acuosa presente.

Tabla 4.6. Características de los equipos de la serie AC de Flottweg. [4.13]

Modelo	AC1000	AC1500	AC2000	AC2500
Volumen [L]	4	14	25	58
Volumen de la cámara de sólidos [L]	1,5	7	11,5	22,5
Potencia del motor [kW]	5,5	18,5	37	55
Dimensiones (Largo x Ancho x Alto) [cm]	110 x 60 x 100	150 x 100 x 170	200 x 110 x 200	210 x 130 x 210
Peso de la unidad completa [kg]	390	1600	2900	3750
Capacidad máxima de fluido [L/h]	10.000	20.000	45.000	85.000

Esta serie de equipos ha tenido aprobación y buen desempeño en erradicación de partículas muy finas en ámbitos tan variados como:

- *Bebidas y alimentos:* Jugos de frutas y vegetales, aceites esenciales, vino, pectinas, té y café.
- *Industria química, farmacéutica y biotécnica:* Clarificación de sueros, procesamiento de agua en procesos con almidón, solventes, procesos con algas como aditivos de comidas.
- *Industria oleoquímica:* Aceite de pescado, grasas animales, algas para biocombustibles, aceite de oliva, biodiesel, tratamiento de aceites de desperdicio, entre otros.

Si se piensa por un momento en la industria farmacéutica, en la cual es muy común que se trabaje con disoluciones de compuestos orgánicos en polvo usados como materia prima -sin mencionar el uso de catalizadores en polvo o finamente particulados-, y teniendo en cuenta que la normativa vigente es muy estricta para lo que son productos de consumo (tanto en esta industria como en cualquiera de las mencionadas en el párrafo anterior), queda en evidencia la necesidad de una buena performance de una centrífuga para lograr la eficaz eliminación de partículas pequeñas, muchas de las cuales entran en categoría de polvo. Si estas industrias (sobre todo la rama oleoquímica por la similitud con el tipo de fluido manejado en esta planta) han mostrado que esta serie de equipos cumplen positivamente con su función, se eleva entonces como un equipo viable para ser instalado en esta planta.

Figura 4.8. Visual del modelo Flottweg AC1500.

El equipo sugerido es, a partir de la tabla 4.6, el AC1500 en formato clarificador, principalmente debido a que su capacidad máxima de procesamiento es 20.000 L/h, cuando

en la planta se tienen 16,92 m^3/h (aproximadamente 17.000 L/h). Hay otras razones por la cual es una buena opción para este proyecto, en comparación con otros equipos relevados:

- En muchas centrífugas, la descarga de los sólidos es manual, y esto genera tiempos muertos. En el Flottweg AC1500, la descarga es continua, descarta los sólidos mientras continúa girando y operando. Esto se debe a una tecnología relativamente nueva para estos equipos, que permite que los sólidos sean eyectados del equipo cada determinado período de tiempo (se puede configurar un programa temporal de descarga, o lo puede accionar manualmente el operario cuando lo desee).
- Es fácil de operar el equipo, se cuenta con un panel con pantalla HMI fácilmente manejable.
- La descarga de sólidos se puede configurar para que sea parcial o total. La empresa sugiere las descargas totales en caso de sólidos compactables, y menciona explícitamente a los polvos de catalizadores dentro de esta categoría. [4.14]
- La empresa garantiza un asesoramiento durante toda la compra y servicio de post-venta. Esto implica que, si se contactara a algún representante para concretar la compra de este equipo, seguramente este proyecto se beneficie del aporte y sugerencias que puedan hacer los ingenieros de Flottweg respecto a los requerimientos de nuestro proceso (sugerencias de mejora, acondicionamiento del equipo, accesorios a incorporar a la unidad para mejorar la eficiencia y el rendimiento, recomendaciones en cuanto a la necesidad de agregar -o no- un filtro post-centrífuga para eliminar trazas de catalizador, consejos de mantenimiento, entre otros).

Se puede decir que el rendimiento del equipo se podrá ver con mayor precisión luego de la puesta a punto del mismo en la planta. Luego de su instalación, se llevarían a cabo tareas de mejora de *performance*, de manera de minimizar la cantidad de sólido fino o polvo -en forma de lodo- que pueda salir de la unidad de separación de catalizador.

4.3.3 Estrategia de manipulación del catalizador

Retomando con lo hablado en la sección 4.3.1, si bien se espera que el catalizador utilizado sea separado casi en su totalidad en una centrífuga, se entiende que es probable que una pequeña fracción no logre ser eliminada (por ser un polvo fino fácilmente arrastrable por una corriente líquida), y parte de esta vuelva al reactor con la corriente de alcoholes recirculados. Sin la parte empírica, es imposible poder estimar qué fracción de catalizador puede no ser separado en el equipo, pero se asume que es un 10% del catalizador total que ingresa.

La cantidad de sólido que NO es separado por el equipo es:

$$Caudal\ de\ catalizador\ que\ NO\ se\ elimina\ =\ (0{,}10)\ .\ 563{,}35\ \frac{kg_{Catalizador}}{h}$$

$$= 56{,}35\ \frac{kg_{Catalizador}}{h}$$

Y entonces la fracción eliminada en la centrífuga corresponde a:

$$Caudal\ eliminado\ en\ centrífuga\ =\ (0{,}90)\ .\ 563{,}35\ \frac{kg_{Catalizador}}{h}\ = 507\ \frac{kg_{Catalizador}}{h}$$

En Mutzall se habla de que se han realizado experimentos *batch* a elevada temperatura y presión, donde el catalizador de óxido de cromo-cobre no mostraba pérdida de actividad incluso luego de utilizarlo más de 13 veces en diferentes corridas de *batch* de 2 horas cada corrida. Esto significa que cada partícula de polvo podría tener una vida útil de 26 horas. Esto puede ser muy útil porque se podría reutilizar varias veces una misma carga de catalizador (o gran parte de ella) que es separado en la centrífuga, y los costos anuales de cromito de cobre serían muchísimo menores que si se alimentara continuamente el reactor con 563,35 kg/h de catalizador fresco.

Figura 4.9. Esquema de la estrategia de manipulación de catalizador a utilizar.

La estrategia para minimizar el costo anual de catalizador es la siguiente:

1) Inicialmente, en la puesta en marcha de la planta y por única vez, se alimentan 563,35 kg/h durante un período de tiempo propicio hasta que la línea entre en estado estacionario, llegando a un esquema como el de la Figura 4.9.

2) Del efluente del reactor, se espera que la centrífuga logre separar el 90% del sólido que ingresa a él (507 kg/h). Estos teóricamente vuelven como pasta húmeda vía cinta transportadora de vuelta al reactor, estando ésta última activa durante unas 26 horas. Se toma en cuenta como criterio de diseño una eficacia del 95% en el transporte; es decir, se espera que, debido a las complicaciones lógicas de manipular una pasta húmeda, un 5% del sólido se pierda en el proceso de transporte desde la centrífuga al reactor (unos 25,35 kg/h). Por tanto, de lo que vuelve en la cinta, sólo 481,6 kg/h ingresan al reactor.

3) Del 10% que no es separado en la centrífuga (57,9 kg/h), un 70% vuelve al reactor con los alcoholes recirculados (serían unos 39,45 kg/h de sólido que estarían fluyendo continuamente en circuito cerrado).

4) El resto de sólido (16,9 kg/h) deriva en las torres de destilación, pero se deben instalar filtros para erradicar todo el cromito de cobre previo a las mismas. Se asume que nada de catalizador entra a destilación.

5) Respecto a la alimentación continua de sólido fresco visible a la izquierda de la Figura 4.9, corresponde a un caudal de 42,25 kg/h. Esto es resultado de sumar los 16,9 kg/h que se descartan de los filtros previos al sistema de destilación, más los 25,35 kg/h que se consideran como pérdida en la cinta transportadora.

6) Cada 26 horas, una vez que se espera que el sólido que ha estado siendo transportado como pasta húmeda empiece a mostrar signos de pérdida de actividad o disminución de la velocidad de reacción, se apaga el *"switch 2"* (la cinta transportadora) y se enciende el *"switch 1"*, la cual habilita el paso de 481,67 kg/h de catalizador fresco al reactor (resultado de [563,35 - 42,25 - 39,45] kg/h). Esta corriente puede circular alrededor de 3 horas -asumiendo que este es un tiempo propicio para que se alcance el estado estacionario en el circuito "reactor-centrífuga" y circule catalizador nuevo en toda la línea (se ve en el capítulo 3 que el tiempo de residencia de los elementos de fluido en el reactor es de alrededor de 1 hora)-, para luego volver a encender la cinta transportadora y detener la alimentación fresca. Luego, vuelven a pasar 26 horas y se repite el ciclo.

IMPORTANTE: Hay dos cuestiones que no se tuvieron en cuenta:

- No se planteó la posibilidad de regeneración de dicho catalizador usado vía tratamiento con oxígeno como menciona Mutzall. Se entiende que no es necesario porque tras 26 horas el catalizador seguiría mostrando una actividad muy cercana a la que muestra el sólido fresco.
- Seguramente haya que hacer reajustes de estos caudales una vez que se efectúen pruebas en la planta, y eso podría llegar a derivar en que se utilice una estrategia completamente distinta a ésta en la manipulación del cromito de cobre. Por ejemplo, si se descubriera que se necesita un caudal mucho menor de sólido para lograr la producción deseada de alcoholes, podríamos aprobar desde el punto de vista económico que se alimente continuamente catalizador fresco; y esto claramente haría que el esquema de la Figura 4.9 cambie.

Para continuar con la primera aproximación de la sección 4.3.1 y pasando en limpio la necesidad anual de catalizador, se hacen algunos cálculos.

1) Respecto a los 42,25 kg/h que se alimentan continuamente durante todo el tiempo que opera la planta, representan unos 370110 kg/año o 3701 ton/año.
2) La alimentación intermitente de 481,67 kg/h de sólido fresco durante 3 horas cada 26 horas, se puede traducir como una necesidad de 1445 kg por cada ciclo de 29 horas. En un año, e ignorando tiempos de parada de planta, se pueden llevar a cabo 302 ciclos de 29 horas; esto implica una necesidad anual de unos 436490 kg/año, o 4365 ton/año.

Todo sumado, da un total de

$$Gasto\ anual\ de\ catalizador\ = (370110\ + 436490)\frac{kg}{año} = 806600\ \frac{kg}{año} \simeq 8066\ \frac{ton}{año}$$

4.4 División de corrientes a recircular

Como se mencionó en el capítulo 2, una gran parte de la corriente efluente del líquido del centrifugador, es recirculada al reactor. Esta recirculación representa el 70% de dicho efluente, y debe ser tratada para ingresar a la temperatura y presión a la cual opera el reactor e inyectarle catalizador fresco. En la siguiente imagen y tabla se detalla el nombre de las corrientes y su composición, siendo la corriente “J” la que vuelve al reactor.

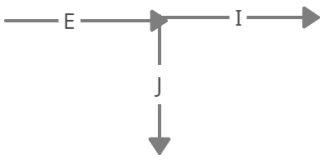


Figura 4.10. Esquema de corrientes en el nodo de recirculación.

Tabla 4.7. Caudales en el nodo de recirculación.

Compuesto	Flujo másico en kg/h		
	Entrada	Salidas	
	E	J	I
C18:0	4,00E-02	0,031	9,00E-03
C16:0	1,10E-02	8,20E-03	2,80E-03
C14:0	3,70E-04	2,56E-04	1,14E-04
C18-C18	311,22	217,86	93,36
C18-C16	32,796	22,96	9,836
C18-C14	2,00E-02	1,48E-02	5,20E-03
C16-C16	194,11	135,88	58,23
C16-C14	0,06	4,46E-03	5,55E-02
C14-C14	4,30E-06	3,00E-06	1,30E-06
C18	8898,40	6228,90	2669,50
C16	3205,00	2243,50	961,50
C14	71,29	49,9	21,39
Agua	0,88	0,61	0,27
Hidrógeno	0,16	0,11	0,05
Catalizador	56,35	39,45	16,90
Total	12713,99	8899,78	3814,21

Se puede meditar en la posibilidad de diseñar un equipo adicional para separar los 0,61 kg/h de agua de la corriente “J” antes de recirculado al reactor; pero dada la tan pequeña cantidad que esta representa en el caudal global, no se justifica el agregado de un equipo adicional.

4.5 Purificación

En esta sección, el objetivo es proponer y diseñar un equipo o serie de equipos para separar y purificar las corrientes de alcoholes grasos. En esta etapa final de tratamiento en planta, se van a separar los productos principales (alcohol estearílico y alcohol cetílico) y, en menor medida, el alcohol miristílico, teniendo como condición un grado de pureza del 98% p/p para cada uno de ellos. Se considera que, comercialmente, un 98% de pureza es aceptable para este proyecto debido a que múltiples proveedores de este tipo de compuestos (o productores de compuestos químicos en general) indican este valor a la hora de presentar sus productos en catálogo; por ejemplo, la empresa Univar Solutions, productora de oleoquímicos, tiene en su catálogo a la venta el alcohol estearílico con dicho grado de pureza.[4.15] Es por esto que, producir alcoholes grasos con este nivel de purificación, le da a este proyecto la posibilidad de competir en el mercado en caso de ser llevado a cabo.

Para esta etapa o serie de etapas, la alimentación consiste en un porcentaje de la salida del equipo de centrifugación, ya que una gran parte de dicha corriente es recirculada al reactor.

La alimentación resulta en la composición de la Tabla 4.8.

Tabla 4.8. Composición corriente ingreso a etapa de purificación de alcoholes.	
Compuesto	Flujo másico (kg/h)
	Corriente
	I
C18:0	0,009
C16:0	0,003
C14:0	1,14E-04
C18-C18	93,36
C18-C16	9,836
C18-C14	0,0052
C16-C16	58,23
C16-C14	0,05554
C14-C14	1,3E-06
C18	2669,50
C16	961,50
C14	21,39
Agua	0,27
Hidrógeno	0,05
Catalizador	0 (*)
Total	3814,21

(*) Este valor no se condice con el registrado en Tabla 4.7. Como se mencionó al final de la sección 4.3.2, a las torres de destilación no entra catalizador. Esto podría favorecerse si se decidiera incorporar un filtro (o filtros) como en el esquema de Figura 4.9.

Como se mencionó anteriormente, los alcoholes grasos son compuestos orgánicos de una longitud de cadena que varía entre los 14 y los 18 carbonos. Estos compuestos tienden a descomponerse a temperaturas elevadas y poseen como puntos de ebullición los detallados en la Tabla 4.9.

Tabla 4.9. Temperaturas de ebullición (T_b) de los alcoholes.	
Compuesto	T_b (°C)
C18	334
C16	312
C14	287

Debido a estos dos factores, para poder hacer una buena separación entre alcoholes grasos, la operación debe realizarse a una presión menor que la atmosférica, es decir en vacío. La mejor opción para esto son las torres de destilación con empaques regulares. Esta conclusión lleva a tener que resolver dos cuestiones: ¿A qué presión llevar adelante la destilación? ¿Cuántas torres son necesarias? ¿Cómo generar el vacío necesario?

4.5.1 Primera aproximación al diseño

Como una primera aproximación, podría pensarse que como mínimo se van a necesitar dos torres, debido a que los componentes clave a separar son tres. Al primer equipo se alimenta la mezcla de alcoholes e impurezas, separando por tope alcohol miristílico, mientras que el fondo es alimentado a la siguiente torre, recuperando por tope el alcohol cetílico y por fondo impurezas y alcohol estearílico.

Con respecto a la presión, se puede decir que a medida que las moléculas de alcohol son más parecidas, la presión necesaria para separarlas de forma eficiente va a ser menor, necesitando una menor presión para separar hexadecanol de octadecanol que para separar tetradecanol. Para determinar el punto de operación, se realizaron diversas simulaciones, buscando la mayor presión a la cual la separación es óptima (es decir, se obtiene la pureza de diseño) y la temperatura a la cual se encuentra el rehervidor no implique una degradación térmica de los compuestos.

Dado que la cantidad de ésteres presentes en la mezcla es tal que la composición que egresa de la segunda torre por fondo de octadecanol no es la especificada por diseño, se debe agregar un tercer equipo con el fin de alcanzar el objetivo.

Por lo tanto el esquema propuesto para las torres de destilación es el siguiente:

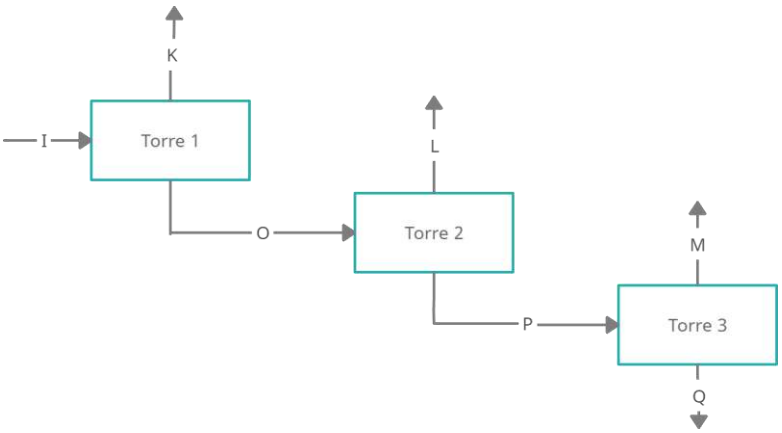


Figura 4.10. Secuencia de torres de destilación propuesta.

Mediante pruebas con el simulador, utilizando el método corto, se encontró que las presiones tienen que disminuir de forma progresiva para así favorecer buenas separaciones, pero sin generar un vacío excesivo por el gasto energético que esto conlleva.

Considerando lo anterior, se determinó que la primera torre debe operar a presiones cercanas a los 0.2 bar, la segunda a 0.1 bar y la tercera a 0.05 bar.

El método corto se utiliza para llevar adelante las pruebas puesto que es un procedimiento sencillo, fácil de implementar y que requiere poco gasto computacional para poder converger. Entre otras cosas, permite obtener una primera aproximación a los resultados, y utilizar estos valores como semilla para un método de cálculo más riguroso.

Uno de los principales resultados del método corto es la relación mínima de reflujo de la torre, y se sabe que la mayor parte de las plantas operan con relaciones de reflujo superiores a la óptima, que están comprendidas en el intervalo de 1.2 a 2.0 veces la relación de reflujo mínima. En este intervalo, el coste total no es muy sensible a la relación de reflujo y se consigue una mayor flexibilidad de operación si se utiliza un reflujo mayor que el óptimo.

El reflujo óptimo, según Treybal, está relacionado con el menor costo posible. Este, a su vez, está conformado por dos componentes: el costo de instalación del equipo y el costo de su operación. Como podemos observar en la figura 4.11, a una mayor relación de reflujo externo, disminuye la cantidad de platos teóricos y por lo tanto el tamaño del equipo, pero aumenta considerablemente el costo energético de operar el rehervidor y el condensador de la torre.

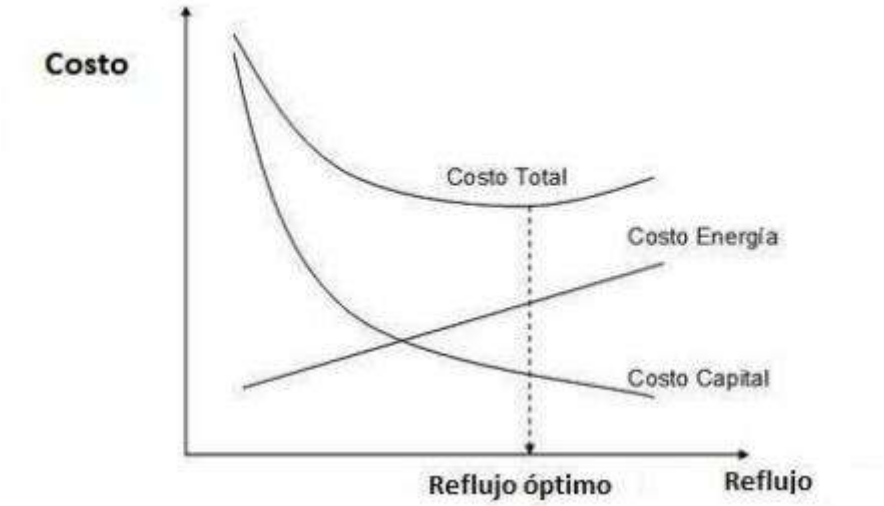


Figura 4.11. Esquema cualitativo de la ubicación del punto de reflujo óptimo.

4.5.2 Diseño por método riguroso.

4.5.2.1 Generalidades

Este método se lo conoce como método riguroso, ya que resuelve los balances de materia y energía para cada etapa, por lo que requiere una mayor potencia computacional que el método corto. La cantidad de etapas a priori es desconocida, pero mediante el método corto puede estimarse.

Por otro lado, como se trabaja al vacío, en el equipo las caídas de presión deben ser mínimas; para esto es necesario trabajar con un empaque regular. Para elegir el empaquetamiento de la torre se deben tener en cuenta principalmente dos cuestiones: si este es inerte con la mezcla que ingresa al equipo y la caída de presión que genere.

Cada fabricante de empaques ofrece diferentes empaques para diferentes tipos de aplicaciones. En este caso hay que enfocarse en aplicaciones orientadas a equipos operados al vacío, donde se tiene una mezcla conformada principalmente por alcoholes grasos, con menores cantidades de ácidos grasos, ésteres y trazas de hidrógeno y agua.

La empresa Sulzer Chemtech [4.16], posee un amplia variedad de lechos, donde su principal empaquetamiento es conocido como MELLAPAK, el cual tiene las especificaciones de la Tabla 4.10.

Tabla 4.10. Características de los empaques Mellapak.			
Materiales	**Aplicaciones**	**Diámetro y rango de aplicación**	**Características**
Aceros inoxidables; Acero carbono; Hastelloy; Monel; Aluminio; Cobre-bronce; Latón; Titanio; Níquel; Otros materiales disponibles bajo pedido	Productos químicos básicos y petroquímicos, etilbenceno/estireno, ácidos grasos, aceite de resina, ciclohexanona/-ol, caprolactama, operaciones de refinería, columnas de absorción/desorción, secado de gas natural	Desde 80 mm hasta 17 m. Vacío a alta presión. Carga de líquido 0,2 a más de 200 $m^3.m^{-2}.h^{-1}$.	Tipo de embalaje universal, adecuado para una amplia gama de aplicaciones. Cargas de líquido bajas a muy altas

Además, dentro de las gama de MELLAPAK, existen diferentes tipos, con la principal variación en la altura equivalente de plato teórico y la caída de presión. Dada su amplia utilización en la industria, estos empaquetamientos se encuentran en la base de datos del simulador, lo cual simplifica el diseño.

Debido a lo anterior expuesto, el empaquetamiento seleccionado por el equipo es MELLAPAK 250, el cual será utilizado en todas las torres de destilación.

Además, luego de la caída de presión, se decide colocar una purga para poder separar las trazas de agua e hidrógeno presentes en la corriente de alimentación de la torre.

Para la primera torre, donde se recupera el 1-tetradecanol, el principal parámetro de diseño va a ser su recuperación por tope, ya que este es un producto secundario y no es necesario garantizar una pureza determinada, sino que se puede vender como mezcla. Mientras que, para la segunda y la tercera, el principal parámetro de diseño va a ser la pureza de las corrientes por tope (siendo estas del 98% en peso) para el 1-hexadecanol y el 1-octadecanol respectivamente.

4.5.2.2 Primera torre

La corriente que ingresa a la torre tiene la siguiente composición, y se encuentra a 0.2 bar y 150°C :

Tabla 4.11. Composición de ingreso a la primera torre de destilación.

Compuesto	Flujo másico [kg/h]
	Corriente
	I
C18:0	0.009
C16:0	0.003
C14:0	1.14E-04
C18-C18	93.36
C18-C16	9.836
C18-C14	0.0052
C16-C16	58.23
C16-C14	0.05554
C14-C14	0.0000013
C18	2,669.50
C16	961.50
C14	21.39
Agua	0.27
Hidrógeno	0.05
Catalizador	0
Total	3,814.21

Como se mencionó más arriba, esta primera torre es donde se recupera el alcohol miristílico; este es un producto secundario que no necesita cumplir con ningún requisito de pureza, por lo que puede ser vendido como mezcla. Este alcohol es el componente más volátil de la mezcla.

El equipo necesario para recuperarlo por tope en un 99% respecto a la alimentación, se observa en la tabla 4.12.

Tabla 4.12. Características de la primera torre de destilación.				
Relación de reflujo	**Presión condensador (bar)**	**Temperatura condensador (°C)**	**Presión rehervidor (bar)**	**Temperatura rehervidor (°C)**
10	0.2	226.7	0.2088	266.1
Altura torre (m)	**Diámetro torre (m)**	**Número de etapas**	**Volumen (m^3)**	**Caída de presión (bar)**
10.38	0.76	17	4.7	0.088

Además de esto, debe tenerse en cuenta el material del cual se construye la torre, siendo de acero inoxidable 316, con espesor de pared de 1 cm y su aislación de lana de vidrio. Para aislar la torre se va a utilizar lana de vidrio y se va a considerar que la temperatura de pared es la máxima de la torre, resultando en 6 cm de espesor de recubrimiento (véase ecuaciones de aislación en capítulo 3). Sus salidas se ven en la tabla 4.13, correspondiendo la corriente “K” a la salida de tope; y “O”, la de fondo:

Tabla 4.13. Composición de corrientes de salida de la primera torre.		
Compuesto	**Flujo másico en kg/h**	
	Corriente	
	K	**O**
C18:0	0	0.009
C16:0	0	0.003
C14:0	0	1.14E-04
C18-C18	0	93.36
C18-C16	0	9.836
C18-C14	0	0.0052
C16-C16	0	58.23
C16-C14	0	0.05554
C14-C14	0	0.0000013
C18	0.030	2,669.50
C16	0.96	960.54
C14	13.977	7.4
H2	0.00	0.00
Agua	0	0
Catalizador	0	0

Total	14.97	3,798.94

La performance de la torre puede analizarse con los gráficos de las Figuras 4.12, 4.13, 4.14, 4.15 y 4.16.

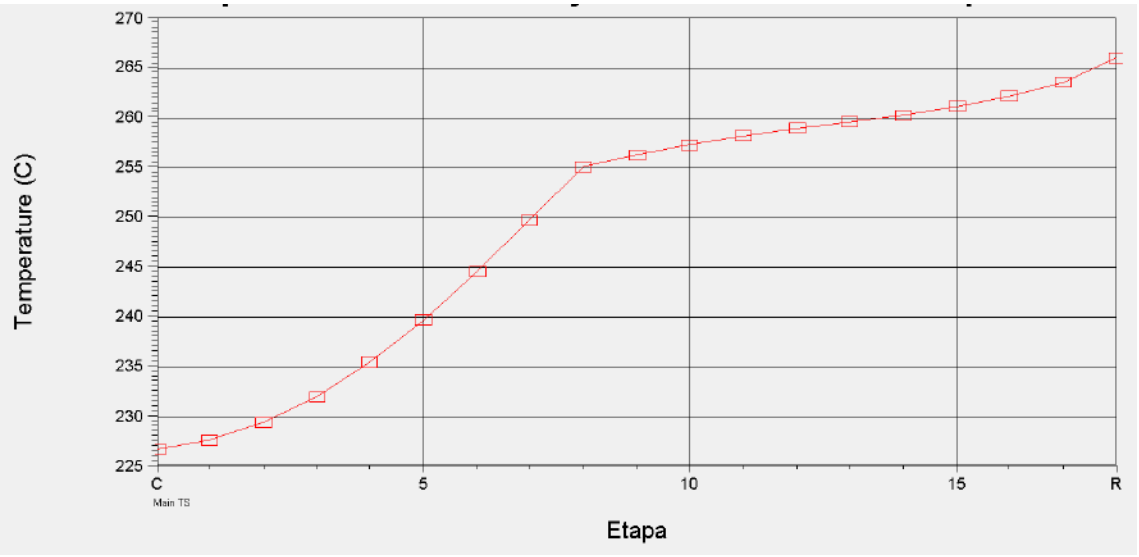


Figura 4.12. Temperatura en función de la etapa a lo largo de la primera torre.

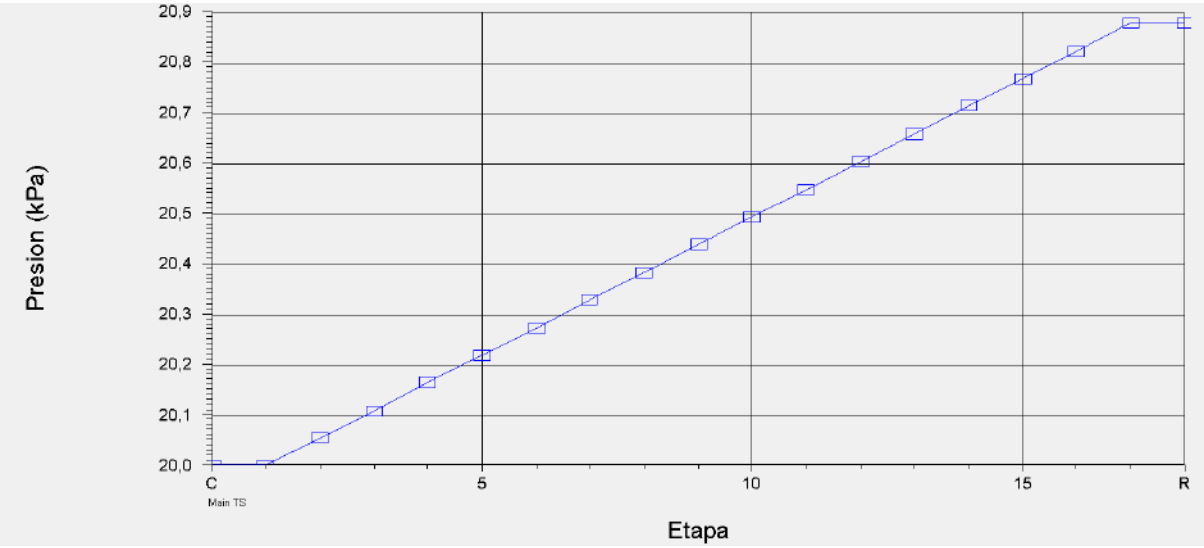


Figura 4.13. Presión en función de la etapa a lo largo de la primera torre.

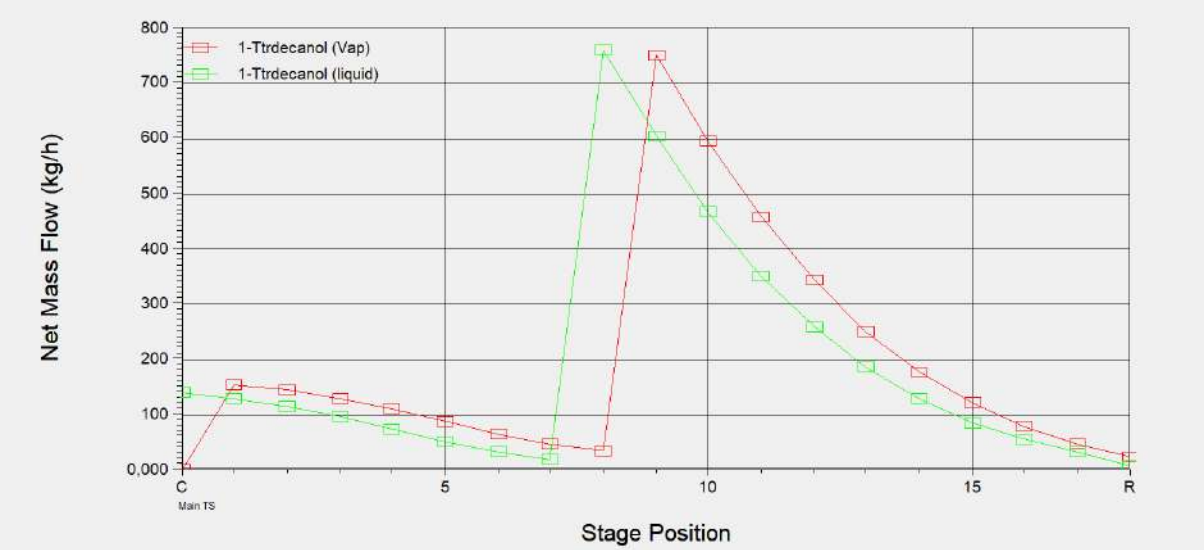


Figura 4.14. Flujo másico de tetradecanol en función de la etapa en la primera torre.

(Rojo: Fase vapor || Verde: Fase líquida)

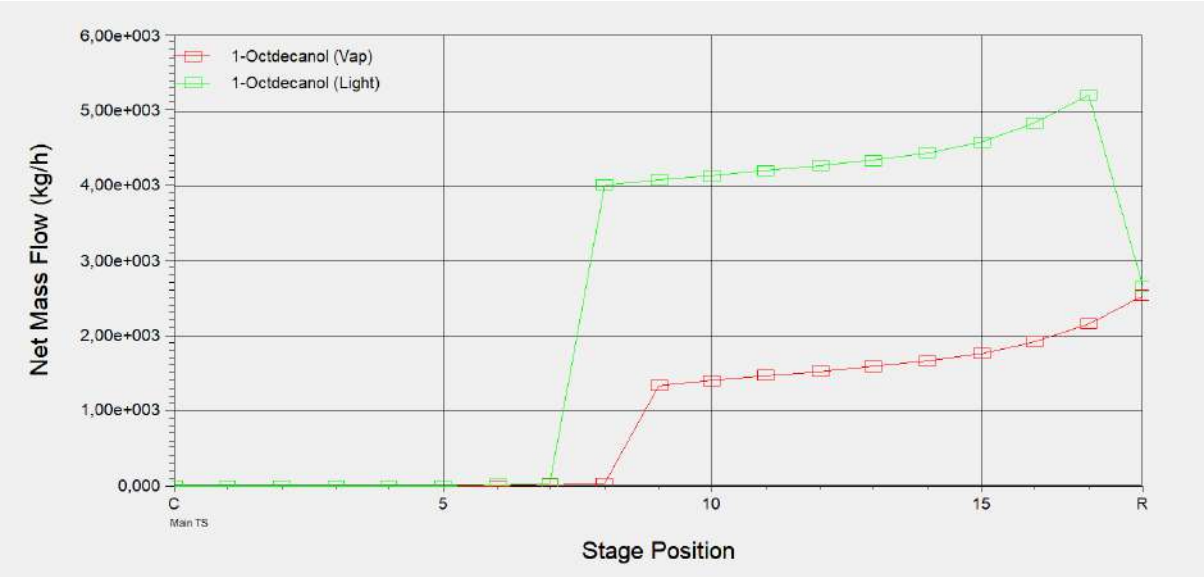


Figura 4.15. Flujo másico de octadecanol en función de la etapa en la primera torre.

(Rojo: Fase vapor || Verde: Fase líquida)

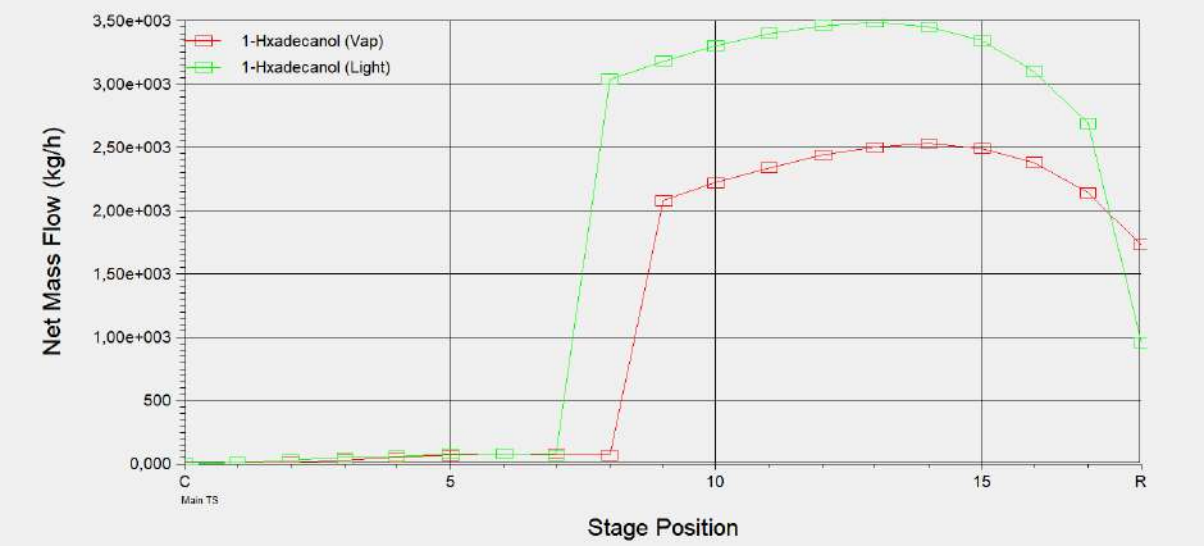


Figura 4.16. Flujo másico de hexadecanol en función de la etapa en la primera torre.
(Rojo: Fase vapor || Verde: Fase líquida)

4.5.2.3 Segunda torre

La corriente que ingresa a la torre tiene la siguiente composición y debe ser acondicionada para encontrarse a 0.1 bar y 80°C.

Tabla 4.14. Entrada a la segunda torre de destilación.	
Compuesto	Flujo másico [kg/h]
	Corriente
	O
C18:0	0.009
C16:0	0.003
C14:0	1.14E-04
C18-C18	93.36
C18-C16	9.836
C18-C14	0.0052
C16-C16	58.23
C16-C14	0.05554
C14-C14	0.0000013
C18	2,669.50
C16	960.54
C14	7.4
H2	0.00
Agua	0
Catalizador	0
Total	3,798.94

Esta segunda torre es donde se lleva adelante la separación del alcohol cetilico, donde el criterio de diseño se basa principalmente en recuperar la mayor cantidad de Hexadecanol con una pureza del 98% en el destilado.

El equipo propuesto es el que se detalla en la Tabla 4.15:

Tabla 4.15. Características de la segunda torre de destilación.				
Relación de reflujo	**Presión condensador (bar)**	**Temperatura condensador (°C)**	**Presión rehervidor (bar)**	**Temperatura rehervidor (°C)**
7	0.1	227.2	0.1079	253.3
Altura torre (m)	**Diámetro torre (m)**	**Número de etapas**	**Volumen (m^3)**	**Caída de presión (bar)**
15.18	1.067	23	13.57	0.0079

Además de esto, debe tenerse en cuenta el material del cual se construye la torre, siendo de acero inoxidable 316, con espesor de pared de 1 cm y su aislación de lana de vidrio. Para aislar la torre se va a utilizar lana de vidrio y se va a considerar en dicho cálculo que la temperatura de pared es la máxima de la torre, resultando en 6 cm de espesor de recubrimiento. Sus salidas se ven en la Tabla 4.16.

Tabla 4.16. Salidas de la segunda torre.		
Compuesto	**Flujo másico en kg/h**	
	Corriente	
	L	**P**
C18:0	0	0.013
C16:0	0	0.003
C14:0	0	0.000114
C18-C18	0	93.360
C18-C16	0	9.836
C18-C14	0	0.005
C16-C16	0	58.230
C16-C14	0	0.056
C14-C14	0	0
C18	10.677	2,658.823
C16	954.64	5.900
C14	7.4	0
Agua	0	0
Hidrógeno	0	0
Catalizador	0	0

Total	972.72	2,826.226

La performance de la torre puede analizarse con los gráficos de las Figuras 4.17, 4.18, 4.19 y 4.20.

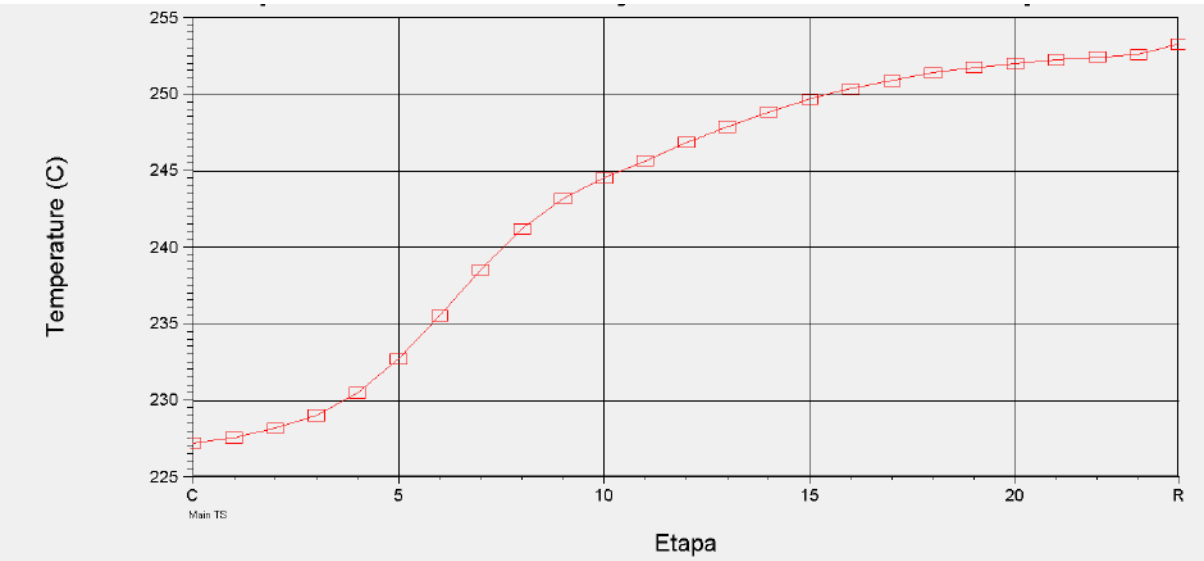


Figura 4.17. Temperatura en función de la etapa a lo largo de la segunda torre.

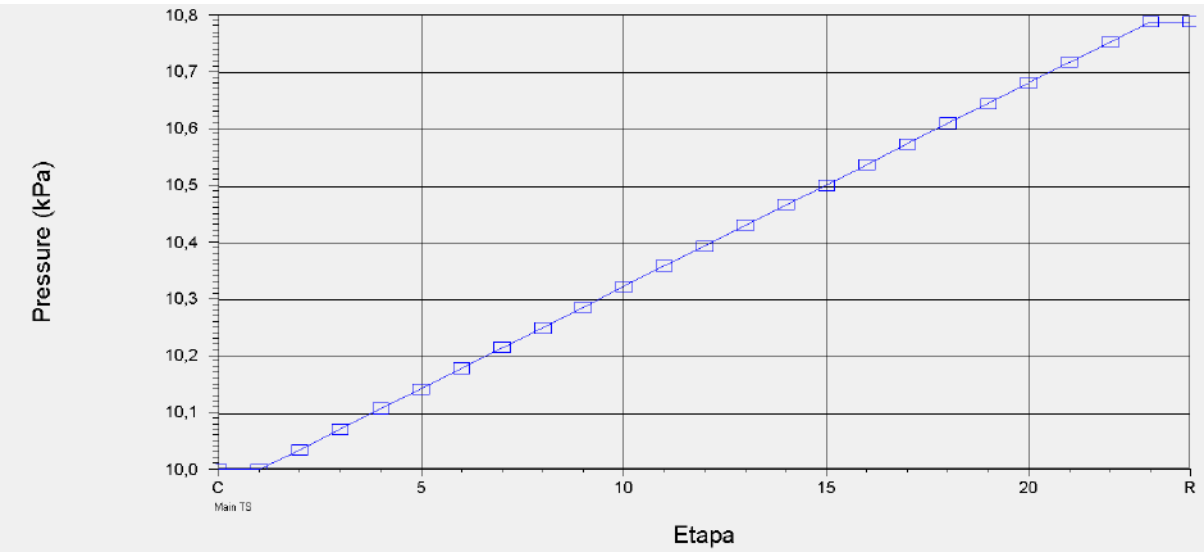


Figura 4.18. Presión en función de la etapa a lo largo de la segunda torre.

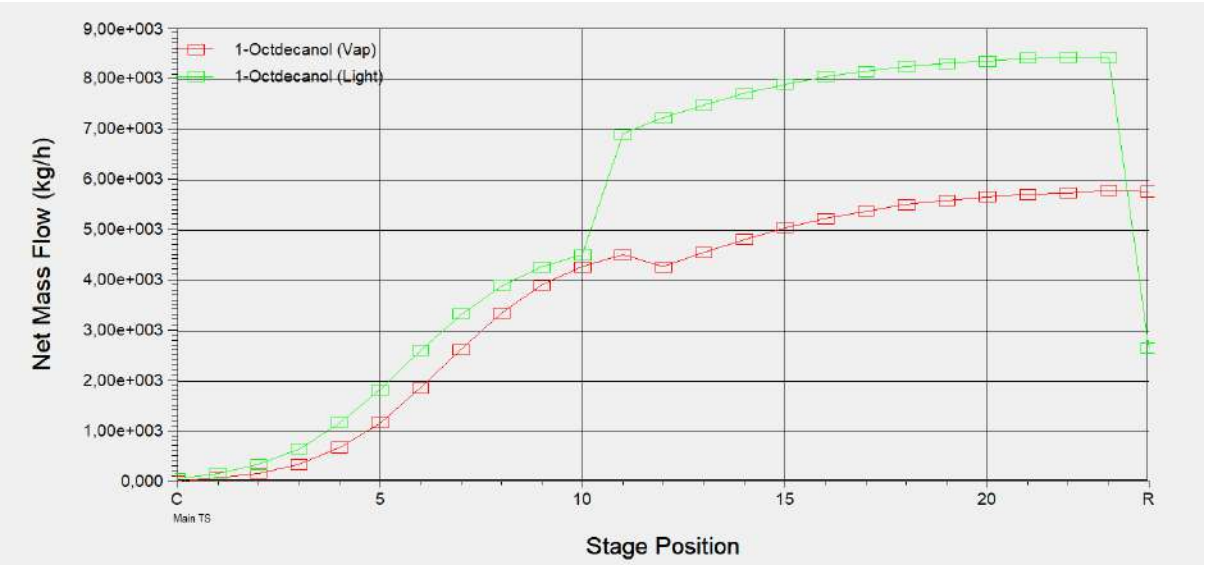


Figura 4.19. Flujo másico de octadecanol en función de la etapa en la segunda torre.

(Rojo: Fase vapor || Verde: Fase líquida)

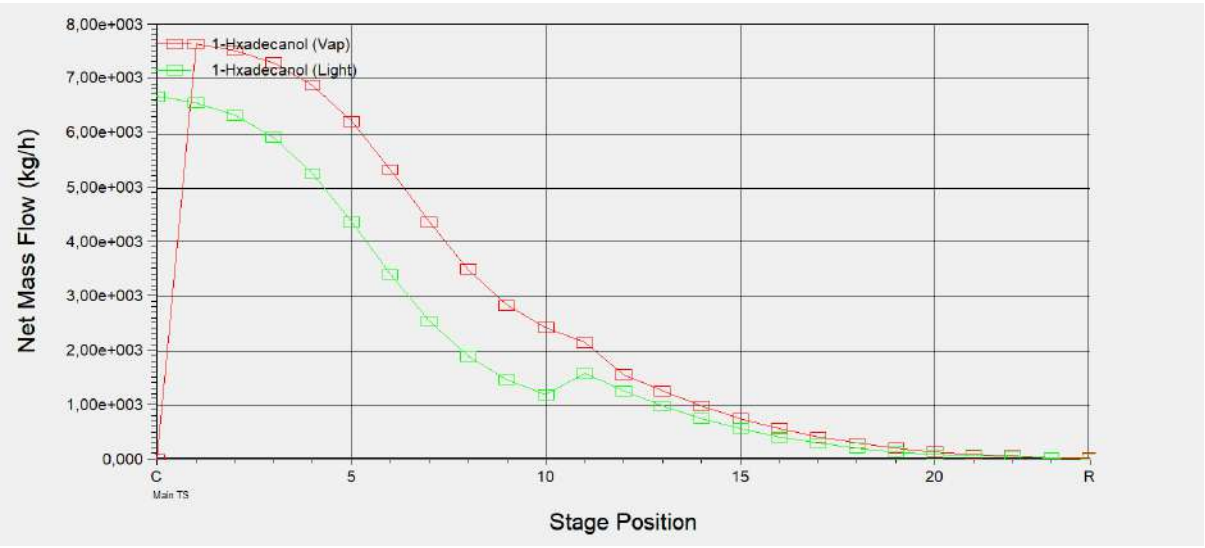


Figura 4.20. Flujo másico de hexadecanol en función de la etapa en la segunda torre.

(Rojo: Fase vapor || Verde: Fase líquida)

4.5.2.4 Tercera torre

La corriente que ingresa a la torre tiene la siguiente composición y es acondicionada para encontrarse a 0.05 bar y 80°C.

Tabla 4.17. Entrada de la tercera torre de destilación.

Compuesto	Flujo másico [kg/h]
	Corriente
	P
C18:0	0.009
C16:0	0.003
C14:0	0
C18-C18	93.360
C18-C16	9.836
C18-C14	0.005
C16-C16	58.230
C16-C14	0.056
C14-C14	0
C18	2,658.823
C16	5.900
C14	0
H2	0
Agua	0
Catalizador	0
Total	2,826.222

Esta última torre es donde se lleva adelante la purificación del alcohol estearílico, donde el criterio de diseño se basa principalmente en recuperar la mayor cantidad de octadecanol con una pureza del 98% en el destilado, quedando los ésteres por fondo.

El equipo propuesto se aprecia en la Tabla 4.18.

Tabla 4.18. Características de la tercera torre de destilación.				
Relación de reflujo	**Presión condensador (bar)**	**Temperatura condensador (°C)**	**Presión rehervidor (bar)**	**Temperatura rehervidor (°C)**
2	0.001	151.9	0.003	284.3
Altura torre (m)	**Diámetro torre (m)**	**Número de etapas**	**Volumen (m^3)**	**Caída de presión (bar)**
3.26	2.59	4	17.17	0.002

Además de esto, debe tenerse en cuenta el material del cual se construye la torre, siendo de acero inoxidable 316, con espesor de pared de 1 cm y su aislación de lana de vidrio. Para aislar la torre se va a utilizar lana de vidrio y se va a considerar dicho cálculo que la temperatura de pared es la máxima de la torre, resultando en 10 cm de espesor de recubrimiento.

Las corrientes de salida del equipo pueden verse en la Tabla 4.19.

Tabla 4.19. Salidas de la tercera torre.		
Compuesto	**Flujo másico en kg/h**	
	Corriente	
	M	**Q**
C18:0	1.30E-02	0.000
C16:0	3.00E-03	-2.00E-04
C14:0	1.00E-04	1.40E-05
C18-C18	3.10E-03	93.357
C18-C16	4.20E-03	9.832
C18-C14	5.90E-03	0
C16-C16	29.115	29.115
C16-C14	5.00E-04	0.055
C14-C14	1.21E-06	9.00E-08
C18	2658.8	0.023
C16	5.9	0
C14	0	0
H2	0	0

Agua	0	0
Catalizador	0	0
Total	2,693.84	132.381

La performance de la torre es la observada en las Figuras 4.21, 4.22 y 4.23.

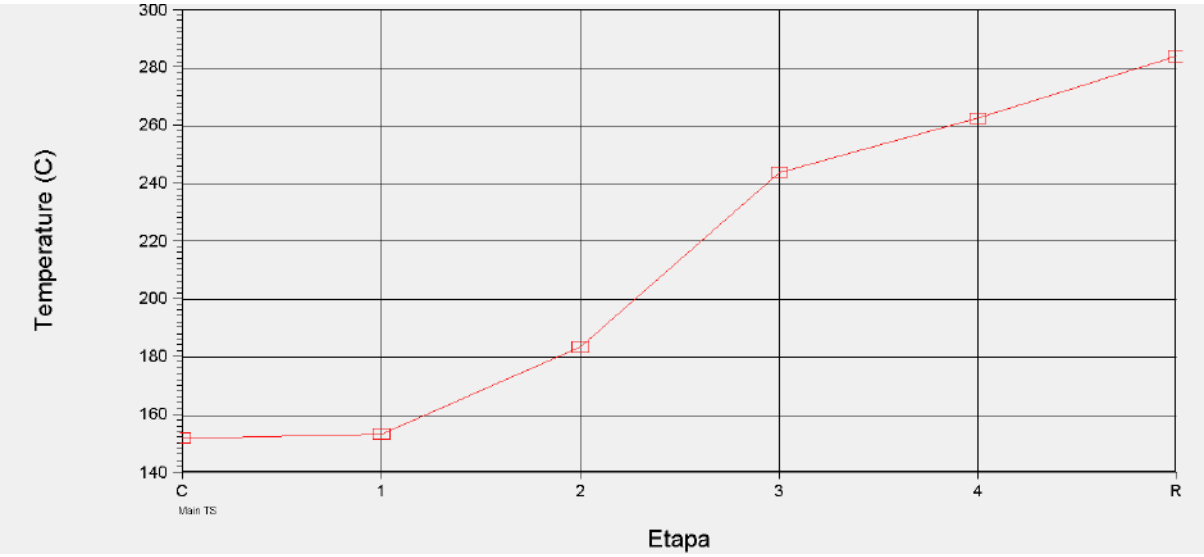


Figura 4.21. Temperatura en función de la etapa en la tercera torre.

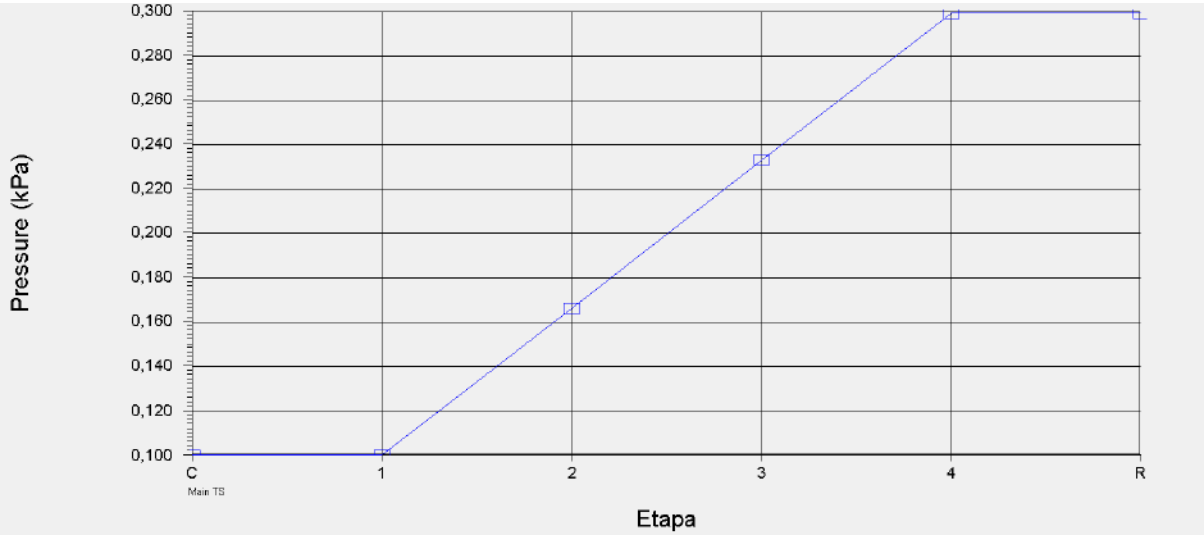


Figura 4.22. Presión en función de la etapa en la tercera torre.

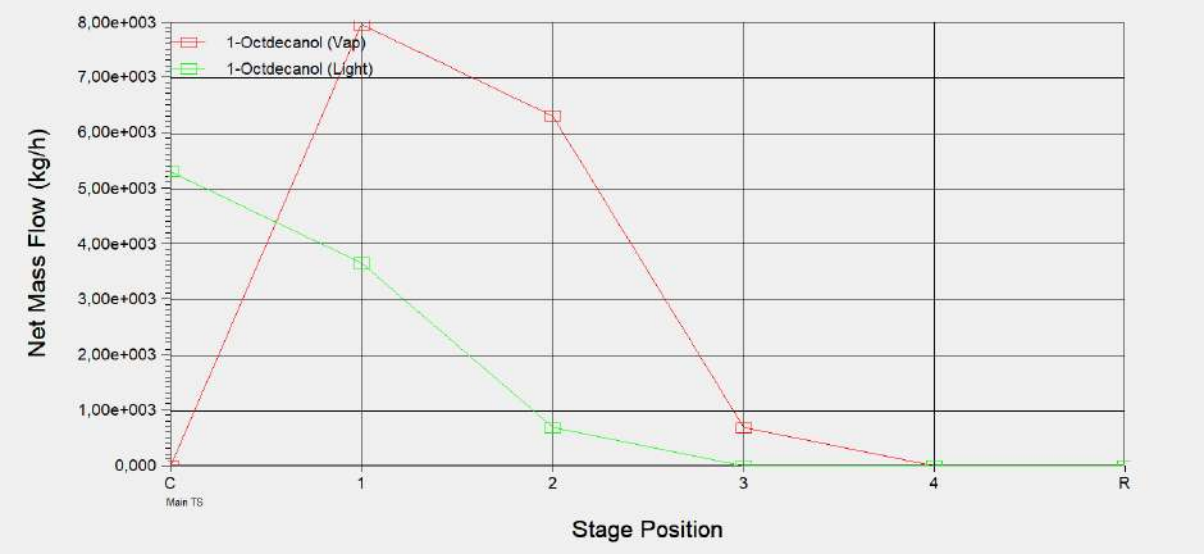


Figura 4.23. Flujo másico de octadecanol en función de la etapa en la tercera torre.
(Rojo: Fase vapor || Verde: Fase líquida)

4.5.2.5 Comentarios finales del diseño

Para englobar lo observado en los diagramas anteriores, se concluye que las tendencias de temperatura y presión son acordes a lo esperado: la temperatura más alta está en el rehervidor, y la más baja en el condensador; y, por otro lado, también se ve una caída de presión mínima las tres torres.

Respecto a las irregularidades que pueden observarse en los diagramas de caudales (los que contiene curvas rojas y verdes), son perfiles que salen de la resolución numérica del simulador y suelen coincidir con el punto de entrada de la alimentación que el UNISIM considera óptimo para las condiciones de operación impuestas.

4.5.3 Generación de vacío

A escala industrial, para lograr las condiciones de operación, suelen utilizarse bombas de vacío o eyectores de vapor. Estos últimos son los más recomendados para el sistema de destiladores seleccionado, puesto que las bombas implican mayor consumo y presentan problemas mecánicos al alcanzar las presiones requeridas.

Los eyectores de vapor se caracterizan por ser muy rápidos en la generación de vacío. Su funcionamiento se basa en el principio de Venturi, utilizando la energía generada por la expansión adiabática de un fluido motriz (en este caso, vapor). Mientras el fluido de aspiración

se encuentra a una presión relativamente baja, el fluido motriz entra en la tobera a altas velocidades produciendo un efecto de arrastre sobre el primero. Este fenómeno sucede debido a la caída de presión del vapor, que ocasiona una zona de baja presión antes de la cámara de mezcla. A causa de esto, el fluido de aspiración comienza a moverse hacia ella y se mezcla con el fluido motriz (ahora sí, en la cámara de mezcla). El fluido mezclado entra en la parte divergente del eyector donde la energía cinética se transforma, aumentando la presión de la mezcla de fluidos, en la garganta y en el difusor del eyector.

Dentro de las principales ventajas de este dispositivo, se pueden destacar:

- Diseño simple
- Funcionamiento estable
- Poco desgaste y mantenimiento mínimo (por no poseer partes móviles)
- Resistente a la corrosión si se elige el material adecuado
- Construcción posible en cualquier tipo de material
- Amplio rango de caudales de aspiración: 10 m^3/h - 2.000.000 m^3/h
- Capaces de crear un vacío de hasta 0,01 mbar (en presión absoluta)
- Flexibles: usan como fluido motriz vapor de agua u otros vapores; cuya presión de vapor puede estar por encima o por debajo de la atmosférica
- Pueden combinarse con bombas de vacío mecánicas

Es importante destacar que para que el rendimiento de los eyectores no se vea afectado, se deben colocar válvulas de drenaje, ya sea manuales o automáticas, para poder eliminar cualquier partícula condensada o sólida de los gases arrastrados.

4.5.3.1 Diseño del sistema de vacío

Una vez determinada la presión a la que debe operar cada torre de destilación, se procede a diseñar el sistema de eyectores que proporciona dicha condición. De ser necesario, se propondrá la utilización de varios eyectores colocados en serie para lograr alcanzar el objetivo.

Como fue antedicho, la primera torre debe operar a 0.2 bar, la segunda a 0.1 bar, y la última a 0.001 bar. Para poder determinar la cantidad de equipos que es necesario colocar en cada destilador, Stanley M. Walas [4.17] presenta un criterio de decisión que se encuentra plasmado en la Figura 4.24.

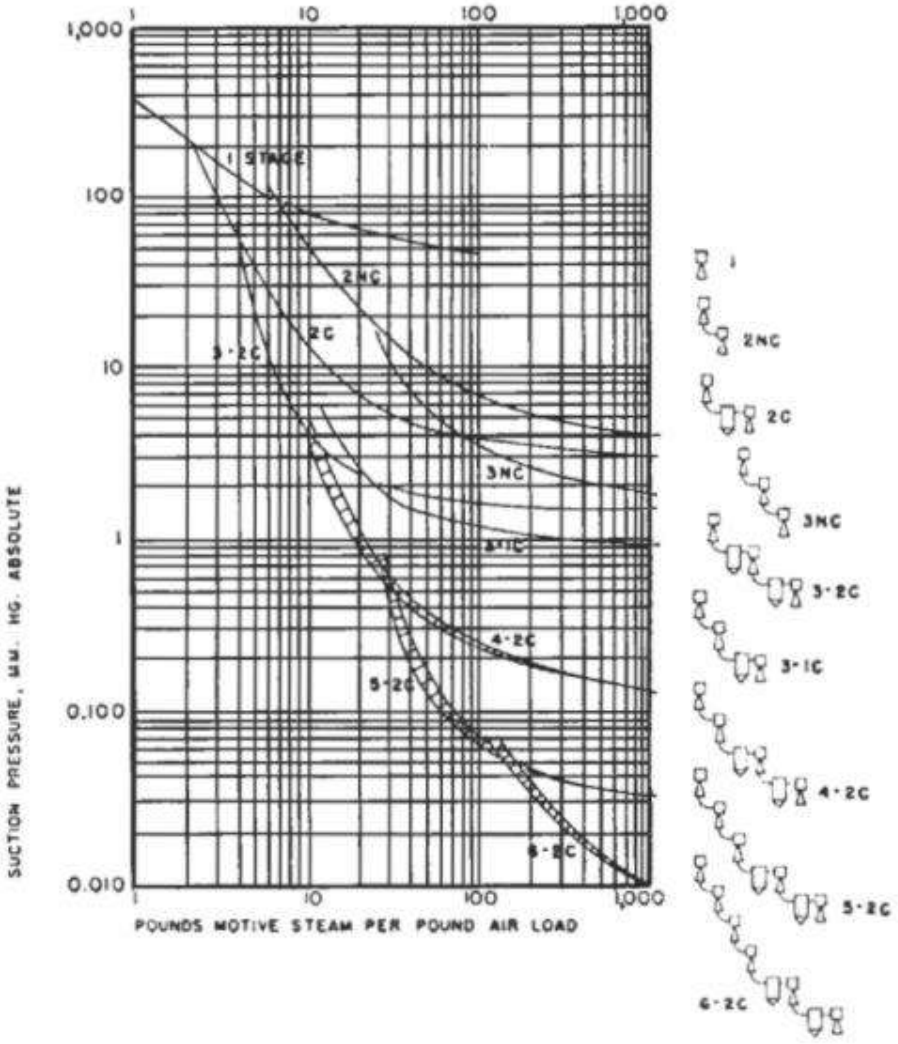


Figura 4.24. Criterio de selección del sistema de eyectores.

A partir del gráfico, no solo se determina el sistema de eyectores a implementar, sino que además se obtiene la cantidad de vapor a inyectar por cada libra de carga de aire.

Para obtener los resultados necesarios, se procede a utilizar el gráfico de la siguiente manera: en principio, se ingresa con la presión de operación por el eje de ordenadas. Luego, se intersecta dicho valor con la primera curva. Sobre ella, se puede leer el sistema de vacío necesario. Asimismo, para ese punto, se lee sobre el eje de abscisas el vapor requerido.

En la Tabla 4.20, se resumen los resultados obtenidos para cada torre de destilación.

Tabla 4.20. Sistema de eyectores para cada destilador.			
	Presión de operación	**Sistema de eyectores**	**Suministro de vapor requerido**
Destilador 1	0.2 bar (150 mmHg)	2 eyectores - 1 condensador	2.5 lb vapor/lb de carga de aire
Destilador 2	0.1 bar (75 mmHg)	2 eyectores - 1 condensador	3.5 lb vapor/lb de carga de aire
Destilador 3	0.001 bar (0.75 mmHg)	4 eyectores - 2 condensadores	25 lb vapor/lb de carga de aire

La razón por la cual se recomienda el uso de condensadores conectados al sistema de vacío en serie, radica en la necesidad de evitar flujos de vapor muy grandes dentro de los eyectores. En estos equipos, al reducir el volumen del vapor, se logra también disminuir los consumos energéticos de las siguientes etapas (consecuencia de la disminución del caudal). La presión de condensación depende de la temperatura del fluido de refrigeración y de las características del fluido motriz.

El tamaño de cada eyector y su consumo de vapor dependen de la velocidad a la cual los gases deben ser removidos del proceso. Walas describe cómo se relaciona este último factor con el tamaño de la torre de destilación, en la expresión siguiente:

$$m = k \,.\, V^{2/3}$$

Donde:

m = carga de aire (lb aire/h o kg aire/h).
k = cte (función de la presión del equipo).
V = volumen del destilador.

Para poder otorgar un valor a la constante **k**, se utiliza la Tabla 4.21.

Tabla 4.21. Valor de k según la presión de operación [4.17].					
Presión (mmHg)	>90	20-90	3-20	1-3	<1
k	0.194	0.146	0.0825	0.0508	0.0254

De esta manera, utilizando la tabla anterior, se determina para cada destilador el valor de k; consecuentemente, el valor de carga de aire y, junto a la información de la Tabla 4.22, se calcula el suministro de vapor necesario para cada sistema de vacío.

Tabla 4.22. Resultados para cada torre.								
	P (mmHg)	**k**	**V (m^3)**	**V (ft^3)**	**m (lb/h)**	**m (kg/h)**	**Vapor (lb/h)**	**Vapor (kg/h)**
Destilador 1	150	0.194	10.033	354.31	9.71	4.40	24.28	11.01
Destilador 2	75	0.146	23.79	840.14	12.99	5.89	45.47	20.62
Destilador 3	0.75	0.0254	17.17	606.35	1.82	0.83	45.75	20.63

Queda definido entonces el sistema de eyectores junto al suministro de vapor necesario que se necesita para que cada torre de destilación logre operar a las presiones previamente determinadas. En el próximo capítulo se detallan las características de la caldera seleccionada para proveer el vapor a toda la planta. Tal y como es necesario para el correcto funcionamiento de los sistemas de vacío, el vapor generado posee una presión de 8 bar y una temperatura de 350°C, es decir, se encuentra sobrecalentado.

CAPÍTULO 5

RESUMEN EJECUTIVO

Previamente se han definido el reactor y los sistemas de purificación necesarios. El diseño de la planta culmina al determinar los equipos auxiliares y los gastos energéticos involucrados a lo largo de todo el proceso.

Teniendo en cuenta la importancia que tiene hoy en día la preservación del medio ambiente, se propone recurrir al método de análisis “PINCH” para disminuir el consumo de corrientes auxiliares y aprovechar la energía de las corrientes para implementar intercambiadores de calor entre las corrientes involucradas dentro del proceso. Luego de analizar diferentes propuestas, se concluye que el mejor arreglo se obtiene a partir de la utilización de 7 intercambiadores de calor; de los cuales 3 operan entre corrientes de proceso y 4 lo hacen con el uso de corrientes auxiliares.

En cuanto al equipamiento adicional, se requiere la incorporación de un compresor de hidrógeno, dos bombas (una para impulsar la corriente de ácidos grasos y otra para la de alcoholes grasos recirculados), un tanque agitado para el agregado del catalizador, el cual cuenta con un sistema hidráulico para la inyección de este; y una caldera que proporcione el vapor necesario para el funcionamiento de la planta. Además, se deben instalar válvulas reductoras de presión, para que, una vez que las corrientes abandonen el reactor Slurry, ingresen al separador flash y a las torres de destilación a la presión adecuada.

En la Tabla 5.1 se resumen los consumos de cada uno de estos equipos, ya sea de energía o de agua, incluyendo los requeridos por el sistema de intercambiadores de calor y condensadores de las torres de destilación.

Tabla 5.1. Consumos totales de equipos auxiliares.			
Consumos eléctricos [kW]		**Consumos de agua [kg/h]**	
Agitador	0,75	Agua de reposición	2410,2
Compresor	800		
Bomba Ácidos Grasos	59,2		
Bomba Alcoholes Grasos	113,04		
Centrífuga (ver Capítulo 4)	18,5		
Impulsor de Aire	1,48		
Total	**992,97**	**Total**	**2410,2**

OBJETIVOS

- Buscar alternativas para definir la viabilidad de integración energética en la planta.
- Proponer cantidad y disposición de sistemas de intercambio de calor entre las corrientes.
- Proponer equipos auxiliares para otras funciones dentro de la planta y sus características, como válvulas, sistemas de transporte de materiales, calderas y/o sistemas de refrigeración.

5.1 Introducción

Desde el comienzo del presente trabajo, se busca diseñar y proponer un proceso para obtener alcoholes grasos a partir de ácidos grasos. Este contempla todas las etapas, desde la preparación de la materia prima, su transformación y la purificación de los productos. A la hora de determinar la viabilidad de un proceso, es importante conocer el consumo energético del mismo; el cual está compuesto por el consumo eléctrico de ciertos equipos auxiliares relevantes y por el gasto requerido para calentar y/o enfriar corrientes.

Si bien los equipos auxiliares no están comprendidos dentro del corazón del proceso, son equipos necesarios para el correcto funcionamiento de la planta. Dentro de estos pueden encontrarse los principales equipos impulsores de fluidos, los intercambiadores de calor, los tanques agitados, y/o cualquier otro equipo que sea crítico para el proceso.

El consumo energético para calentar y enfriar es aquel que no se ve reflejado en gastos eléctricos, sino más bien con consumo de vapor, de agua de enfriamiento o refrigerantes. En ocasiones, los calores sensibles y/o latentes de las diferentes corrientes de proceso pueden ser aprovechados para disminuir los consumos externos. Este último mencionado es muy utilizado desde mediados de la década de los años 70 para optimizar y disminuir el consumo en corrientes de servicio.

Como cierre de introducción, queda mencionar que a lo largo de las secciones que se desarrollan a continuación, se presentan entonces los detalles respecto a los criterios de selección y especificaciones para todos los equipos que involucren algún gasto energético en la planta; y es aquí donde se la/lo invita a usted a seguir el análisis.

5.2 Integración energética

En los últimos tiempos, el compromiso ambiental está en ferviente crecimiento. Esto lo podemos observar en las políticas ambientales implementadas a lo largo y ancho del planeta, fomentando las energías verdes, reduciendo el impacto ambiental, y disminuyendo el consumo de combustibles fósiles. En el ámbito industrial se busca mitigar el consumo energético externo. Este ahorro energético no sólo mitiga el impacto ambiental, sino que también reduce los costos operativos de energía.

Este tipo de análisis nos permite disminuir los costos operativos, pero quizás aumentan los costos de inversión (esto último no necesariamente ocurre si el diseño de la integración energética es lo más óptimo posible). En caso de no realizar el análisis, se considera que para cada corriente de interés se tiene un solo intercambiador con una corriente de servicio, ya sea vapor o agua de enfriamiento.

Con el objetivo de lograr esto, Linnhoff y Vredeveld introdujeron en la década del 70 un algoritmo para llevar adelante un análisis cuyo fin es disminuir el consumo de energía. Este análisis se denomina “PINCH” [5.1], “*pliegue”* en español, y está basado en los principios de la termodinámica.

5.2.1 Análisis Pinch

El análisis PINCH lo que busca es aprovechar el poder calorífico de las corrientes denominadas calientes, las cuales deben enfriarse, para calentar aquellas corrientes denominadas frías. El intercambio de calor entre estas corrientes es mediante la utilización de intercambiadores de calor (bien sea del tipo tubos y corazas, doble tubo concéntrico, placas o uso de re-evaporadores), dependiendo del área de intercambio requerida.

Para comenzar con el análisis, primero deben listarse qué corrientes van a ser tenidas en cuenta. Para la selección de las corrientes de proceso, con las cuales podemos aprovechar sus energías, debe tenerse en cuenta que sus temperaturas tienen un gran efecto en el proceso. Para nuestro proceso se ha optado por dejar fuera del análisis *pinch* a los equipos condensadores y rehervidores de las torres de destilación (debido a que se considera que requieren un estricto control de las variables operativas, que, definitivamente será más fácil

de conseguir con corrientes auxiliares, cuyos caudales y temperaturas no dependen de variaciones de proceso imprevistas).

En la Tabla 5.2 se identifican las corrientes a tener en cuenta para el análisis. Allí, **H2** es la corriente de salida del compresor de hidrógeno, **AlcR** es la corriente de alcoholes grasos recirculados junto con el catalizador, **Acid** es la corriente de ácidos grasos alimentados al reactor; y **SR** es la corriente de salida del reactor previo al ingreso al separador flash.

Tabla 5.2. Listado de corrientes para análisis pinch.

N°	Corriente	Tipo	T_{IN} [°C]	T_{OUT} [°C]	F.cp [kW/K]
1	H2	Fría	146,3	260	10,10
2	Acid	Fría	47,85	260	2,77
3	ReciclоAlcG	Fría	171,3	260	6,86
4	SR	Caliente	221,6	150	15,59

Una vez definido esto, mediante la herramienta ExchangerNet de Honeywell, se determinó la diferencia de temperatura mínima para llevar adelante el análisis, la cual resultó en 10°C. Esta diferencia mínima se obtiene entre un compromiso entre los costos fijos y los costos de energía. Los costos fijos disminuyen a medida que aumenta la diferencia de temperatura, pero aumentan los energéticos.

Ya definida la diferencia de temperatura mínima, es posible obtener la *curva compuesta* (Figura 5.1) y la *gran curva compuesta* (Figura 5.2). La *curva compuesta* representa las zonas donde se puede intercambiar calor entre las corrientes frías y las calientes; mientras que en la *gran curva compuesta* se pueden observar los puntos pinch (en la zona donde la entalpía H se hace cero) y los requerimientos de calor y de frío, en la zona superior e inferior respectivamente.

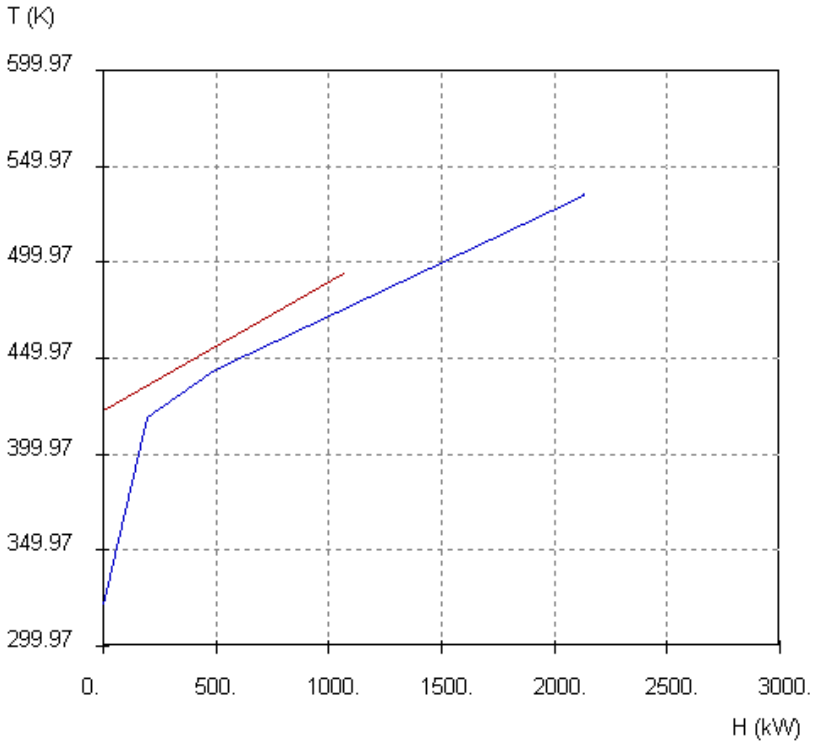


Figura 5.1. Curvas compuestas.

(Rojo: Curva compuesta caliente || Azul: Curva compuesta fría).

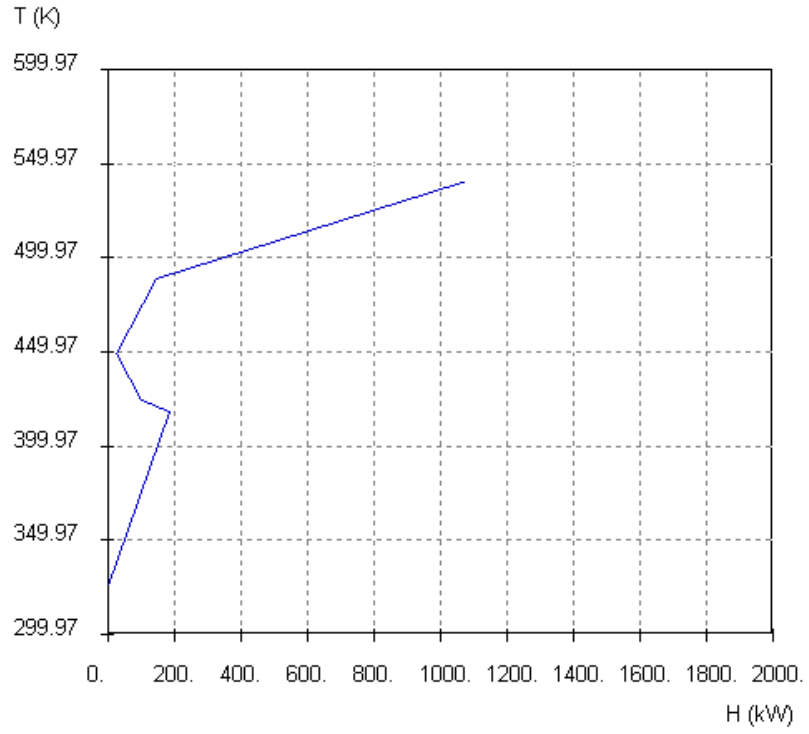


Figura 5.2. Gran curva compuesta.

Para el caso de estudio, los servicios mínimos de calefacción externos ascienden a un valor de 1068 kW, mientras que los de frío son de 0 kW.

5.2.2 Red de intercambiadores

A continuación, se deben plantear las posibles redes de intercambiadores de calor para el sistema. Como se mencionó anteriormente, si bien el software utilizado ya trae incorporada una herramienta para ello, tiene sus limitaciones. Por ejemplo, muchas de las corrientes que se utilizaron en el análisis no intercambian calor sensible o latente por separado. La mayoría de las veces es una mezcla de ambos.

Es fácilmente visible en el gráfico del análisis PINCH, que el método considera a cada cambio entálpico de cada corriente como una recta de pendiente “m.cp”; lo que puede generar conclusiones erróneas y llegando a plantear inclusive un intercambiador que no puede utilizarse ya que las temperaturas de las corrientes se cruzan (si se utiliza las opciones que vienen definidas por los softwares).

Por lo anterior mencionado se decidió plantear y VERIFICAR la factibilidad de las redes de intercambiador a mano, a modo de prueba y error hasta lograr minimizar la cantidad de intercambiadores de calor y los requisitos energéticos.

La red de intercambiadores final se encuentra a continuación:

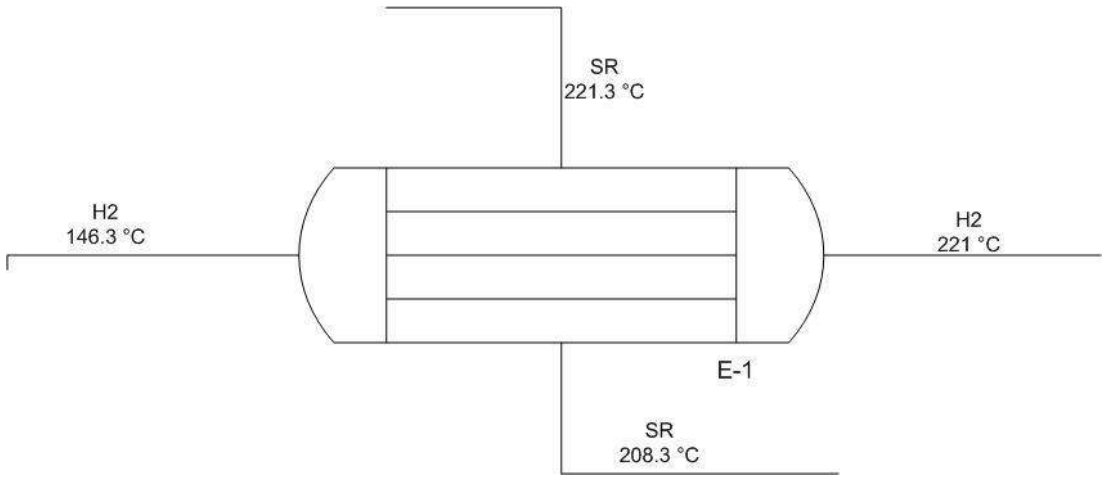


Figura 5.3. Intercambiador E-1.

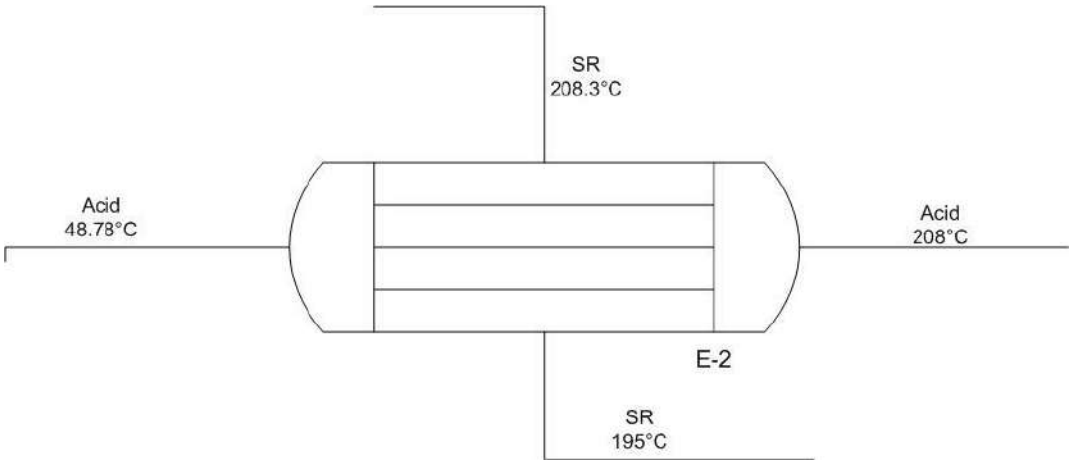


Figura 5.4. Intercambiador E-2.

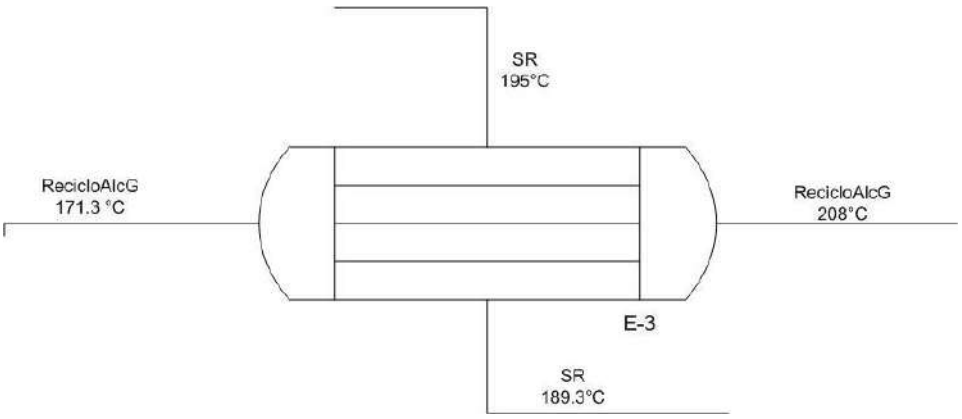


Figura 5.5. Intercambiador E-3.

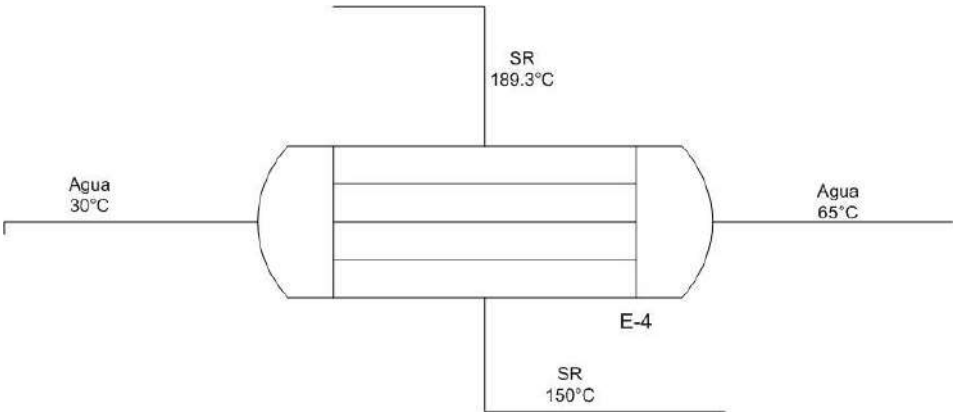


Figura 5.6. Intercambiador E-4.

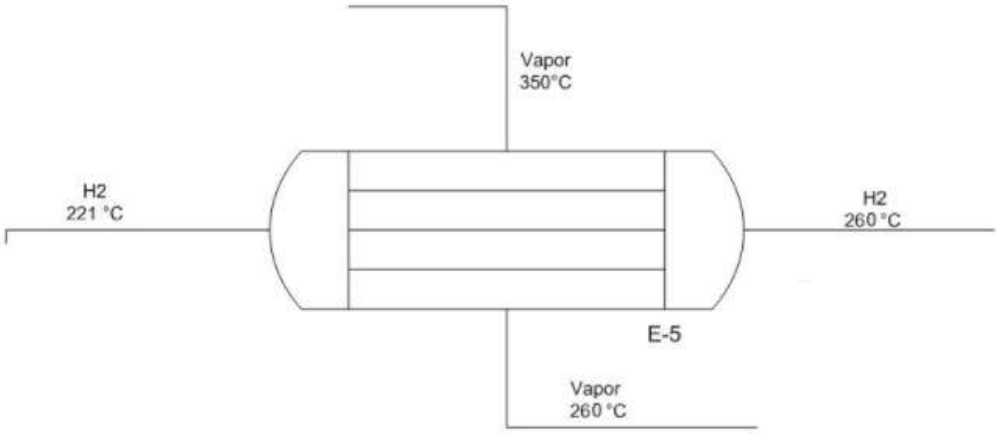


Figura 5.7. Intercambiador E-5.

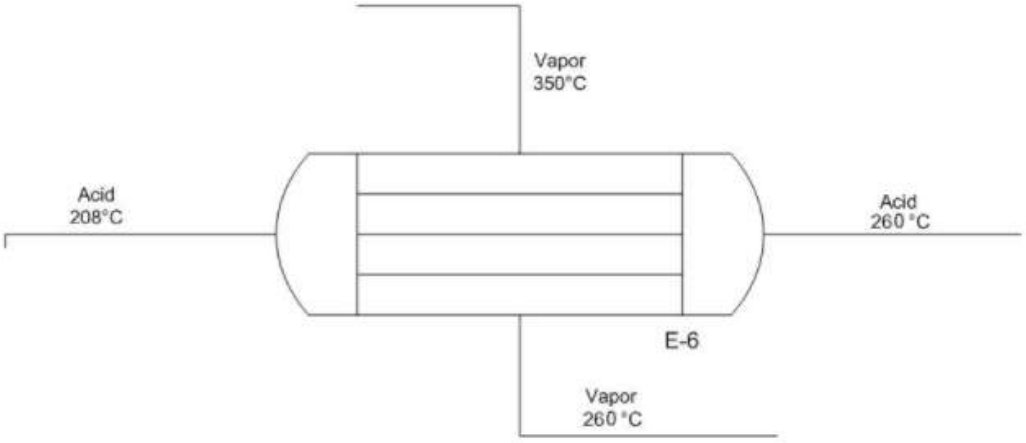


Figura 5.8. Intercambiador E-6.

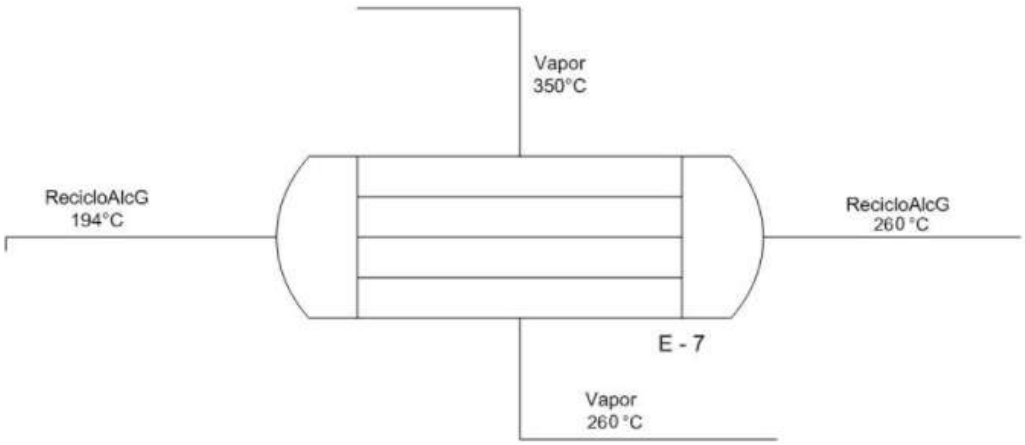


Figura 5.9. Intercambiador E-7.

La red de intercambiadores está comprendida por 7 intercambiadores. Los intercambiadores E-1 a E-3 aprovechan las corrientes de proceso, mientras que los 4 restantes involucran corrientes auxiliares. Las necesidades externas de enfriamiento son proporcionadas por vapor sobrecalentado proveniente de la caldera y agua utilizada para enfriamiento.

En la Tabla 5.3 se exponen los resultados para cada equipo.

Tabla 5.3. Detalles operativos de los intercambiadores de la planta.

Intercambiador	Corriente Fría	Corriente Caliente	TinF (°C)	ToutF (°C)	TinC (°C)	ToutC (°C)	U (kW/m^{2}K)	Área (m^2)
E-1	H2	SR *	146.3	221	221.3	208.3	0.3	141.7
E-2	Acid	SR *	48.78	208	208.3	195	0.25	72.2
E-3	RecicloAlcG	SR *	171.3	194	195	189.3	0.3	87
E-4	Agua	SR *	30	65	189.3	150	0.25	26
E-5	H2	Vapor	221	260	350	260	0.2	22.2
E-6	Acid	Vapor	208	260	350	260	0.3	7.3
E-7	RecicloAlcG	Vapor	194	260	350	260	0.3	25.4

***** Recordar que SR es corriente de salida del reactor previo al ingreso al separador flash.

Los valores de coeficientes de transferencia de calor globales fueron sacados de la bibliografía, más precisamente del libro “Intercambiadores de Calor” del Ingeniero Eduardo Cao. En dicho trabajo, el autor informa valores normales de coeficientes para intercambiadores con diferentes fluidos.

La Tabla 5.4 informa sobre los caudales de las corrientes auxiliares de los intercambiadores E-4 a E-7. El agua utilizada en estos equipos proviene de un circuito cerrado interno de la planta, mientras que el vapor proviene de la caldera a 8 bar, formando parte también de un circuito cerrado.

Tabla 5.4. Fluidos y caudales usados en los intercambiadores que utilizan corrientes auxiliares.

Intercambiador	Fluido Auxiliar	Caudal (kg/h)
E-4	Agua	19566
E-5	Vapor	5461,2
E-6	Vapor	3043,8
E-7	Vapor	9408,6

5.3 Equipo auxiliares

Para el correcto funcionamiento de un proceso industrial, más allá de considerar el/los reactores y/o equipos para la separación y purificación, deben tenerse en cuenta equipos secundarios. Estos equipos secundarios o auxiliares tienen una gran importancia dentro del proceso, ya que sin estos, no podrían obtenerse los productos deseados.

Dentro del equipo de trabajo, para la obtención de alcoholes grasos, se considera que los principales equipos secundarios a tener en cuenta son:

- Bomba
- Compresor
- Tanque agitado donde se inyecta el catalizador
- Caldera
- Válvulas de caída de presión
- Torre de enfriamiento de agua

5.3.1 Válvulas de reducción de presión

Si bien las válvulas no son un equipo auxiliar en sí, para el proceso propuesto estas se vuelven de vital importancia ya que deben generar un gran caída de presión. La salida del reactor se encuentra a unos 300 bar, mientras que el equipo siguiente opera a 1 bar solamente, por lo que la caída de presión a generar debe ser muy grande previo al ingreso al flash.

Luego, al trabajar a presiones de vacío, las válvulas también se vuelven importantes, ya que su caída de presión debe adecuarse al vacío de operación. Como previamente se indicó, la primera torre de destilación opera a 20 kPa, la segunda a 10 kPa y la tercera a 1 kPa.

5.3.1.1 Línea post reactor slurry

Tras realizar una búsqueda de catálogos para válvulas que puedan operar en condiciones exigidas, se halló una empresa llamada Tescom, la cual presenta un amplio abanico de posibilidades a la hora de tener que elegir uno de estos dispositivos. Lo que tiene de interesante esta compañía es que da la posibilidad de consultar por consideraciones adicionales a la hora de hacer una compra. ¿Qué quiere decir esto? Que si se encuentra una válvula que cumple algunos de los requisitos principales, pero hay otro requisito que no se cumple o se cumple parcialmente, el servicio de atención al cliente permite que se solicite la realización de modificaciones al modelo original de la válvula que aparece en el catálogo [5.5]. Así, se puede ampliar el rango de temperatura a la que se pueden operar, se puede mejorar la resistencia a la corrosión, mejorar las juntas de soldadura, entre otras posibilidades.

Dentro del catálogo, se pueden ver valores de Cv, el cual es un coeficiente estrechamente relacionado con el caudal máximo de fluido que permite la válvula a través de ella. La relación es:

$$Q = Cv \cdot \sqrt{\Delta P / G} \qquad \text{[Ec. 5.1]}$$

Donde Q es caudal en *gpm*, ΔP es la caída de presión en *psi,* G es la gravedad específica del fluido, y Cv tiene unidades acordes al resto de las variables.

En cuanto al efluente que abandona el reactor, UNISIM indica que el caudal másico es 14651 kg/h y que la densidad es 106.7 kg/m^3. De esto se extrae que el caudal volumétrico es de unos 139.9 m^3/h; o bien, 616 gpm. Respecto a la gravedad específica, es simplemente el cociente entre la densidad del fluido, y la densidad del agua a 20 °C, la cual es aproximadamente 1000 kg/m^3; por tanto, G vale 0.1067.

En el catálogo, se encuentra una serie de válvulas disponibles con valores Cv mayores (Cv de 3, 6 y 12 gpm.psi$^{-0.5}$), y una de ellas se puede observar en la Figura 5.10 y sus características en la Tabla 5.10.

Figura 5.10. Válvula reductora de presión Tescom 26-1200 Cv=12.

Tabla 5.10. Características de la válvula Tescom 26-1200.

Producto y características	Máxima presión de entrada	Rangos de presión de salida	Capacidad de flujo	Material
Serie 26-1200: Flujo alto	6000 psi 414 bar	100-6000 psi 6.9-414 bar	Cv = 3.3 Cv = 6 Cv = 12	Acero inoxidable 300 o 316

Si se usa la caída de presión de 300 a 20 bar (es decir, unos 280 bar, equivalentes a 4061,06 psi), la combinación de estas variables da un Cv de 3.15 aproximadamente.

Se ve que para este caso la válvula de Cv = 3.3 puede funcionar bien. Se opta por fijar la presión de salida de la primera válvula en 20 bares, pudiendo así procesar todo el caudal requerido, pero no cumpliendo el requisito de presión final de 1 bar. Es por eso que esta válvula se utiliza para llevar a cabo la primera reducción de presión de la corriente, pero es necesaria otra segunda etapa de pérdida de carga. Hay que asegurarse de que no varíe demasiado su performance al operar a temperaturas elevadas como la que se observa en el efluente del reactor, y esta información podría brindarla Tescom.

Se procede ahora a colocar otras 2 válvulas reductoras de presión para poder así llegar a la presión requerida de 1 bar. El tipo de válvula a usar en esta instancia se ve en la Figura 5.11 y sus características en la Tabla 5.11.

Figura 5.11. Regulador de etapa única serie DG TESCOM™.

Tabla 5.11. Características de la válvula reguladora de etapa única serie DG TESCOM.

Producto y características	Máxima presión de entrada	Rangos de presión de salida	Capacidad de flujo	Material
Flujo alto	300 psi 20.7 bar	0-20 psi 0-1.4 bar	Cv = 10	Acero inoxidable 316

La primera caída de presión se efectúa hasta 20 bar porque es cercano a la máxima presión de entrada de la válvula mencionada en Tabla 5.11. Usando la ecuación 5.1, y aplicando una caída de presión de 20 a 1 bar (variación equivalente a 275,57 psi) con un Cv=10, se estima que el caudal máximo a utilizar es de 508,2 gpm. Como la corriente de proceso es de 606 gpm, se decide bifurcar la corriente principal en dos líneas, por lo que se colocan 2 válvulas de este tipo (una en cada línea), para así poder procesar todo el caudal que se necesita.

De esta manera, se cumple el requisito y además no se fuerza tanto a la válvula reductora principal y se evitan posibles cavitaciones de la misma.

Aunque se ha propuesto este esquema de válvulas reductoras de presión, se considera importante el asesoramiento con el equipo de ingeniería y atención al cliente de Tescom para que cooperen con el equipo de trabajo en decidir si este esquema de válvulas es una buena opción, o si se puede optimizar aún más el diseño.

5.3.2 Slurry de catalizador

Otra cuestión de vital importancia a tener en cuenta es la inyección del catalizador. Como se mencionó en capítulos anteriores, el catalizador ingresa al reactor junto con la corriente de alcoholes grasos. La forma más común de realizar esta mezcla en la industria es mediante la utilización de un tanque en la cual se alimenta la corriente, se inyecta el catalizador y mediante agitación mecánica se obtiene la suspensión en la salida [5.6] (Figura 5.12).

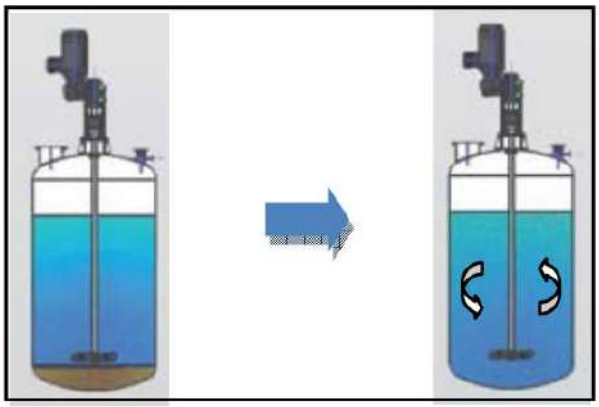


Figura 5.12. Suspensión del sólido. [5.7]

Para el diseño del tanque agitado, en primera instancia, debe seleccionarse el tipo de agitador. Según Holland y Chapman [5.8], la elección se realiza en base a la viscosidad del fluido. Continuando con su razonamiento, las dos posibles opciones para nuestro proceso son: hélice o turbina de hoja plana. Como la aplicación de la agitación es para realizar una suspensión de un sólido, se opta por la turbina de hoja plana.

Coker en *"Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design"* [5.9] establece las proporciones normales de un tanque agitado. Estas son las descritas en la Tabla 5.12.

Tabla 5.12. Proporciones normales de un tanque agitado.

$\frac{DA}{DT} = \frac{1}{3}$	$\frac{E}{DA} = 1$	$\frac{H}{DT} = 1$
$\frac{W}{DA} = \frac{1}{5}$	$\frac{J}{DT} = \frac{1}{12}$	$\frac{L}{DA} = \frac{1}{4}$

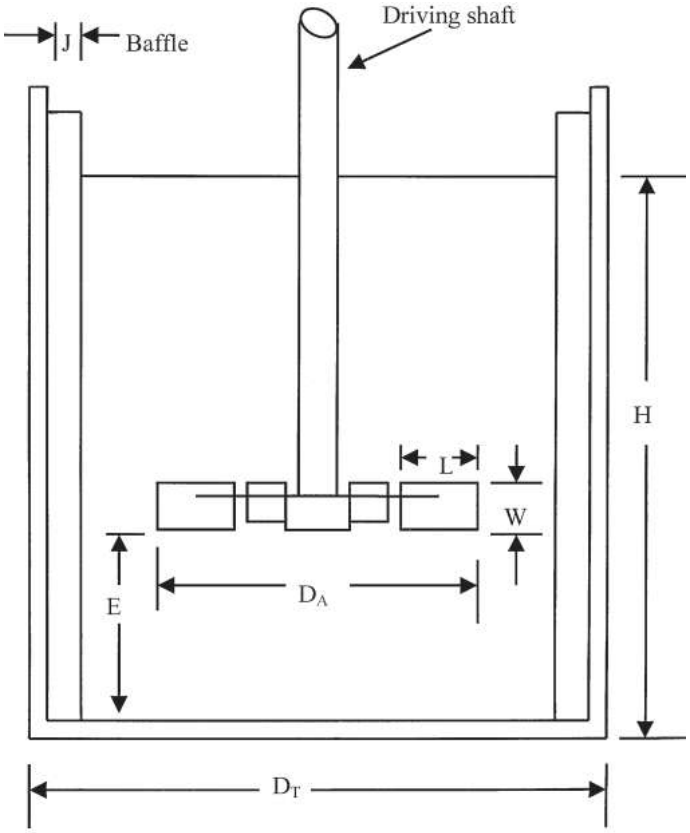


Figura 5.13. Corte de Tanque Agitado con deflectores (Baffles).

Para poder dimensionar el tanque, se parte de la base de tener un tiempo de residencia lo suficientemente grande como para lograr una buena suspensión. Según J.J. Derksen, para lograr una buena suspensión en tanques discontinuos es necesario al menos 20 min de mezcla.[5.10] Teniendo esto en cuenta, se define un tiempo de residencia un 25% mayor, para poder asegurarnos de lograr una buena suspensión.

Ya con esto, se define el volumen del tanque en 4.6 m^3 y en base a este volumen y las relaciones de la Tabla 5.12, se definieron las dimensiones del tanque y del impulsor, resultando en un tanque de 1.8 m de altura, 1.8 m de diámetro y un impulsor de 600 mm. Se encontró en el mercado un agitador que cumple con estas características el cual es el "Agitador Industrial Serie VTS (VTS4-05 02 C 02)" de la empresa FluidMix [5.11], que tiene un impulsor de 600 mm, está diseñado para operar a 96 rpm, y viene con un motor con una potencia de 0,75 kW.

La inyección de catalizador en el TA (tanque agitado) se realiza mediante un pulso hidráulico, donde se envía el catalizador desde un tanque de almacenamiento cónico hacia el tanque agitado. Este inyector se denomina "*P.A.I.S model C*" y es de la empresa *Pneumax* (ver

Figuras 5.10 y 5.11). El inyector cuenta con una computadora para programar el gramaje por pulso, y la cantidad de pulsos diarios. Para el caso de estudio, el tiempo de residencia en el TAC es, como se dijo, de 25 min, y en cada ciclo necesitan inyectarse 10 kg de catalizador.

Figura 5.14. Imagen ilustrativa de la pantalla del equipo inyector Pneumax.

Figura 5.15. Esquema del tanque contenedor de catalizador cónico.

5.3.3 Caldera

Una caldera es una máquina capaz de generar vapor a partir de agua, mediante la entrega de calor. Este calor puede provenir de la combustión de gases o por calentamiento de una resistencia (efecto Joule). Las calderas se pueden clasificar de distintas formas: según su presión de operación (baja presión, media presión, alta presión, supercríticas), según la producción de vapor (chica, mediana, grande), según su combustible (eléctricas, combustibles gaseosos, combustibles líquidos o sólidos), según la circulación de agua (circulación natural, asistida o forzada), según el mecanismo de transferencia de calor

predominante (radiantes, convectivas, calentamiento indirecto); o la disposición de agua-gases de combustión (humotubulares o acuotubulares).[5.12]

El consumo de vapor requerido por el proceso proceso se puede resumir en la Tabla 5.13.

Tabla 5.13. Consumo de vapor.

Uso	Consumo (kg/h)
Vapor para intercambiadores	17913,6
Reboiler torre 1	7216
Reboiler torre 2	9291
Reboiler torre 3	10820
Sistemas de vacío	60

Los eyectores de los sistemas de vacío operan con vapor a presiones de entre 8 y 10 bar. Por tal motivo, se decide buscar una caldera comercial capaz de producir vapor sobrecalentado a 8 bar y 350 °C, y de la capacidad suficiente para el proceso.

En base a lo mencionado anteriormente, la caldera PWT Series de MACKENZIE PACKAGE BOILERS es capaz de cumplir con los requisitos del proceso.

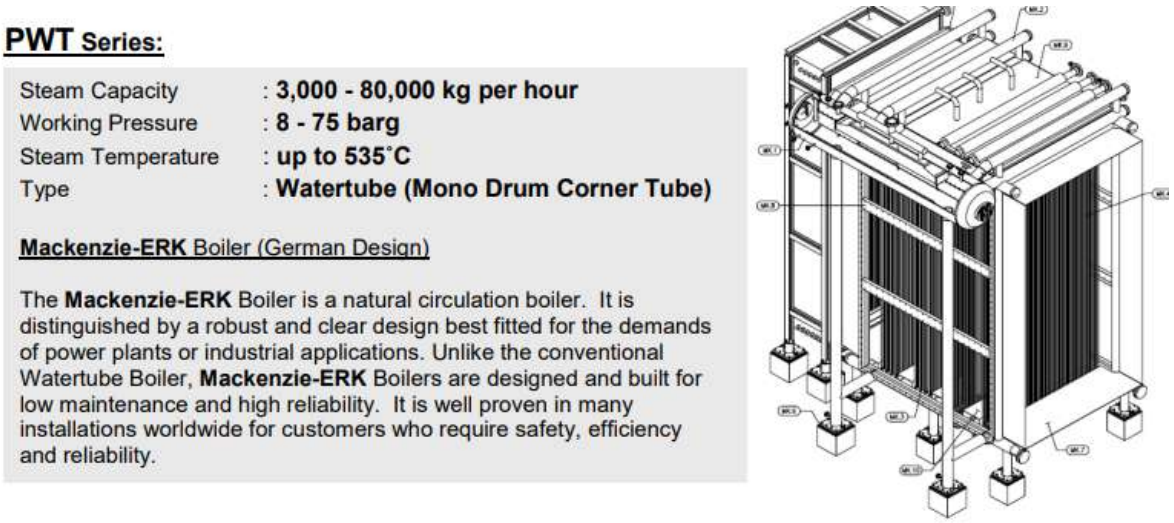


Figura 5.16. Afiche de la caldera Mackenzie-ERK.

La caldera, por lo tanto, debe proveer una cantidad de al menos aprox 45300 kg/h de vapor sobrecalentado. Ante eventualidades en la operación, no puede suceder que no alcance la cantidad de vapor necesaria, por lo que se sobredimensiona un 15% la producción, resultando en 52095,7 kg/h de vapor.

Este tipo de equipos no tiene una eficiencia total. Las causas por las cuales disminuye la eficiencia de las calderas son diversas y están asociadas a su construcción mecánica, el combustible utilizado, la humedad, la calidad y el exceso del aire de combustión; y las posibles impurezas y calidad del agua alimentada. Mediante la ecuación 5.2, podremos determinar el calor que necesita suministrar la caldera, teniendo en cuenta todos estos factores (el término "η" representa la eficiencia de la caldera y será un valor entre 0 y 1).

$$Q_{suministrado} = \frac{Q_{aprovechado}}{\eta} \qquad \text{[Ec. 5.2]}$$

El calor aprovechado es el necesario para calentar vapor a 8 bar de 230°C a 350°C cuando la caldera se encuentra operando en régimen, este calor es de 3100 kW En cuanto a la eficiencia, se espera que la de las calderas a base de madera ronde el 70-75%; las de gas natural, 80-85%; las de petróleo, 85-90%; y las de biomasa en pellets, 80-90%. [5.13]

La caldera seleccionada puede alimentarse con combustibles líquidos o gaseosos. La propuesta del equipo de trabajo es trabajar con gas natural, debido a su bajo costo, y su menor contaminación respecto a otros hidrocarburos. De esta manera, el calor suministrado es de 3760 kW. El poder calorífico del gas natural es 35,16 MJ/m^3, por lo tanto el consumo de gas en la caldera es de 0,107 m^3/s.

5.3.4 Compresor de hidrógeno

Para llevar a cabo la reacción es necesario que la corriente de hidrógeno que ingresa al reactor se encuentre presurizada. Dado que la presión que debe alcanzar es muy elevada, se requiere utilizar un equipo que no solo alcance dicho valor, sino que además no aumente demasiado su temperatura.

Los equipos de alta presión que se proponen utilizar para cumplir este objetivo cuentan con un sistema de refrigeración incorporado que logra mantener la temperatura, tanto del gas como del motor, dentro de valores aceptables.

Existen diversos compresores en el mercado capaces de dar como resultado un gas, en este caso hidrógeno, a alta presión. Para elegir el más adecuado, además de alcanzar la presión final de 300 bar, se procuró corroborar que el equipo operase a elevados caudales. La corriente de hidrógeno a comprimir es de 1986 kg/h (correspondiente a 28710 m^3/h), que ingresa al sistema a presión atmosférica y aproximadamente 148 °C. Estas condiciones de presión y temperatura surgen como resultado de la unión de la corriente de hidrógeno fresco y la que se recircula una vez que abandona el reactor.

Se decide utilizar el compresor BY de la línea B (Figura 5.17) de la marca Burckhardt Compression [5.15], puesto que cumple con las especificaciones mencionadas previamente. Este tipo de compresores son de una construcción robusta y proporcionan largos intervalos de servicio.

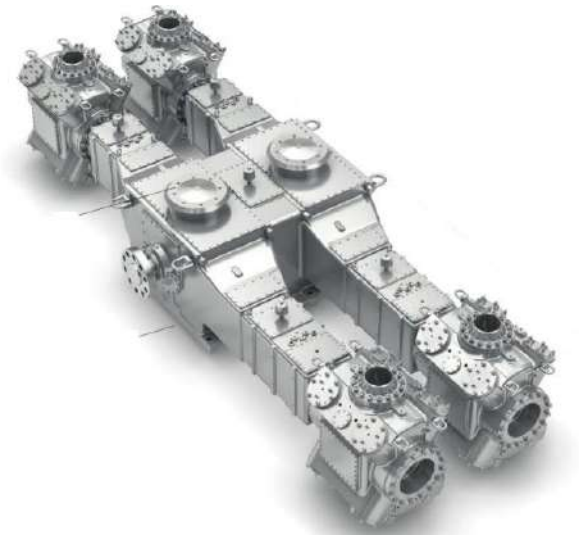


Figura 5.17. Compresor BY.

En la Tabla 5.14 se pueden observar los rangos de operación del equipo, siendo posible pedirle a la empresa la confección de un equipo ajustado a nuestros requerimientos, de modo de asegurar la mayor eficiencia al menor costo posible.

Tabla 5.14. Características del compresor BY - Burckhardt Compression.		
	Desde	**Hasta**
Presión de descarga	10 bar	450 bar
Capacidad	200 m^3/h	300.000 m^3/h

Estos equipos operan a 850 rpm, consumiendo 800 kW para su funcionamiento.

Constructivamente cuentan con ciertas características:

- Estructura de acero resistente a la deformación, con revestimiento industrial de alta calidad
- Alto: 1,1 m || Ancho: 4,4 m || Largo: 0,9-1,5 m
- Sistema de control eléctrico según requisitos y aplicación
- Componentes fácilmente reemplazables
- Si bien no es necesaria la lubricación, en caso de querer hacerlo, cuenta con un sistema especializado para ello
- Válvulas de seguridad
- Válvula de retención y mantenimiento de presión
- Componentes externos a prueba de explosiones
- Se pueden conectar a un sistema de monitoreo capaz de controlar las vibraciones, temperaturas, posiciones y ubicaciones de las distintas partes a fin de evitar posibles accidentes

5.3.5 Bombas de alta presión

Dentro de los equipos auxiliares que posee la planta, se definen las bombas de alta presión que se tienen en cuenta a la hora de impulsar las corrientes hacia el reactor Slurry que es donde se producen las reacciones de interés. Dentro de la planta hay más bombas pero, en esta oportunidad, se consideran para el análisis solamente las principales para el correcto funcionamiento del proceso, a fin de facilitar el mismo ya que se trata de una etapa de ingeniería básica.

5.3.5.1 Bomba impulsora de ácidos grasos

La primera de las bombas a caracterizar, es la encargada de impulsar la corriente entrante de ácidos grasos al reactor. Para ello, se buscaron bombas que cumplieran con las especificaciones, tanto de la corriente de ácidos grasos, como las del proceso a llevar a cabo. Se busca impulsar 4367 kg/h (5 m^3/h) de una mezcla de ácidos grasos a 25°C y 1 bar hasta la presión de operación del reactor. Cabe destacar que en la Tabla 5.2, la corriente "Acid" que figura de entrada al reactor, ya está a la presión de operación del reactor, por ello se observa ese leve aumento de la temperatura a 47,85 °C.

En un catálogo de bombas de la empresa "*Star Pump Alliance*" [5.16] se encontró la bomba de la Figura 5.18.

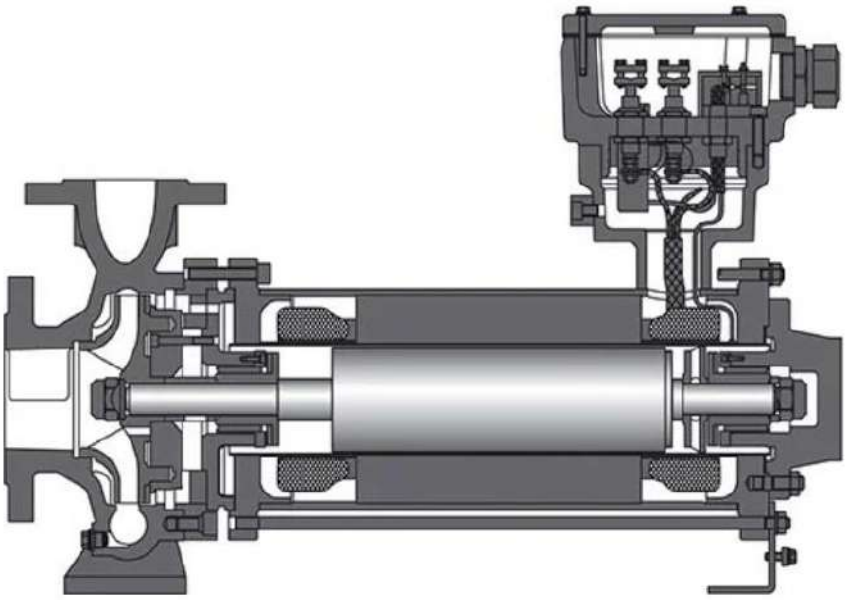


Figura 5.18. Bomba de motor enlatado.

Esta bomba, conocida bajo el nombre de "Bomba de motor enlatado", presenta las siguientes especificaciones de operación:

⇒ Presiones de hasta 1200 bar

⇒ Caudales volumétricos de hasta 1600 m^3/h

⇒ Viscosidades dinámicas de hasta 262,5 cP

⇒ Rango de temperaturas de entre -160°C hasta 450°C.

Cotejando estos datos con las especificaciones de la corriente de ácidos grasos, se puede concluir que es viable para el proceso en cuestión. Se debe aclarar también que no presenta restricciones a la hora de un caudal mínimo a impulsar, y aunque la capacidad de esta bomba sea bastante más grande que la cantidad de fluido a impulsar, la presión a la que hay que llegar genera que se necesite una bomba robusta como lo es la descripta.

5.3.5.2 Bomba para la impulsión de alcoholes grasos

Para seleccionar la bomba de la corriente que es recirculada, debe tenerse en cuenta que esta contiene sólidos en un factor menor a un 1%. Es por ello que debe encontrarse una bomba que permita impulsar una corriente líquida junto a sólidos en suspensión. Esta corriente consta de un caudal volumétrico de 12,25 m^3/h que se encuentra inicialmente a 1 atm, y debe ser impulsada a 300 bar.

Del catálogo de la misma empresa, se encontró la bomba de la Figura 5.19 capaz de verificar las especificaciones tanto de la corriente como del proceso a llevar a cabo.

Figura 5.19. Bomba de diafragma pistón.

La bomba es conocida como Bomba de diafragma pistón [5.17] y posee las siguientes características:

⇒ Caudales volumétricos de hasta 1350 m^3/h [5.18], sin un caudal mínimo requerido para su funcionamiento

⇒ Soporta mezclas heterogéneas con altos contenidos en sólidos

⇒ Soporta presiones de hasta 350 bares

⇒ Temperatura máxima admisible de 200 °C .

5.3.5.3 Cálculo de potencias

Se procede a calcular las potencias teóricas que consumen las bombas instaladas teniendo en cuenta las siguientes consideraciones:

- Se desprecia la variación de velocidad entre la admisión y la descarga, ya que se consideran cañerías del mismo diámetro
- La diferencia de altura será nula, ya que la entrada al reactor slurry es por la parte inferior.
- Se desprecian, en primera instancia, las pérdidas por fricción. Luego se las considera al sobredimensionar el consumo energético total.

Se calculan entonces las potencias teóricas consumidas por las bombas de la siguiente manera:

$$Potencia\ "P"\ \left[W = \frac{kg\ .m^2}{s^3}\right] = Caudal\ de\ gas\ "Q"\ \left[\frac{m^3}{s}\right] . Caída\ de\ presión\ "\Delta P"\ \left[Pa = \frac{kg}{m\ .s^2}\right]$$ [Ec. 5.3]

En la Tabla 5.15 observamos los resultados obtenidos por la ecuación 5.3:

Tabla 5.15. Potencia teórica de las bombas seleccionadas.

Tipo de Bomba	Potencia consumida teórica [kW]
Ácidos grasos	41,44
Alcoholes grasos y catalizador	101,743

A falta de información del consumo real de estas bombas, se investigó acerca de la eficiencia que suelen presentar. Para el caso de la bomba impulsora de ácidos grasos, las pérdidas de energía rondan en un 30% [5.19]. Por su parte, la eficiencia de la bomba de diafragma pistón ronda en un 90%. [5.20]

Se calcularon las potencias reales consumidas por las bombas, y se obtuvieron los siguientes resultados plasmados en la Tabla 5.16.

Tabla 5.16. Potencia consumida afectada por eficiencia.	
Tipo de Bomba	**Potencia consumida [kW]**
Ácidos grasos	59,2
Alcoholes grasos y catalizador	113,04

5.3.6 Torre de enfriamiento de agua

Teniendo en cuenta la gran demanda de agua por parte de los equipos auxiliares involucrados en el proceso, se propone la utilización de una torre de enfriamiento con la finalidad de aprovechar este recurso de la mejor manera posible. Existen diversos tipos de torres, pero a grandes rasgos se clasifican en dos tipos: de circulación natural o de tiro mecánico. Estas últimas, más pequeñas y compactas que las primeras, involucran como principal mecanismo de transferencia de calor y masa la convección forzada, obteniendo velocidades y coeficientes de transferencia más elevados. A su vez, se dividen en las de tiro forzado (el aire ingresa por la parte inferior) y las de tiro inducido (el aire es succionado por la parte superior). Se optó por utilizar una torre de tiro forzado debido a que genera mejores coeficientes de transferencia.

Una vez que el agua abandona los condensadores e intercambiadores de calor, es transportada hacia la torre. Su admisión es por la parte superior, mientras que el aire del ambiente es forzado a ingresar por la parte inferior. A lo largo del equipo, la corriente de agua caliente se enfría al entrar en contacto con el aire. Para que el enfriamiento tenga lugar, el aire debe tener una temperatura de bulbo húmedo inferior a la temperatura del agua. De esta manera, el agua disminuye su temperatura por transferencia de calor (tanto sensible como latente) al aire, al mismo tiempo que transfiere masa. A la salida de la torre, la corriente de aire posee una temperatura y porcentaje de humedad más elevados que a la entrada, mientras que el agua puede ser reutilizada en los equipos necesarios puesto que su temperatura es menor.

5.3.6.1 Selección del relleno

En principio, para determinar las dimensiones de la torre a utilizar, se parte por seleccionar el relleno más adecuado. Su principal función es la de asegurar un buen área de contacto entre las dos fases, al mismo tiempo que retarda la caída del agua (a modo de aumentar la duración del proceso de intercambio de calor, y con ello ceder más calor del agua al aire). El relleno elegido debe ser de bajo costo, fácil accesibilidad e instalación simple. Es fundamental que presente poca resistencia al paso de aire.

Si bien existe una amplia variedad de rellenos en el mercado (por salpicadura, laminares, mixtos), se decide utilizar un relleno laminar. Este tipo de empaque suele ser utilizado en casos donde la sustancia a enfriar no posee sedimentos o sólidos en suspensión (como en este caso). Su aporte consiste en distribuir en finas capas (láminas) el líquido a enfriar y, de esta manera, lograr una amplia superficie de contacto con el aire. Se utilizan láminas de PVC onduladas, colocadas de forma paralela. En un relleno por salpicadura también puede lograrse un buen resultado, pero el tamaño de la torre debe ser mayor.

5.3.6.2 Corrientes involucradas

En la Figura 5.20 se observan las corrientes que ingresan y egresan de la torre. Por la parte superior ingresa el agua líquida proveniente de los intercambiadores de la planta y egresa el aire caliente y húmedo producto del intercambio con el agua. Por el fondo de la torre sale el agua líquida fría, lista para su reutilización como corriente auxiliar, e ingresa el aire del ambiente.

Figura 5.20. Diagrama genérico de la torre.

Todas las corrientes auxiliares utilizadas en los condensadores e intercambiadores de la planta son enfriadas en la misma torre de enfriamiento. Por lo tanto, la temperatura de agua líquida de ingreso a la torre y el caudal a enfriar son los que resulten de su mezcla.

Para el diseño de la torre, se ha buscado un registro meteorológico de la localidad de Gerli [5.21] -donde se encuentra el parque industrial-. Allí, se observa que la humedad varía en un rango del 60 al 80% dentro del período de un año. Si bien el promedio sería 70%, se elige para el diseño una humedad un poco mayor, del 75%.

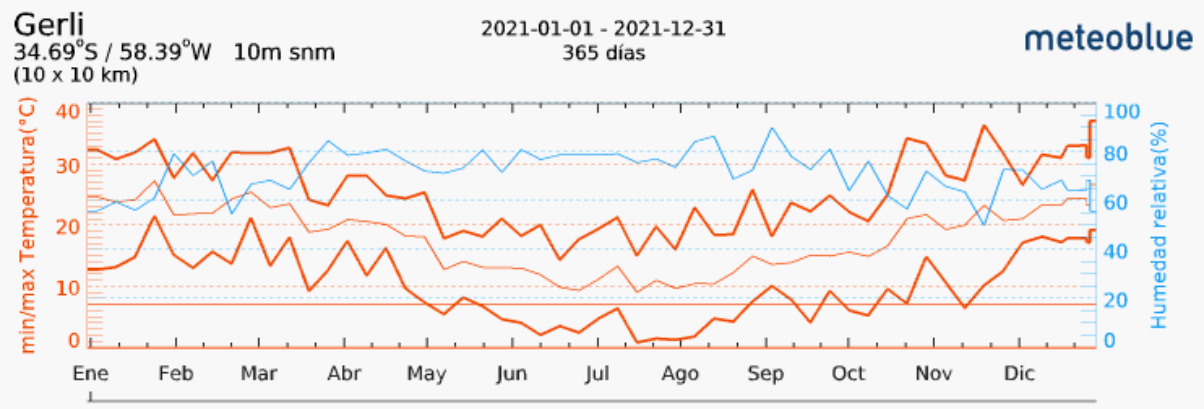


Figura 5.21. Registro meteorológico de la localidad de Gerli en el año 2021.

Se ha de escoger una temperatura razonable para el diseño; esta será la temperatura media (bulbo seco) del ambiente, la cual representa la temperatura del aire de entrada a la torre. Se ha decidido fijar este valor en unos 27 °C, tomando de referencia el pico máximo de la curva de temperatura diaria promedio (si bien hay una curva de temperatura máxima con valores por encima de 27 °C, se entiende que las máximas diarias pueden alcanzarse sólo durante un pequeño lapso de tiempo durante el día, por lo que no agregan un peso representativo a la hora de definir una temperatura promedio anual del aire). Con este dato y la humedad relativa del 75% se puede ubicar en la carta psicrométrica (ver diagrama en la sección 5.5 “Anexo” al final del capítulo) que la temperatura de bulbo húmedo es, siguiendo la curva de saturación adiabática, de unos 23,6 °C.

En cuanto a las corrientes de salida de la torre, el agua debe ser enfriada hasta que alcance unos 30°C, puesto que es necesario que sea esta su temperatura al ingresar a los equipos de la planta. Como bien se sabe, la temperatura de salida del agua puede ser menor que la temperatura de bulbo seco de entrada del gas (27 °C) pero nunca menor que la temperatura de bulbo húmedo del mismo (23,6 °C). Generalmente suele tomarse una aproximación para la temperatura de salida del agua como un valor alrededor de 5°C por encima de la

temperatura de bulbo húmedo de entrada del aire. Se decide así bajar la temperatura del agua desde 65 °C (salida de los intercambiadores de calor) hasta unos 30 °C, lo que representa unos 6 °C por encima de la temperatura de bulbo húmedo del aire.

Dicho todo esto, se entiende que los valores de temperatura registrados para ambos fluidos en el diseño de la torre, son válidos y aceptables. Lógicamente, en verano habrá días donde la temperatura del aire en el ambiente sea más elevada, en cuyo caso la torre no funcionará tan efectivamente; para estos casos, podría pensarse en la posibilidad de instalar un acondicionador industrial de aire para bajar la temperatura del aire a 27 °C previo ingreso a la torre de enfriamiento de tiro forzado. Si se tuviera un acondicionador de aire con potencia y temperatura de seteo regulable, no importarían las condiciones climáticas del día porque se podría llevar el aire a 27 °C antes de ingresar a la torre de enfriamiento de agua.

5.3.6.3 Balance de energía

El balance de energía asociado a la torre es el que se describe en la ecuación 5.4.

$$L.Cp_L.(T_{L2} - T_{L1}) = G_S.(H_{G2} - H_{G1}) \qquad \text{[Ec. 5.4]}$$

Donde L corresponde al caudal de líquido a enfriar; Cp_L es el del agua a la temperatura media de operación; T_{L1} y T_{L2} son las temperaturas de salida y entrada de agua, respectivamente; G_S es el caudal de aire a utilizar; y H_{G1} y H_{G2} son las entalpías del aire a la entrada y salida de la torre.

En principio, se calcula cuánto es el caudal mínimo de aire que se puede suministrar a la torre para que cumpla su objetivo. Para ello, se considera que el aire sale de la torre completamente saturado. Los puntos de operación son (T_{L1}; H_{G1}) y (T_{L2}; H_{G2}).

H_{G1} se obtiene según la expresión:

$$H_G = 10^{-3} .[(1005 + 1884 .Y') .T_{BS} + 2502300 .Y'] \quad \frac{kJ}{kg_{aire\ seco}}$$

Donde Y' es la humedad absoluta del aire en $kg_{AGUA}/kg_{AIRE\ SECO}$, y T_{BS} sería la temperatura de bulbo seco en °C (27 °C para la corriente de aire de ingreso a la torre). Respecto a Y'_1, se puede leer en la carta psicrométrica sobre el eje vertical derecho; primero se ubica el punto

de intersección entre la temperatura de 27 °C y la humedad relativa del 75%, y a la derecha se lee la humedad absoluta. Esta resultó ser

$$Y'_1 = 0{,}017 \frac{kg_{AGUA}}{kg_{AIRE\ SECO}}$$

Entonces:

$$H_{G,1} = 70{,}54 \frac{kJ}{kg_{aire\ seco}}$$

Para ubicar $H_{G,2}$ se traza una recta tangente desde el "*punto 1*" [(T_{L1}; H_{G1}) = (27 °C ; 70,54$\frac{kJ}{kg_{aire\ seco}}$)] y que roce la curva de entalpía de aire saturado en la carta psicrométrica de agua-aire a 1 atm. Esto da como resultado el "*punto 2** " [(T_{L2}*; H_{G2}*) = (40,25 °C ; 166,79$\frac{kJ}{kg_{aire\ seco}}$)]. Con eso se despeja un valor de caudal de aire seco mínimo (con la ecuación 5.3), teniendo en cuenta que el caudal L es 44191 kg/h, y el Cp es 4,18 kJ/kg.°C (ver Tabla 5.16). Esto da un caudal de aire seco **mínimo** de

$$G_{s,MIN} = 25428{,}76\ kg_{aire\ seco}/h$$

A este valor se le agrega un 50% (suele ser un valor de sobredimensionamiento común en diseño de torres de enfriamiento) para obtener el caudal de aire seco a utilizar para el diseño, llegando a

$$G_S = 38143{,}15\ kg_{aire\ seco}/h$$

Con esto se define la pendiente de operación con la que se trabaja en el psicrométrico, que no es otra cosa que la relación de la ecuación 5.3

$$\left[\frac{L.Cp_L}{G_S}\right]_{REAL} = Pendiente\ de\ operación = 4{,}843 \frac{\left(\frac{kJ}{kg_{aire\ seco}}\right)}{°C} = \frac{(H_{G2} - H_{G1})}{(T_{L2} - T_{L1})}$$

El objetivo, como ya se explicó, es lograr bajar la temperatura de la corriente que recoge toda el agua utilizada en los intercambiadores de calor, la cual tiene una temperatura de 65 °C

(representando la variable $T_{L,2}$), y bajarla hasta 30 °C (que es el $T_{L,1}$ que ya se definió arriba). La única incógnita restante es la entalpía del gas en el "plano 2" (superior) de la torre:

$$H_{G,2} = 240 \ \frac{kJ}{kg_{aire\ seco}}$$

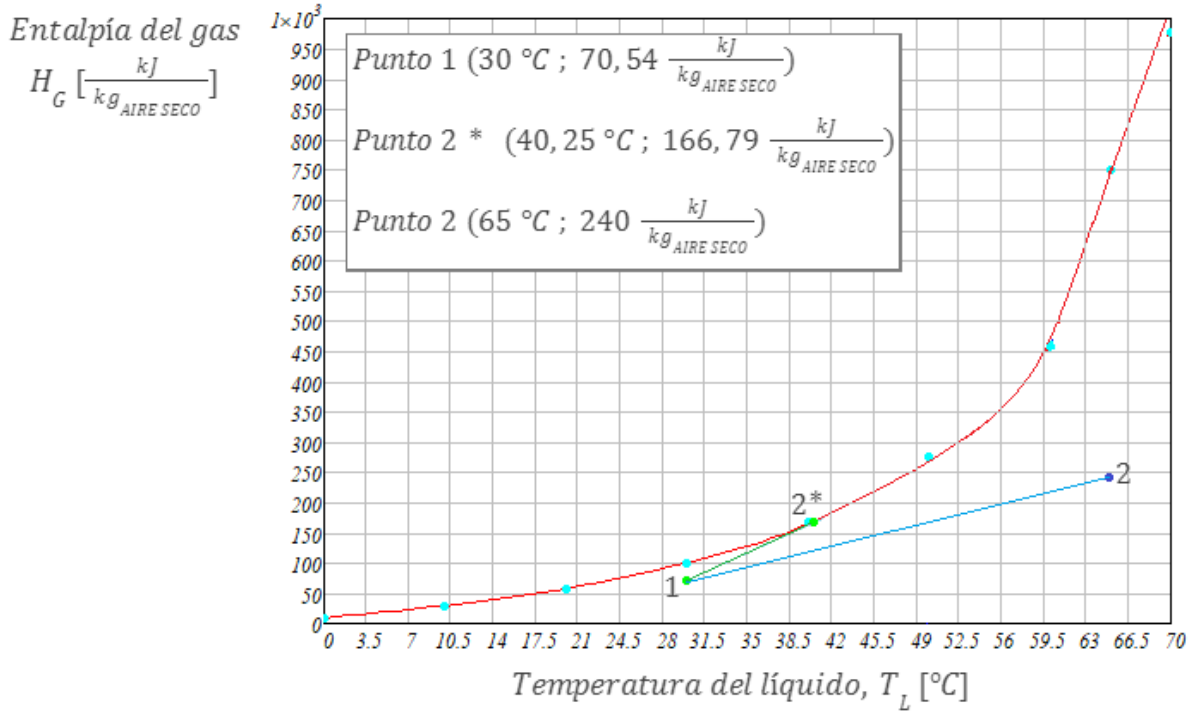


Figura 5.22. Curva de entalpía de aire saturado en función de la temperatura del líquido, con las rectas de operación usadas en los cálculos.

Tabla 5.17. Datos conocidos, fijados o calculados para el diseño de la torre.

	Caudal [kg/h]	Cp [kJ/kg.°C]	T_1 [°C]	T_2 [°C]	H_{G1} [kJ/kg AIRE SECO]	H_{G2} [kJ/kg AIRE SECO]
AGUA	44191 *	4,18	30	65	-	-
AIRE SECO	38143,15 **	-	27 ***	-	70,54	240

NOTA: En las celdas que contienen "-", no se registra información alguna debido a que es irrelevante tenerlas en cuenta en este punto.
* Este caudal surge del caudal total de agua mencionado en sección 5.3.6.3.
** Surge de adicionar un 50% al caudal de aire seco mínimo necesario obtenido del balance de masa usando información de la carta psicrométrica.
*** Temperatura de bulbo seco del aire de entrada a la torre.

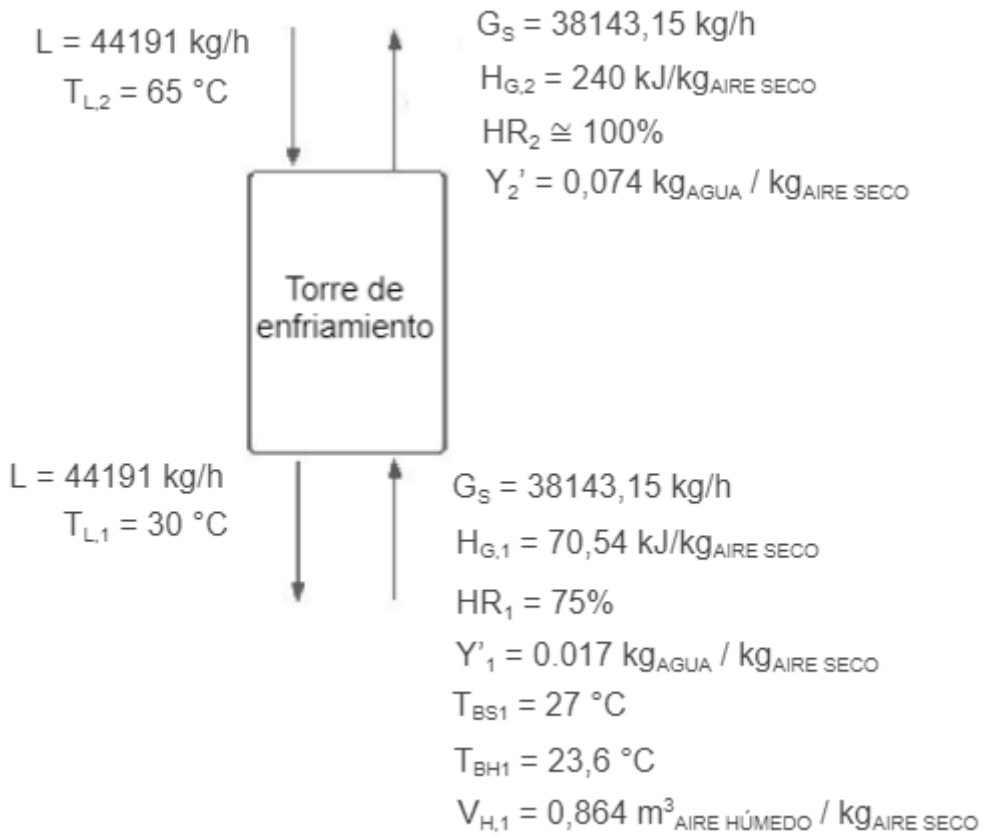


Figura 5.23. Diagrama de la torre con resumen de las propiedades de las corrientes..

Donde:

G_S: Caudal de aire seco [kg/h]

L: Caudal de agua [kg/h]

H_G: Entalpía gas [kJ/kg$_{AIRE\ SECO}$]

T_{BS}: Temperatura bulbo seco del aire

T_{BH}: Temperatura bulbo húmedo del aire

Y': Humedad absoluta del aire [kg$_{AGUA}$ / kg$_{AIRE\ SECO}$]

HR: Humedad relativa porcentual del aire

V_H: Volumen húmedo del aire [$m^3_{AIRE\ HÚMEDO}$ / kg$_{AIRE\ SECO}$], calculado con la expresión (Treybal, p. 262)

$$v_H = (0{,}00283 + 0{,}00456 \,.\, Y').(t_G + 273)\ \frac{m^3_{MEZCLA}}{kg_{AIRE\ SECO}}$$

Al haber definido las entalpías de las corrientes a la entrada y a la salida, se pueden determinar la cantidad de unidades de transferencia requeridas (N_{TOG}) y la altura de cada una de ellas (H_{TOG}). Las expresiones 5.5 y 5.6 son las que se utilizan para determinar estos valores.

$$N_{TOG} = \int_{H_{G1}}^{H_{G2}} \blacksquare \frac{dH_G}{(H_G{*} - H_G)} = \int_{H_{G1}}^{H_{G2}} \blacksquare F(H_G)\,.\,dH_G \quad con\ F(H_G) = \frac{1}{(H_G{*} - H_G)} \qquad \text{[Ec. 5.5]}$$

$$H_{TOG} = \frac{G_S/a_t}{Kya} \quad \text{[Ec. 5.6]}$$

En la ecuación 5.5, **H_G*** es la entalpía que está en equilibrio con el aire que se tiene en cada plano de la torre (se lee sobre la curva de entalpía de aire saturado del psicrométrico).

Tabla 5.18. Valores tomados del gráfico para efectuar la integral de la ecuación 5.4.

T_L [°C]	H_G [kJ/kg$_{AIRE\ SECO}$] (Recta de operación)	H_G* [kJ/kg$_{AIRE\ SECO}$] (Curva de saturación)	$F(H_G) = \frac{1}{H_G* - H_G}$
30	70,54	100,03	34 . 10^{-3}
33,5	87,49	118,13	33 . 10^{-3}
37,5	106,86	144,73	26 . 10^{-3}
40	118,97	166,79	21 . 10^{-3}
42	128,65	182,28	19 . 10^{-3}
45,5	145,60	216,46	14 . 10^{-3}
49	162,55	258,23	10 . 10^{-3}
52,5	179,50	295,07	8,653 . 10^{-3}
56	196,45	339,87	6,973 . 10^{-3}
59,5	213,40	450,00	4,227 . 10^{-3}
62,5	227,93	596,01	2,717 . 10^{-3}
65	240,04	750,01	1,961 . 10^{-3}

Efectuando la integral de $F(H_G)$ en función de H_G entre los valores de ($H_{G,1}$ = 70,54 kJ/kg$_{AIRE\ SECO}$) y ($H_{G,2}$ = 240 kJ/kg$_{AIRE\ SECO}$), se obtiene

$$N_{TOG} = 2{,}576$$

Para la ecuación 5.5, el [Ky.a] depende del tipo de relleno utilizado, y para el caso elegido, este valor corresponde a 1,4 kg/m^3.s (o 5040 kg/m^3.h), que es el valor que se usa para hallar la altura de la torre, al trabajar con unidades de kg/h para el caudal) [5.22]. En cuanto a **a_t**, el área transversal, típicamente las torres son de sección cuadrada, donde por lo general el ancho de las mismas es la mitad de la altura de la torre.

Sea L el largo del lado del área cuadrada de la torre:

$$L = \frac{Z}{2}$$

Finalmente, y teniendo en cuenta lo anterior, la altura de relleno de la torre se calcula según la expresión 5.7.

$$Z = N_{TOG}.H_{TOG} = N_{TOG} \cdot \frac{G_S}{a_t \cdot (Kya)++} \quad con \quad a_t = \left(\frac{Z}{2}\right)^2 \quad \text{[Ec. 5.7]}$$

Se despeja así entonces la altura de la torre y el ancho de la sección cuadrada:

$$Z = 4{,}30\ m \qquad L = 2{,}15\ m$$

5.3.6.4 Agua de reposición

Una vez diseñada la torre, se calcula el agua que debe ser agregada puesto que puede haber pérdidas por arrastre y evaporación. El cálculo se realiza con la expresión 5.8, donde Y' corresponde a la humedad absoluta del aire para cada extremo de la torre, medido en unidades de $kg_{AGUA}/kg_{AIRE\ SECO}$. Este valor también se obtiene de la carta psicrométrica. Si se considera para el análisis que el aire sale 100% húmedo, en el diagrama psicrométrico se debe ubicar el punto operativo del plano superior de la torre, que tiene como entalpía $H_{G,2}$=240 $kJ/kg_{AIRE\ SECO}$, chocar horizontalmente con la curva de entalpía saturada, y continuar verticalmente la lectura hacia abajo hasta chocar con la curva de humedad relativa del 100%. A partir de ese punto, se continúa horizontalmente la lectura hacia el eje derecho del diagrama, leyendo así $Y'_2 \cong$ 0,074 $kg_{AGUA}/kg_{AIRE\ SECO}$. A partir de esto, se calcula el agua de reposición según la ecuación 5.8, donde previamente ya se había calculado Y'_1 ($\cong$ 0,017 $kg_{AGUA}/kg_{AIRE\ SECO}$).

$$M = (1{,}10)\ .\ G_s\ .\ (Y'_2 - Y'_1) \quad \text{[Ec. 5.8]}$$

La cifra (1,10) presente corresponde a un sobredimensionamiento, un margen de seguridad del 10% para el diseño porque puede perderse agua por evaporación debido a, entre otras razones, choques de fluido con las partes mecánicas de la torre o arrastre por parte del aire hacia el tope de ella.

El valor del agua de reposición resulta 2410,2 kg/h, o unos 2,41 m^3/h.

El circuito que describe el agua a lo largo de toda su trayectoria es un circuito cerrado. El único gasto o consumo de agua que se tiene, entonces, es el del agua de reposición. El resto, se mantiene ingresando y egresando de los diferentes equipos continuamente.

5.3.6.5 Potencia del motosoplador

Queda definir la potencia que debe tener el motosoplador para asegurar que el caudal de aire circulante en la torre sea el calculado. Se han intentado localizar correlaciones específicas para rellenos de PVC pero la mayoría de las empresas no arrojan mucha información útil de este tipo públicamente. Lo que sí se ha encontrado, es un afiche de la empresa CALTEC [5.23], en el cual, para uno de sus modelos de torre de enfriamiento, tiene algunas de sus características técnicas donde se habla de una potencia de ventilador de 2 hp (1,48 kW) para un caudal de 45000 kg/h de agua (en esta planta se usarían 44191 kg/h), una diferencia de temperatura de 25 °C (aquí son 35 °C), y con una temperatura de bulbo húmedo de referencia de 25,5 °C (aquí se usó el valor de referencia de 23,6 °C, apenas inferior al número que presenta el afiche de CALTEC). De esto se deduce que puede fijarse en primera instancia un requerimiento de 1,48 kW de potencia. Se puede sobredimensionar este valor en algún porcentaje (sea 15/20/25%) como criterio conservador, pero en estas condiciones no se tiene información suficiente como para asegurar que es correcto sobredimensionar este valor (habría que asesorarse con el equipo de CALTEC para recibir retroalimentación y ser aconsejados sobre la mejor opción para este proceso).

Con la relación de potencia, caudal volumétrico y caída de presión presentes en la ecuación 5.2, se puede estimar la caída de presión que se obtendría con un motosoplador de estas características. Para hallar el caudal volumétrico de gas, se expresa

$$Q\left[\frac{m^3}{s}\right] = v_H\left[\frac{m^3}{kg_{AIRE\ SECO}}\right].G_S\left[\frac{kg_{AIRE\ SECO}}{h}\right].\frac{1\,h}{3600\,s} \qquad \text{[Ec. 5.9]}$$

Como ya se calculó previamente que el volumen húmedo es 0,864 $\frac{m^3}{kg_{AIRE\ SECO}}$, y el caudal de aire es 38143,15 $kg_{AIRE\ SECO}$/h, se despeja

$$Q = 9{,}154\ \frac{m^3}{s}$$

Al ser la potencia de unos 1480 W, la pérdida de carga esperada es de

$$\Delta P \approx 162\ Pa = 0{,}0016\ atm$$

Como generalmente ocurre en este tipo de unidad industrial, prácticamente es irrelevante la caída de presión a través de la torre de enfriamiento, por lo que un motosoplador de estas características parece ser bastante viable para cumplir con la tarea que se necesita en la planta. De todas maneras, al ser este trabajo un intento de establecer las bases de un estudio de ingeniería para la puesta en marcha de una planta química, demás está decir que los requerimientos reales de potencia pueden obtenerse empíricamente conforme se vaya materializando este proyecto en la realidad y surgieran cuestiones de ingeniería a pulir en la planta.

5.4 Consumo energético total

5.4.1 Consumo eléctrico

El consumo eléctrico de la planta está principalmente conformado por los 4 equipos descritos en secciones anteriores y se resume en la Tabla 5.19.

Tabla 5.19. Consumo eléctrico.

Equipo	Consumo [kW]
Agitador	0,75
Compresor	800
Bomba Ácidos Grasos	59,2
Bomba Alcoholes Grasos	113,04
Centrífuga	18,5
Ventilador torre enfriamiento	1,48
TOTAL	**992,97**

El consumo total resulta de 992,97 kW. La energía eléctrica es fundamental para poder llevar adelante el proceso; y al no tener en cuenta eventualidades y/o cualquier otro equipo eléctrico o electromecánico que pueda incorporarse también en la planta, se incurre en errores de subestimación. Para evitar este fenómeno, se decide aumentar en un 20% este parámetro y así asegurar que no haya faltante de electricidad.

De esta manera, el consumo eléctrico estimado para el proceso es de **1192 kW**.

5.4.2 Consumo gas natural

Como se mencionó en secciones anteriores, la caldera es alimentada por gas natural, teniendo un consumo de 0.107 m^3/s, donde por eventualidades se decide sobredimensionar este valor un 20%.

El consumo de gas de la planta resulta en 0.128 m^3/s.

5.4.3 Consumo de agua

El requerimiento de agua en la planta está compuesto por el agua necesaria para los enfriadores y para los condensadores (tanto de las torres de destilación, como del sistema de eyectores). En la Tabla 5.20 se resumen estos gastos.

Tabla 5.20. Requerimientos de agua.

Uso	Gasto [kg/h]
Intercambiadores	19566
Condensador torre 1	306
Condensador torre 2	13740
Condensador torre 3	10579
TOTAL	**44191**

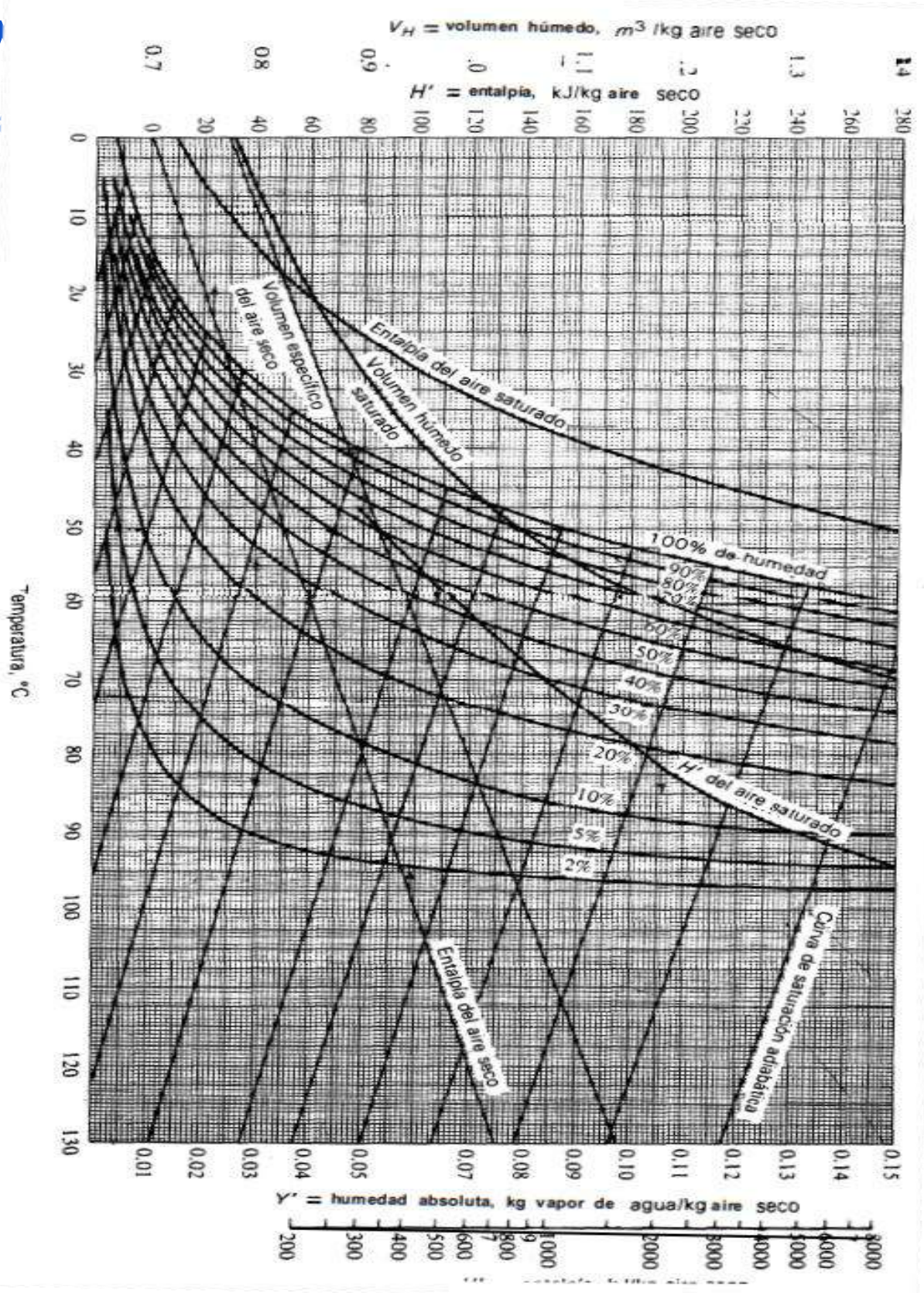
Como no fue calculado cuánto vapor se condensa en el sistema de eyectores, para tener en cuenta el agua requerida para este proceso, se decide aumentar en un 5% la suma total de la tabla. Por lo tanto, el gasto de agua resulta en: 46400 kg/h (unos 46,4 m^3/h).

Si bien uno intuye que el requerimiento es elevado, este forma parte de un circuito cerrado, donde el agua vuelve a reducir su temperatura a 30°C en una torre de enfriamiento, siendo sólo el gasto de agua de la planta en funcionamiento, el agua de reposición (2410,2 kg/h).

Una consideración a tener en cuenta es que el agua a utilizar en la caldera, como en los equipos de intercambio de calor debe ser agua blanda, ya que la generación de sarro dentro de las tuberías perjudica el funcionamiento de estos equipos. Si no es posible conseguir agua blanda, debe incorporarse a la planta una columna de intercambio iónico capaz de eliminar el calcio y el magnesio del agua proveniente de red o de pozo.

5.5 Anex

5.5.1 Cart



CAPÍTULO 6

NOTA: En el diseño económico y presentación de información numérica, se usará "." como separador de miles, y "," como separador decimal.

RESUMEN EJECUTIVO

En el presente capítulo se realizó la estimación de la inversión total a partir del capital necesario para contar con los equipos del proceso instalados mediante el método de los factores; y la estimación del capital de trabajo a partir de los costos de operación.

$$I_{Total} = 25.284.258{,}35\ USD$$

También se determinaron los costos de producción para los alcoholes grasos y la estructura de los mismos (Tabla 6.1).

Tabla 6.1. Estructura de costos de producción.

Concepto	Costo Anual (USD)	%
Costos Variables		
Materia Prima (MP)	23.716.236	73,94
Envases	4.139.460	12,90
Mano de Obra (MO)	196.224	0,61
Supervisión	34.339,2	0,11
Servicios	154.833,83	0,48
Mantenimiento	49.774,54	0,16
Suministros	67.733,19	0,21
Laboratorio	19.131,84	0,06
Costos Fijos		
Inversión	609.598,681	1,90
Ventas	1.652.886,81	5,15
Administración	58.867,2	0,18
I&D	1.377.405,68	4,29

Se determinó que el porcentaje de utilización de la nave industrial para no incurrir en pérdidas es de un 13,77%, y el análisis de rentabilidad del proyecto dio como resultado un tiempo de repago de 2,5 años, valor presente (VP) > 0 y TIR 47%.

En última instancia, se realizó un análisis de sensibilidad sobre la TIR mediante variaciones en parámetros como los costos de materias primas, de mano de obra, del precio de venta y de la incertidumbre en la estimación de la inversión. Se concluyó que el principal factor que afecta la TIR es el precio de venta de los alcoholes; y que las variaciones en los parámetros no lleva a cambiar la conclusión de no llevar adelante el proyecto.

OBJETIVOS

● Introducir conceptos básicos asociados a los aspectos económicos de un proyecto de ingeniería.
● Presentar una estimación del costo de inversión (CapEx) requerido para el proyecto.
● Presentar una estimación del costo de operación (OpEx) para cada uno de los productos y subproductos que permita realizar una comparación con los precios de mercado.
● Presentar un cronograma preliminar del proyecto.
● Realizar un análisis de la justificación de la inversión:
    o Cuadro de fuentes y usos o flujo de caja
    o Utilización de indicadores de rentabilidad (TIR; tiempo de repago; punto de equilibrio; etc.)
    o Análisis de sensibilidad (variaciones en variables críticas).

6.1 Introducción

Cada industria tiene una curva característica de costos de producción en función del tamaño, conocida también como economía de escala. En relación al aspecto técnico, hay ciertos procesos o técnicas de producción que exigen una escala mínima para ser aplicables y, que por debajo de ciertos mínimos de producción, las inversiones serían tan elevadas que las posibilidades de operar quedarían fuera de toda consideración.

Dentro de ciertos límites, la operación a mayor escala se traduce en general en menor inversión por unidad de capacidad instalada y en mayor rendimiento por hombre ocupado y otros insumos. Esto produce no sólo una disminución de los costos de producción, sino también un aumento en la rentabilidad al aumentar las utilidades y disminuir la inversión.

La idea de este capítulo es plantear el escenario económico más favorable para este proyecto, tratando de encontrar un equilibrio favorable entre porcentaje de producción, costos de inversión y operativos, y la rentabilidad que se espera obtener.

6.2 Inversión

Para el caso de estudio, se va a considerar a la inversión como el capital necesario para iniciar y poner en marcha el proyecto. El objetivo de esta inversión, es poder obtener una ganancia del mismo al final de la vida útil del proyecto. El capital puede ser en su totalidad propio, crédito, o una combinación de estos. Para los propósitos del trabajo actual, se considera que la totalidad del capital proviene de fuentes propias.

La inversión total (IT) para poner en marcha un proyecto está conformada por tres partes: la inversión fija (IF), la inversión en capital de trabajo (Iw); y la inversión en el terreno ($I_{terreno}$). En caso de contar con el valor de Inversión Fija Total (IFT), la cual está compuesta por la Inversión Fija más la inversión en el terreno, se determina la IT como la suma de IFT + $I_{terreno}$.

$$IT = IF + Iw + Iterreno \; o \; IT = IFT + Iw \qquad \text{[Ec 6.1]}$$

La Inversión Fija Total se considera como la cantidad de capital necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en posición de poder comenzar a producir. Es básicamente la suma del valor de todos los activos de la planta. Los activos pueden ser tangibles o intangibles. Los primeros se integran con la maquinaria (que incluye el costo de su montaje), terreno, edificios, instalaciones auxiliares; y los segundos, las patentes, conocimientos técnicos y gastos de organización. Por su parte, la inversión en capital de trabajo es el dinero adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto. Esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

La Inversión Fija Total, a su vez, puede desglosarse en dos: los factores o componentes directos e indirectos, detallados en la Tabla 6.2.

Tabla 6.2. Componentes de la Inversión Fija Total.	
Componentes directos	**Componentes indirectos**
• Estudios e investigaciones previas al proyecto • Equipos principales • Instalación de equipos • Cañerías • Instrumentación y control • Instalación eléctrica • Construcción edilicia • Servicios Auxiliares • Terreno • Puesta en marcha	• Ingeniería y supervisión • Honorarios contratistas • Contingencias

6.2.1 Inversión en equipos

Uno de los principales componentes de la inversión es el capital necesario para adquirir los equipos principales para llevar adelante el proceso. Debido a que estos presentan distintas características constructivas, como materiales y dimensiones, así como también diferentes condiciones operativas (principalmente de presión y temperatura), se obtendrían costos muy variables según sea el proveedor. Como una primera aproximación, se propone utilizar un estimador de costos. A continuación, en la Tabla 6.3, se detallan los valores estimados para cada equipo, utilizando el software de estimación de costos desarrollado por McGraw Hill Higher Education [6.1], junto con el factor utilizado para estimar su instalación y traslados del equipo. Además, se tuvo en cuenta que la página web se encuentra desactualizada; por lo que se procedió a modificar por factor de tiempo el costo de los equipos utilizando Índice para equipos de Procesos (Marshall & Swift Equipment Cost Index [6.2]).

Además de lo anterior mencionado, debe considerarse la instalación de los equipos, sus traslados y seguros. Esta consideración se realiza mediante un factor que varía entre 1.10 y 1.55, dependiendo de la complejidad del equipo. Para equipos considerados complejos se

tomó un factor de 1.55, para equipos de complejidad media 1.275; y para equipos “simples”, 1.10

Tabla 6.3. Valores finales de cada equipo.

Equipo	Precio FOB a 2021 (USD)	Factor utilizado	Inversión instalado (USD)
Reactor	547.151	1,55	848.084,05
Separador flash	60.000	1,10	66.000,00
Centrífuga	142.589	1,275	181.800,98
Torre destilacion 1	59.637	1,55	92.437,35
Torre destilación 2	83.804	1,55	129.896,20
Torre destilación 3	89.587	1,55	138.859,85
Torre enfriamiento agua	125.00	1,275	159.375,00
Caldera	280.000	1,275	357.000,00
Compresor	151.779	1,55	235.256,65
Tanque agitado inyección catalizador	21.832	1,10	24.015,20
Inyector	25.610	1,275	32.652,75
E-1	15.116	1,1	16.627,60
E-2	11.585	1,1	12.743,50
E-3	12.325	1,1	13.557,50
E-4	9.389	1,1	10.327,90
E-5	9.204	1,1	10.124,40
E-6	8.517	1,1	9.368,70
E-7	9.343	1,1	10.277,30
Bomba Ácidos	15.849	1,275	20.207,48
Bomba Reciclo alcoholes	19.068	1,275	24.311,70
Absorbedor 1	143.662	1,275	183.169,05
Absorbedor 2	143.662	1,275	183.169,05

De esta forma el costo total de equipos instalados IE resulta en:

$$IE = 2.759.262{,}19 \text{ USD}$$

6.2.2 Estimación de la Inversión Fija por el método de los factores

Existen diversos métodos para poder estimar la Inversión Fija requerida para un proyecto. Entre estos, se destaca el método de estimación por factores, propuesto por Chilton en 1949. Este método permite una determinación de la Inversión Fija con un error de un 15% aproximadamente.

El método parte de considerar el precio de los equipos instalados (IE), para luego multiplicarlo por la suma de los factores correspondientes a los componentes de la inversión directa e indirecta.

$$IF = IE \cdot (1 + \Sigma fid) \cdot (1 + \Sigma fii) \qquad \text{[Ec. 6.2]}$$

Estos factores se ven reflejados en la Tabla 6.4.

Tabla 6.4. Factores como fracción de IE para la inversión directa y para la indirecta.	
Para la inversión directa	
Tuberías de proceso	**f1d**
Proceso de sólidos	0,07 - 0,1
Proceso mixto	0,1 - 0,3
Proceso de fluidos	0,3 - 0,6
Instrumentación	**f2d**
Control poco automatizado	0,02 - 0,05
Control parcialmente automatizado	0,05 - 0,1
Control complejo, centralizado	0,1 - 0,15
Edificios de fabricación	**f3d**
Construcción abierta	0,05 - 0,2
Construcción semiabierta	0,2 - 0,6
Construccion cerrada	0,6 - 1
Plantas de servicios	**f4d**
Escasa adición a las existentes	0 - 0,05
Adición considerable a las existentes	0,05 - 0,25
Totalmente nuevas	0,25 - 1
Conexión entre unidades	**f5d**
Entre unidades de servicios	0 - 0,05
Entre unidades de proceso separadas	0,05 - 0,15
Entre unidades de proceso dispersas	0,15 - 0,25
Para la inversión indirecta	
Ingeniería y construcción	**f1i**
Ingeniería inmediata	0,2 - 0,35
Ingeniera compleja	0,35 - 0,5
Factores de tamaño	**f2i**
Unidad comercial grande	0 - 0,05
Unidad comercial pequeña	0,05 - 0,15
Unidad experimental	0,15 - 0,3
Contingencias	**f3i**
De la compañía	0,1 - 0,2

Variaciones imprevistas	0,2 - 0,3
Procesos exploratorios	0,3 - 0,5

Como se mencionó arriba, el análisis se realiza a partir de la inversión de los equipos principales instalados. A la hora de calcular la inversión necesaria, se debe tener en cuenta que, si el equipo es importado, el capital requerido es aquel para afrontar los gastos de importación, seguros y traslados marítimos; y un porcentaje extra relacionado con la instalación y traslados del equipo. Este porcentaje varía con la complejidad del equipo, siendo de un 10% para los equipos más sencillos, hasta un 55% para los más complejos.

6.2.2.1 Factores seleccionados

En el siguiente punteando se pueden ver los factores seleccionados por el equipo de trabajo:

- **Tuberías de proceso (fid):** Dado que en gran mayoría se trabaja con fluidos dentro de la planta, se opta por un valor de 0,45.
- **Instrumentación (f2d):** El proceso, dadas sus condiciones de operación, requiere un gran control sobre el mismo, por lo que se toma un valor de 0,15.
- **Edificios de fabricación (f3d):** La gran mayoría de los equipos se ubican dentro del interior de la nave industrial, quedando por fuera algunos pocos equipos. Se decide tomar un valor de 0,6.
- **Plantas de servicios (f4d):** Al encontrarse la nave dentro de un parque industrial, la gran mayoría de los servicios ya se encuentran dentro del complejo. Se toma un valor de 0,25.
- **Conexión entre unidades (f5d):** Dado que solo hay que conectarse a la red de servicios y se considera que la zona del reactor y de rectificación de los productos se encuentran ligeramente separadas, se toma un valor de 0,07.
- **Ingeniería y construcción (f1i):** Se considera que la ingeniería es compleja. El factor toma un valor de 0,45.
- **Factor de tamaño (f2i):** Se considera que la planta, debido a su capacidad y a que es una ampliación de una planta ya existente, se ubica dentro de una unidad comercial pequeña, tomando así el factor un valor de 0,1.
- **Contingencias (f3i):** Se considera que dentro de la construcción y puesta en marcha pueden surgir variaciones imprevistas, por lo que el valor de este factor es de 0,25.

En la Tabla 6.5 se resumen los valores seleccionados para cada factor.

Tabla 6.5. Valor de cada factor.	
Directa	
Tuberías de proceso	0,45
Instrumentación	0,15
Edificios de fabricación	0,6
Plantas de servicios	0,25
Conexión entre unidades	0,07
Indirecta	
Ingeniería y construcción	0,45
Factor de tamaño	0,1
Contingencias	0,25

6.2.2.2 Inversión Fija

De esta forma, utilizando la fórmula de la ecuación 6.2, se calcula la Inversión Fija como:

$$IF = IE \cdot (1 + 0{,}45 + 0{,}15 + 0{,}6 + 0{,}25 + 0{,}07) \cdot (1 + 0{,}45 + 0{,}1 + 0{,}25) \quad \text{[Ec 6.3]}$$

$$IF = 12.516.013{,}29\ USD$$

6.2.3 Estimación de la inversión en capital de trabajo

El capital de trabajo (Iw) es la cantidad de dinero necesaria para afrontar compromisos en el corto plazo, más precisamente al comienzo de la vida útil. Este capital puede ser de origen propio o bien crediticio.

La estimación de este capital puede llevarse adelante de varias formas, entre las cuales se puede destacar la que se va a llevar adelante en el presente trabajo. Para esto basta con conocer los costos de producción sin depreciación, durante un determinado período de tiempo, a partir del cual se considera que se van a percibir ganancias. Tomando un periodo de gracia de 6 meses operando la planta a un 100% de su capacidad nominal, la inversión en capital de trabajo resulta:

$$Iw = 16.550.172{,}97\ USD$$

6.2.4 Terreno

Para poder calcular la inversión total es importante conocer el valor del terreno. El terreno es el espacio físico donde se radica la planta productiva. Este espacio tiene en cuenta toda el área ocupada por los equipos, como así también vestuarios, oficinas administrativas, comedores, baños, espacios de descanso de uso común, y espacio abierto; entre otros.

La estimación del área ocupada por los equipos y por sus operarios se realiza por el método de las áreas de trabajo, también conocido como método de Guerchet [6.3]. El autor establece que el espacio de operación de cada equipo está compuesto por la suma de la superficie estática (Ss), la superficie gravitacional (Sg) y la superficie de evolución (Se).

$$Área\ de\ operación\ (m^2) = Ss\ (m^2) + Sg\ (m^2) + Se\ (m^2)$$ [Ec 6.4]

La superficie estática está relacionada con las dimensiones de los equipos, mientras que la superficie gravitacional es el espacio requerido por los operadores para llevar adelante su tarea. Este último se obtiene del producto de la superficie estática y la cantidad de lados/caras en las cuales se encuentran los operaciones. La superficie de evolución hace referencia a los espacios que deben dejarse entre los puestos de trabajo para los desplazamientos de los trabajadores y la manipulación o almacenamiento de piezas y mercancías; y se obtiene de la siguiente forma:

$$Se = (Ss + Sg) \cdot K$$ [Ec 6.5]

Donde “K” es un factor que depende del tipo de industria. Bibliográficamente se encontró que, para industrias oleoquímicas, el factor toma un valor de entre 2 y 3. Para continuar con el análisis, se decide utilizar un valor de K=2,5.

Dado que varios equipos del presente estudio se diseñaron como cilindros, se toma para el análisis del método que cuentan con 2 lados operables.

Tabla 6.6. Área de operación de cada equipo.					
Equipo	**Ss (m^2)**	**Lados de operación**	**Sg (m^2)**	**Se (m^2)**	**Área operación (m^2)**
Reactor	9,35	2	18,7	70,125	98,175
Bomba ácidos	1	4	4	12,5	17,5
Bomba reciclo	1	4	4	12,5	17,5
Separador Flash	8,05	2	16,1	60,375	84,525
Torre destilacion 1	0,45	2	0,9	3,375	4,725
Torre destilación 2	0,9	2	1,8	6,75	9,45
Torre destilación 3	5,27	2	10,54	39,525	55,335
E-1	4,44	2	8,88	33,3	46,62
E-2	4,49	2	8,98	33,675	47,145
E-3	4,49	2	8,98	33,675	47,145
E-4	4,49	2	8,98	33,675	47,145
E-5	4,49	2	8,98	33,675	47,145
E-6	4,49	2	8,98	33,675	47,145
E-7	4,49	2	8,98	33,675	47,145
Compresor	6,6	4	26,4	82,5	115,5
Caldera	5	4	20	62,5	87,5
Tanque agitado	2,54	2	5,08	19,05	26,67
Tanque de almacenamiento cónico	1,2	2	2,4	9	12,6
Torre de absorción 1	1,54	2	3,08	11,55	16,17
Torre de absorción 2	1,54	2	3,08	11,55	16,17
Centrífuga	2,2	4	8,8	27,5	38,5

Con los resultados expuestos en la tabla anterior, se obtiene una superficie de operación de 930 m^2. Con el fin de tener en cuenta las cuestiones expuestas en el primer párrafo de esta sección (y a modo de no subestimar el tamaño del terreno), se decide multiplicarlo por un factor 3. Resultando de esta manera en un terreno de 2790 m^2.

Como se mencionó en el capítulo 1, la ubicación de la planta será en el parque industrial Villa del Luján, el cual se encuentra en Gral. Heredia 3220, en la localidad de Gerli, Provincia de Buenos Aires, Argentina. El valor promedio de terreno industrial para venta en la zona es de 90 USD/m^2 . [6.4]

La inversión requerida para adquirir el terreno es de 251.100 USD.

6.2.5 Inversión total

En base a lo expuesto anteriormente la Inversión Total (IT) resulta en:

$$IT = IF + Iw + Itereno = 29.317.286{,}26\ USD \qquad \text{[Ec. 6.6]}$$

6.3 Costos de producción

Los costos de producción o costos operativos representan la cantidad de dinero requerida para obtener un bien o un servicio, por un período de tiempo dado. Estos pueden ser clasificados, en base a si varían con el nivel de producción o no, en Costos Fijos (CF) y Costos Variables (CV).

Tabla 6.7. Tipos de costos involucrados en cada categoría

Costos Fijos	Costos Variables
• Costos de Inversión (depreciación, impuestos y seguros). Aquí se incluiría también financiación externa pero no la hay en este proyecto, dado que se utiliza todo dinero propio. • Costo de Ventas y Distribución • Costo de Dirección y Administración • Costos de Investigación y Desarrollo	• Costo de Materia prima (MP) • Costo de envases • Costo de Mano de Obra directa (MO) • Costo de supervisión • Costo de servicios • Costo de mantenimiento • Costo de suministros • Costo de laboratorio • Costos de regalías y patentes

Estos costos pueden ser estimados, y la dificultad de dicha estimación radica en qué tan bien se conoce cada costo.

6.3.1 Costos Variables

6.3.1.1 Costo de materia prima (MP)

6.3.1.1.1 Ácidos Grasos

Para determinar el costo de AG, se tiene en cuenta las siguientes que:

- Que el AG es producido en otro sector de la fábrica
- Que los AG no ingresan a la etapa de purificación
- Que la estructura de costos para producir y purificar AG ya fue realizada, resultando en un costo unitario de 489,64 USD/ton.

Con lo mencionado en los puntos 1 y 2, no se tuvieron en cuenta los costos de envases ni distribución y desarrollo, y se recalculó con los datos brindados por Marascio et al. el costo de producción para los AG que son insumo para el presente proceso. El resultado del análisis brinda un costo unitario de AG de 288.2 USD/ton.

$$Costo\ anual\ de\ AG\ =\ 288.2 \frac{USD}{ton}\ x\ 30660\ \frac{ton}{año} =\ 8.836.212\ \frac{USD}{año}$$

6.3.1.1.2 Catalizador

Tras hacer un sondeo del mercado, inicialmente se han encontrado empresas cuyo cromito de cobre estaba siendo vendido entre 50 y 80 USD/kg. Una mejor opción que se encontró luego fue el precio de 41,2 USD/kg de la empresa china Chongqing Chuandong Chemical Group Company [6.5]. Finalmente, se encontró el precio óptimo de catalizador a 1000 rupias indias por kilo (el equivalente a unos 14 USD/kg con la cotización a la fecha del 2/2/2022) [6.6]. Si bien al principio no se encontró explícitamente la capacidad de producción de la empresa Dev Coatings & Catalysts LLP que lo produce, se indagó la página principal de la misma [6.7] y, al ver que se dedican seriamente a la producción de diversos tipos de catalizadores, se concluyó que puede ser un proveedor confiable y con capacidad de abastecer nuestra planta con la cantidad de sólido requerido según el diseño realizado.

Recordando lo estudiado en el capítulo 2, el caudal global de catalizador es de unos 806.600 kg/año (alrededor de 806,6 ton/año). Esto da como resultado

$$Costo\ anual\ de\ catalizador\ =\ 806.600\,\frac{kg}{año}\ x\ 14\,\frac{USD}{kg}=\ 11.292.400\,\frac{USD}{año}\quad \text{[Ec. 6.7]}$$

Esto es teniendo en cuenta ya a la planta en estado estacionario, pero hay una carga de catalizador adicional que podría ser tenida en cuenta para ser objetivos con las estimaciones; esta sería la carga inicial que se utiliza en la puesta en marcha de la planta hasta que se alcanza el estado estacionario.

6.3.1.1.3 Hidrógeno

Respecto al gas que alimenta al reactor, se ha encontrado una página que recopiló precios de hidrógeno industrial en distintos puntos del planeta en el año 2021, y los ha condensado en una tabla como la que se presenta a continuación (Tabla 6.8). [6.8]

Tabla 6.8. Precios del hidrógeno.

Empresa	Precio hidrógeno (USD/kg)
Aman (Mauritania)	3,18
HNH (Chile)	3,2
Helios (Arabia Saudita)	3,33
Beijing Jingneng (China)	3,53
Western Green Energy Hub (Australia)	3,53
Asian Renewable Energy Hub (Australia)	3,63
Unnamed project (Omán)	3,7
SeaH2Land (Países bajos)	5,75

Se observa que varía dentro de un rango de 3,18 a 5,75 USD/kg, por lo que se procede a tomar el promedio como referencia para el análisis económico.

$$Precio\ de\ hidrógeno\ =\ 4{,}5\,\frac{USD}{kg}$$

$$Costo\ anual\ de\ hidrógeno\ =\ 728.320\,\frac{kg}{año}\ x\ 4{,}5\,\frac{USD}{kg}=\ 3.277.440\,\frac{USD}{año}$$ [Ec. 6.8]

Lo que se volvió interesante, es que el país vecino Chile parece tener uno de los menores precios de hidrógeno, y se ha encontrado que invirtió millones de dólares en producción de *hidrógeno verde*; proyectos tales como Enel Green Power, Linde, ENGIE, Air Liquide, GNL Quintero y CAP [6.9]. Si bien las empresas en sí no suelen brindar información pública sobre sus precios, Chile se ve como una buena oportunidad para comprar hidrógeno económico y teniendo que invertir quizás menos dinero en cuestiones logísticas debido a la cercanía entre territorio chileno y nuestra planta. Será una cuestión a profundizar más adelante de ser llevado a cabo el proyecto.

6.3.1.1.4 Resumen de costos

En la Tabla 6.9, se pueden apreciar las cantidades de materia prima en ton/año, obtenidas a partir de datos del capítulo 1 y 2 de este trabajo (3,5 ton/h de ácidos grasos; 82 kg/h de hidrógeno; y 828,76 ton/año de catalizador) y sus correspondientes costos.

Tabla 6.9. Cantidades y costos de las diferentes MP.

Materia Prima	Cantidad (ton/año)	Costo (USD/año)
Ácidos Grasos	30.660	8.836.212
Hidrógeno	728,32	3.277.440
Catalizador	828,76	11.602.584

6.3.1.2 Costo de envases

Dado que los alcoholes grasos producidos a temperatura y presión ambiente tienen un aspecto y una consistencia similar a una cera o crema, se toma la decisión de ofrecerlos al mercado en contenedores cilíndricos de 1 m^3 de capacidad producidos por la empresa ENPA SA [6.10]. Cada recipiente tiene un costo de 130 USD.

Figura 6.1. Visual de la familia de recipientes cilíndricos ofrecida por ENPA.

El recipiente es de base plana, cuenta con tapa a presión y con un anillo metálico con manija y tiene las siguientes medidas:

Tabla 6.10. Dimensiones del envase.	
Diámetro interior	1100 mm
Diámetro collar	1210 mm
Altura hasta collar	1090 mm
Altura total	1210 mm

La producción anual es de 127,76 m^3 para alcohol miristílico, 8.453,63 m^3 de alcohol cetílico y 23.259,83 m^3 de estearílico. Tomando el entero siguiente para el cálculo, el costo anual en envases resulta en:

$$C_{envases} = 130 \frac{USD}{m^3} \; x \; (128 + 8454 + 23260) = 4.139.460 \, USD \qquad \text{[Ec.6.9]}$$

Teniendo en cuenta este producto y este proveedor, se verá que este costo representa un 12,51% de la estructura global de costos (véase Tabla 6.3 de la sección 6.3.3). Si bien puede considerarse que es un porcentaje un tanto elevado, la posibilidad de diseñar un sistema logístico que permita que los envases sean retornables puede que ayude a disminuir el costo anual de envases. De todas maneras, en esta instancia de prefactibilidad, se decide utilizar el costo anual calculado en la ecuación 6.9 para el análisis de rentabilidad del proyecto, y la viabilidad de establecer el sistema logístico de envases retornables se analizará en una instancia posterior de ser puesto en marcha el proyecto.

6.3.1.3 Costo de Mano de obra directa (MO)

Uno de los factores determinantes del costo de un proceso productivo es la mano de obra. Dentro de esta sección se tiene en cuenta solamente la mano de obra directa, es decir la de aquellos operarios o trabajadores que operan los equipos.

Wessel (Figura 6.2) desarrolló un método para poder determinar las necesidades de mano de obra por etapa identificable del procesos en función de la producción diaria.

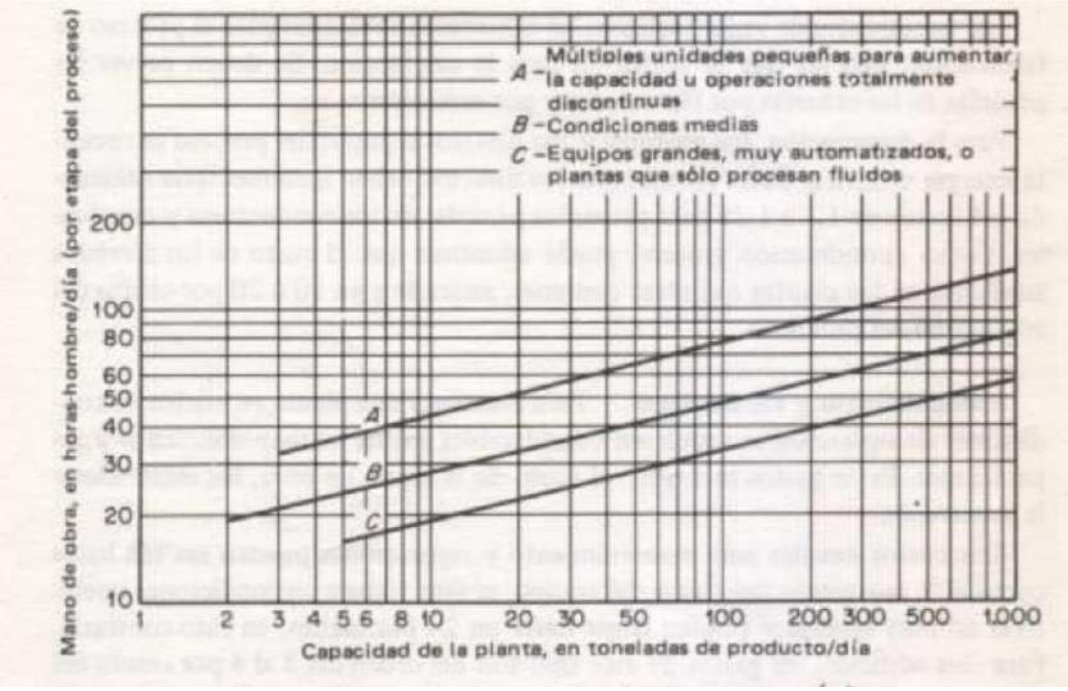


Figura 6.2. Método de Wessel.

En base a la capacidad nominal de nuestro proceso, la producción diaria de alcholes grasos es de 70 ton/día. Considerando que los equipos son grandes y que el proceso se encuentra muy estudiado, la mano de obra necesaria por etapa resulta en 30 hh/día por etapa de proceso.

Para el cálculo de las horas de mano de obra diarias, se consideran 6 etapas: la operación del reactor, la operación del separador flash y la centrífuga, la inyección de catalizador, las torres de destilación, el compresor de hidrógeno y la operación de la caldera. De esta forma por día se requieren 180 HH. Si se considera que por día se tienen 3 turnos de trabajo (de 8 horas cada uno), se desprende que por turno se debe contar como mínimo con 8 personas. Además, debe tenerse en cuenta que las personas no trabajan todos los días y estos espacios deben ser cubiertos. Para cubrir esto se opta por un sistema de 6x2; donde los operarios

trabajan 6 días y descansan 2. De esta forma, basta con contratar una cantidad de personas equivalente a un turno de trabajo. En base a lo anterior, es necesario contratar 32 personas.

En la Argentina, según informa la FEDERACIÓN DE SINDICATOS DE TRABAJADORES DE INDUSTRIAS QUÍMICAS Y PETROQUÍMICAS DE LA REPÚBLICA ARGENTINA [6.11], un operario percibe un total de 320 ARS por hora. En la Argentina, las cargas sociales representan el 43% [6.12], resultando en un costo de 457,6 ARS por hora. Tomando un valor de dólar estadounidense de 108 ARS, el costo por hora de mano de hora resulta en 4,237 USD.

Por lo tanto el costo anual de mano de obra es de 395.905,28 USD.

6.3.1.4 Costo de supervisión

Este componente del costo comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las operaciones realizadas en la planta. El costo de supervisión puede considerarse entre el 10-25% del costo de la mano de obra directa. Para el caso de estudio se decide tomar el valor medio (17,5%).

El costo de supervisión anual resulta en 69.283,424 USD.

6.3.1.5 Costo de servicios

6.3.1.5.1 Energía eléctrica

Dada la ubicación de la nave en la localidad de Gerli, el proveedor de energía eléctrica es EDESUR. Según la normativa vigente del Ente Regulador de la Electricidad, el consumo de la planta cae dentro de las Grandes Demandas. EDESUR informa que el gasto en electricidad está conformado de la manera que muestra la Tabla 6.10.

Tabla 6.10. Gastos en electricidad según cargo.

Concepto	Costo
Cargo fijo	5.404,2 ARS/mes
Cargo por potencia contratada	373,43 ARS/kW-mes
Cargo por potencia adquirida	62,43 ARS/kW-mes
Cargo Variable Pico	2,646 ARS/kWh
Cargo Variable Resto	2,537 ARS kWh
Cargo Variable Valle	2,427 ARS/kWh

Según EDESUR, el horario conocido como pico se da entre las 18 y las 23 hs (5 horas), el horario conocido como valle nocturno entre las 23 y las 05 hs (6 horas); y resto se da entre las 5 y las 18 hs (13 horas). Para tener en cuenta las franjas horarias, se realiza un promedio ponderado para la evaluación del cargo variable.

$$Cargo\ Variable\ = \frac{5 \cdot 2{,}646 + 6 \cdot 2{,}427 + 13 \cdot 2{,}537}{24} = 2.532\ ARS/kWh \qquad \text{[Ec 6.10]}$$

Como se mencionó en el capítulo 5, el consumo de la planta es de 1192 kW. De esta forma, a lo largo del año se consumen 37.619.520.000 kJ. Además, 1 kWh equivale a 3600 kJ y un kW-mes a 2.592.000 kJ. Sumando los cargos fijos con los variables, se llega a un costo anual de energía eléctrica de:

$$C_{EE1} = \frac{consumo\ anual}{3600} \cdot 2{,}532\ + \frac{consumo\ anual}{2592000} \cdot (373{,}43 + 62{,}43) + 5404.2\ \cdot 12 \qquad \text{[Ec. 6.11]}$$

$$C_{EE} = \frac{C_{EE1}}{108\ ARS/USD} = 304.165{,}33\ USD$$

6.3.1.5.2 Agua

Por la ubicación de la planta, la empresa proveedora de este servicio es Agua y Saneamiento Argentinos S.A. (AySA). El costo del servicio es por m^3 de agua consumida y se encuentra dentro de la categoría “NO Residencial” por tratarse de una actividad industrial.

$$C_{Agua} = 2{,}651\ \frac{m^3}{h} \cdot 8760 \frac{h}{\text{año}} \cdot 25{,}58\ \frac{ARS}{m^3} \cdot \frac{1\ USD}{108\ ARS} = 5.500{,}35\ USD \qquad \text{[Ec. 6.12]}$$

6.3.1.5.3 Gas

El operador de Gas Natural de la zona es MetroGAS. Por utilizar mensualmente 11.059,2 m^3 mensuales, y no tener un fin doméstico, se encuadra dentro de la categoría de cliente ‘FD’.

La tarifa de consumo de gas tiene dos componentes, uno fijo y otro variable (Tabla 6.11).

Tabla 6.11. Consumo de gas.

Concepto	Costo
Cargo Fijo	48.314,95 ARS/mes
Cargo Variable	10,005 ARS/m3

De esta forma, el Costo anual de gas natural resulta en:

$$C_{GN} = 12 \frac{mes}{\text{año}} \cdot (48.314{,}95\ \frac{ARS}{mes} + 11.059{,}2 \frac{m^3}{mes} \cdot 10{,}005 \frac{ARS}{m^3}) \cdot \frac{1\ USD}{108\ ARS} = 17.662{,}47\ USD$$

6.3.1.5.4 Tabla resumen

A partir de los datos obtenidos en las secciones anteriores se obtiene la Tabla 6.12 como resumen de los costos en servicios.

Tabla 6.12. Costos de servicios.

Servicio	Consumo anual	Costo Anual (USD)
Energía eléctrica	37.619.520.000 kJ	304.165,33
Agua	23.222,76 m^3	5.500,35
Gas	132.710,5 m^3	17.662,47

6.3.1.6 Costo de Mantenimiento

Este rubro incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones a debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento. Una buena práctica es estimar este costo anual como un 2% a 3% del capital de equipos instalados.

Tomando de referencia el valor medio de intervalo (2.5%) el costo de mantenimiento anual resulta en 312.900,33 USD.

6.3.1.7 Costo de suministros

Incluye los materiales usados por la planta industrial excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. A modo de ejemplo, se incluyen es este rubro los aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos, material para limpieza. Suele estimarse a partir de la Inversión Fija, entre un 0.5% y un 1% de la misma.

Utilizando el valor medio del intervalo, los costos de suministros anuales resultan en 93.870.1 USD.

6.3.1.8 Costo de Laboratorio

Los gastos por laboratorio incluyen el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. Si no se conocen los costos, *a priori* se los puede estimar como un 2% a 20% de la mano de obra directa.

Dado que se deben analizar y estudiar diversas muestras, tales como las composiciones de los destilados, de los efluentes, el estado del catalizador que egresa del separador centrífugo, la pureza del catalizador nuevo y de la sílica gel de los absorbedores, se decide tomar un porcentaje un poco más elevado que el valor medio del intervalo. De esta manera, se definen los costos de laboratorio como el 13% de la mano de obra directa.

Por lo tanto, el costo de laboratorio anual resulta en 51.467.68 USD.

6.3.1.9 Costo variable unitario

Una vez calculados los costos de cada uno de los componentes de los costos variables, se procede a determinar cuál es el costo variable por unidad. Para ello, se divide el costo variable total por la producción anual (en toneladas). De esta manera, se obtiene el costo variable por tonelada producida.

$$CVU = \frac{CVT}{producción\ anual} = \frac{29.106.450{,}97\ USD/año}{25.857{,}96\ ton/año} \qquad \text{[Ec. 6.13]}$$

$$CVU = 1.125{,}63\ USD/ton$$

6.3.2 Costos fijos

6.3.2.1 Costos de Inversión

6.3.2.1.1 Costo de depreciación

Depreciación significa una disminución en el valor. La mayoría de los bienes van perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. Los bienes de producción comprados recientemente tienen la ventaja de contar con las últimas mejoras y operan con menos posibilidades de roturas o necesidad de reparaciones. Excepto para posibles valores de antigüedad, el equipo de producción gradualmente se transforma en menos valioso con el uso. En nuestro país, la legislación permite depreciar únicamente mediante el método de la línea recta, donde su costo se define como:

$$C_D = e \cdot (IF - L) \qquad \text{[Ec. 6.14]}$$

Donde e es un parámetro constante relacionado con los años de vida útil del proyecto, en nuestro caso:

$$e = \frac{1}{n} = \frac{1}{20} = 0.05$$

y IF es la inversión fija y L es el valor residual, el cual se lo considera como el 10% de la inversión fija. De esta forma, el costo anual de depreciación es:

$$C_D = 0.05 \cdot (0.9 \cdot IF) = 563.220{,}59\ USD$$

6.3.2.1.2 Costo de impuestos

Los costos de impuestos corresponden a impuestos fijos a la propiedad y no incluyen los impuestos sobre la ganancia. Este costo varía de acuerdo a las leyes. Además, depende del lugar donde esté ubicada la planta. Su valor se estimó como un 1,5 % de la Inversión fija.

El costo anual de impuestos se estimó en 1.652.886,81 USD.

6.3.2.1.3 Costo de seguros

Este costo engloba todos los seguros necesarios para la propiedad, para los productos y para los operarios de la planta. Se estima generalmente entre un 0,5% y un 1 % de la Inversión. Para su estimación se tomó el valor promedio de 0,75%.

De esta forma, el costo anual de seguros es de 93.870,1 USD.

6.3.2.2 Costos de ventas y distribución

Estos costos abarcan la logística necesaria para el transporte de los productos terminados. Su valor suele encontrarse entre el 1 y el 5% del ingreso anual por ventas. Es por ello que, llegados a este punto, se debe calcular cuánto será el ingreso por ventas. Estos costos son fijos y se calculan en base al 100% de utilización de planta.

Tomando un porcentaje de 3% para el cálculo, los costos anuales resultan en:

$$C_{VyD} = 55.096.227{,}24 \cdot 0.03 = 1.652.886{,}81\ USD$$

6.3.2.3 Costos de administración y dirección

Dentro de este ítem se incluye el costo del personal encargado de la dirección de la planta y de los empleados administrativos. Suele estimarse como un 20 a 40% del costo de mano de obra directa. Para el cálculo se opta por el valor medio.

Los costos de administración y dirección son entonces de 118.771,58 USD.

6.3.2.4 Costos de Investigación y desarrollo

Este costo tiene en cuenta todo lo relacionado a la innovación de los productos y de los procesos. Usualmente se estima entre un 0,5 y un 5% del ingreso por ventas. Dado que la industria está siendo estudiada desde hace décadas, muchos de los procesos se encuentran estudiados.

Tomando un 2,5% para el cálculo, el costo anual de investigación y desarrollo resulta en: 1.377.405,68 USD.

6.3.3 Estructura de costos

En la Tabla 6.13 se resumen los costos con el porcentaje de impacto de cada uno:

Tabla 6.13. Resumen de costos.

Concepto	Costo Anual (USD)	%
Costos Variables		
Materia prima (MP)	23716236	71.65
Envases	4139460	12.51
Mano de obra (MO)	395905.28	1.20
Supervisión	69283.424	0.21
Servicios	327328.15	0.99
Mantenimiento	312900.3323	0.95
Suministros	93870.09968	0.28
Laboratorio	51467.6864	0.16
Costos Fijos		
Inversión	844830.8971	2.55
Ventas	1652886.81	4.99
Administración	118771.584	0.36
Investigación y Desarrollo (I&D)	1377405.68	4.16

El principal componente de los costos de producción es la materia prima. Resulta interesante analizar a posteriori cómo afecta una variación en ellos (y en menor medida, en los costos de los envases) en la rentabilidad del proyecto.

6.4 Tiempo de ejecución del proyecto

Otra cuestión relevante a hora de pensar en un proyecto, es el tiempo en el cual se va a desarrollar el mismo hasta que puede utilizarse como fue pensado. Bibliográficamente, se recomienda estimar los plazos por analogía con proyectos similares. Se encontró que la duración mínima para proyectos de ingeniería química es de 24 meses.

En el diagrama de la Figura 6.3, se puede observar el itinerario y el tiempo estimado hasta la entrega de la planta lista para operar; es decir, se tendrá en cuenta en el diagrama casi el primer año de operación de la planta.

Figura 6.3. Tiempo estimado para cada tarea.

6.5 Factibilidad económica

6.5.1 Precio de venta

En la sección 1.7.3 se habló un poco de los precios de importación a comienzos del año 2020. Con dicha información, los precios para alcohol estearílico y cetílico resultarían en 1673 y 1512 USD/ton, respectivamente. Se han encontrado gráficos de variación temporal de precios actualizada a mediados/fines del año 2021, y en todas se ha observado que efectivamente a principios de 2020 los precios rondaban cifras de entre 1600 y 1800 USD/ton, pero que actualmente el costo por tonelada ya ha superado los 2000 USD para todos los alcoholes grasos de interés. Los valores presentes en la Tabla 6.14 son resultado entonces de la búsqueda de precios más recientes.

Tabla 6.14. Precio de venta de cada alcohol. [6.13]

Producto	Precio (USD/ton)
Alcohol Estearílico	2130
Alcohol Cetílico	2130
Alcohol Miristílico	2310

En base a los precios expuestos, puede determinarse el Margen Bruto (MB) para cada alcohol (Tabla 6.15).

Tabla 6.15. Margen Bruto para cada alcohol.

Producto	MB (%)
Alcohol Estearílico	39,9
Alcohol Cetilico	39,9
Alcohol Miristilico	46,4

6.5.2 Punto de equilibrio

El punto de equilibrio se define en base la producción mínima necesaria para que la empresa no incurra en pérdidas, de este modo:

$$0 = Pv * Neq \ - CVu * Neq - CFT \qquad \text{[Ec.6.15]}$$

En donde Pv es el precio de venta de los productos principales, CVu son los costos variables por tonelada, CFT representan los costos fijos totales y Neq representa la producción en el punto de equilibrio en toneladas.

De la ecuación antes descrita y conociendo los costos y el precio de venta del producto, se puede determinar el porcentaje de utilización de la planta

$$\frac{Producción\ en\ punto\ de\ equilibrio}{Capacidad\ nominal} \qquad \text{[Ec.6.16]}$$

para el cual no se incurre en pérdidas. Para el caso de estudio, el punto de equilibrio se encuentra con una utilización de planta del 15,37%.

6.5.3 Estudio rentabilidad

Para estudiar la factibilidad económica del proyecto se usan 3 métodos, los cuales permiten extraer diferentes conclusiones. Los métodos a utilizar son:

- Valor presente
- Tiempo de repago
- Tasa Interna de Retorno

A modo de unificar definiciones, se toma flujo de caja (FC) como la diferencia entre los ingresos obtenidos por ventas, los costos de producción y del impuesto a las ganancias.

En la República Argentina existen 3 escalafones para el pago de este impuesto (Tabla 6.16).

Tabla 6.16. Impuestos según ingresos.	
Ingresos (USD/año)	**Carga fiscal (%)** [6.14]
Menor a 23.000	30,25
Entre 23.000 y 227.270	34,90
Superiores a 227.270	39,55

Para el siguiente análisis se propone el esquema de utilización de planta representado en la Tabla 6.17.

Tabla 6.17. Esquema de utilización de la planta.			
Año 1	**Año 2**	**Año 3**	**Años 4-20**
70%	80%	90%	100%

En base a estos valores, el ingreso mínimo anual percibido por la empresa es de 38.567.359,07 USD, encontrándose en el tercer escalafón. En la Tabla 6.18 se evalúan los ingresos por ventas esperados en cada año:

Tabla 6.18. Ingresos por ventas por año (USD).			
Año 1	**Año 2**	**Año 3**	**Años 4-20**
38.567.359,07	44.076.981,79	49.586.604,52	55.096.227,24

6.5.3.1 Cuadro de usos y fuentes

Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Fuentes																				
Propio	29317286																			
Ventas	385673597.07	440768981.79	495864804.52	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24
A	67384645	440768981.79	495864804.52	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24	550962227.24
Usos																				
Fijo	12767113																			
Trabajo	165501729.7																			
Costos	243684110.65	272790955.75	301897700.85	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4
B	53885697	272790955.75	301897700.85	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4	331003459.4
BNAI	14198948	167979326.04	193986903.67	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3	219956881.3
Impuestos	56085584.624	66351580.787	76617776.95	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112	86883973.112
BN	8590364	101627145.26	117335126.72	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18	133075908.18
Depreciacion	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981	574520.0981
FC	9164804	107372653.5	123096846.82	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28	138820039.28

6.5.3.2 Valor Presente (VP)

El Valor Presente es conocido por ser un método dinámico, que compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. Supone igualdad de oportunidades para la reinversión de los flujos de caja a una tasa de interés asignada previamente.

Para el cálculo, en esta oportunidad, se toma la tasa de interés o estándar financiero un valor de 8,4%, que corresponde a la ganancia histórica del índice S&P 500.

Se puede afirmar que, si el valor presente de los flujos de caja es mayor que el valor de la inversión total, entonces el proyecto es aceptable. Es decir, este método plantea que el proyecto debe aceptarse cuando su VP sea superior a cero, ya que indica que genera ese monto de dinero remanente sobre lo mínimo exigido. En caso de ser menor a cero se debe rechazar, ya que esa es la cantidad de dinero faltante para que el proyecto reditúa lo exigido por el inversionista.

$$VP = \$87{,}410{,}445.19\ USD$$

6.5.3.3 Tiempo de repago

El tiempo de repago es un método estático para determinar en qué momento de la vida útil del proyecto se recupera la inversión inicial. El método plantea que si el tiempo donde los flujos de caja acumulados se iguala a 0 es menor que la mitad de la vida útil del proyecto, este debe aceptarse.

En la Figura 6.4 se puede observar en qué tiempo se tiene la recuperación de la inversión para el caso de estudio.

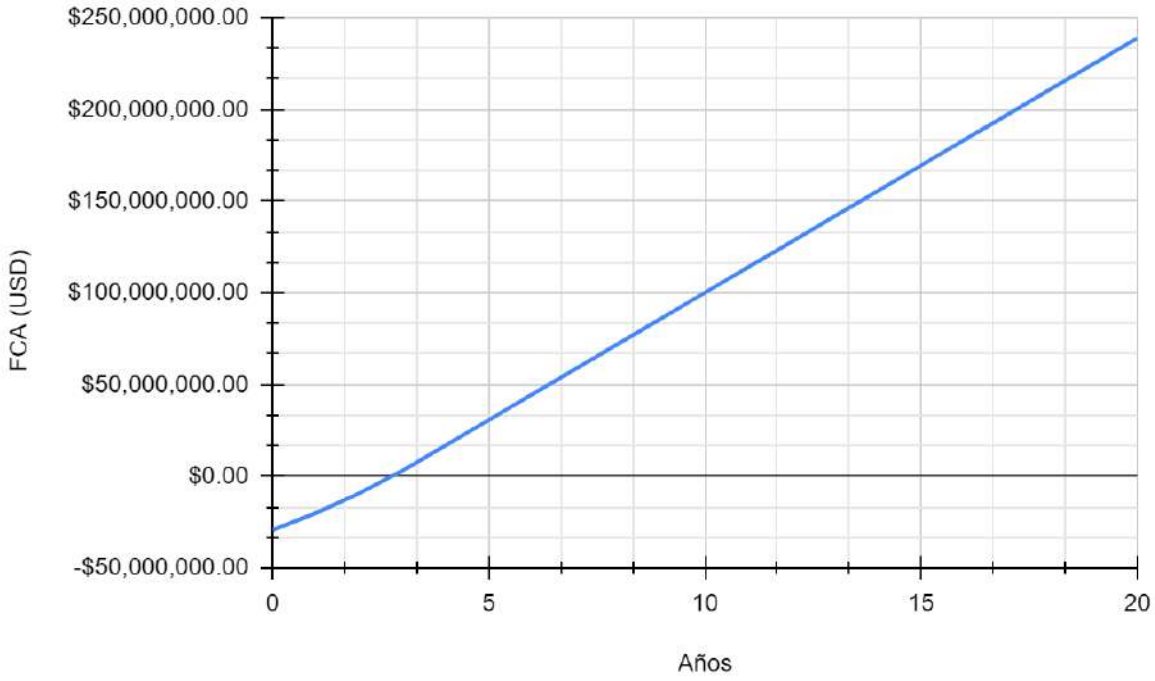


Figura 6.4. Frecuencias acumuladas vs tiempo.

En base al diagrama anterior, el tiempo de repago se determina en unos 2,5 años.

6.5.3.4 Tasa Interna de Retorno (TIR)

Este método tiene en cuenta el valor temporal del dinero invertido con el tiempo y está basado en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año durante la vida útil del proyecto. Se establece la tasa de interés que debería aplicarse anualmente al flujo de caja de tal manera que la inversión original sea reducida a cero (o al valor residual más terreno más capital de trabajo) durante la vida útil del proyecto. Por lo tanto, la tasa de retorno que se obtiene por este método es equivalente 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.

Por lo tanto, en este método se especifica que la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total sea igual a cero.

Mediante la función TIR de la biblioteca de funciones de Google Sheets se determinó que la TIR es de un 40%.

6.5.4 Análisis de sensibilidad

Para realizar el análisis de sensibilidad sobre la TIR se van a tener en cuenta las siguientes modificaciones:

- Variación en precios de materia prima $\pm 20\%$
- Variación en costos de envases
- Variación en precio de venta

En la Figura 6.5 se observan los resultados obtenidos.

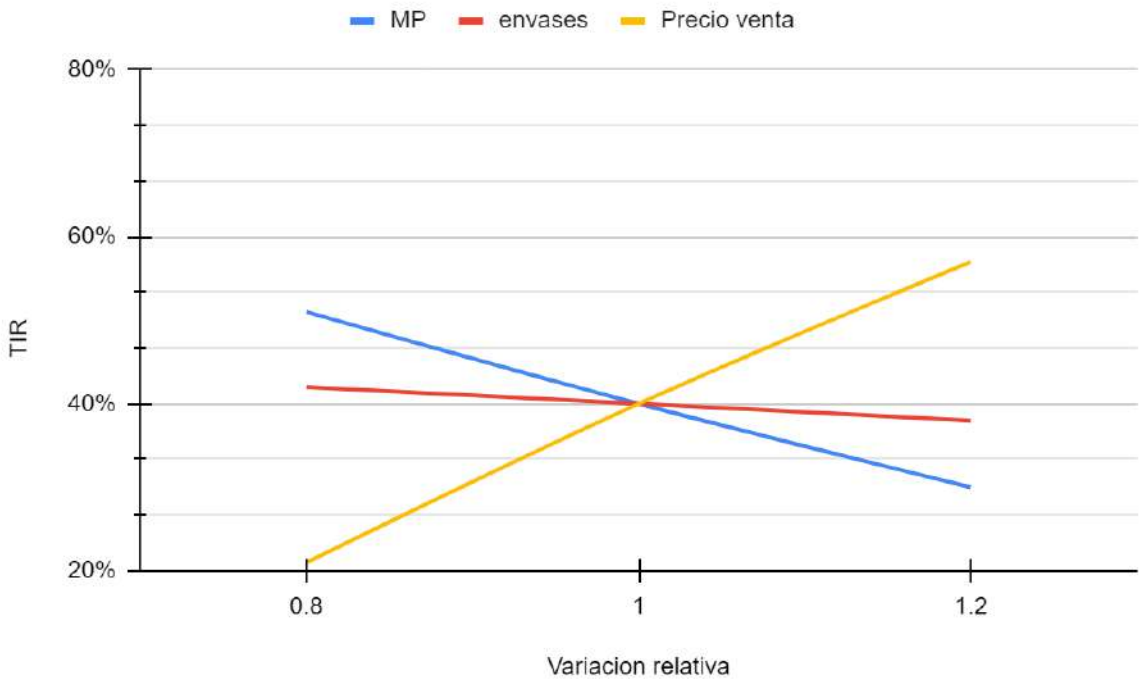


Figura 6.5. Análisis de sensibilidad ante variación en MP, envases y Precio de venta.

Si bien dentro de los costos operativos tanto la materia prima como los envases representan los dos mayores gastos, su variación no afecta en gran medida la TIR. Así, estos nuevos valores son aceptables para continuar adelante con el proyecto.

Respecto al precio de venta de los productos, se puede ver que la TIR es mucho más sensible a sus variaciones. Inclusive, disminuciones del precio mayores a un 20% requerirían una nueva evaluación ya que la TIR caería por debajo del 25%.

Además de lo antes mencionado, también se analizó el efecto de haber sobreestimado la inversión fija, como así también una subestimación. En ambos casos se realizó una variación del 30%, cuyos resultados se observan en la Figura 6.6.

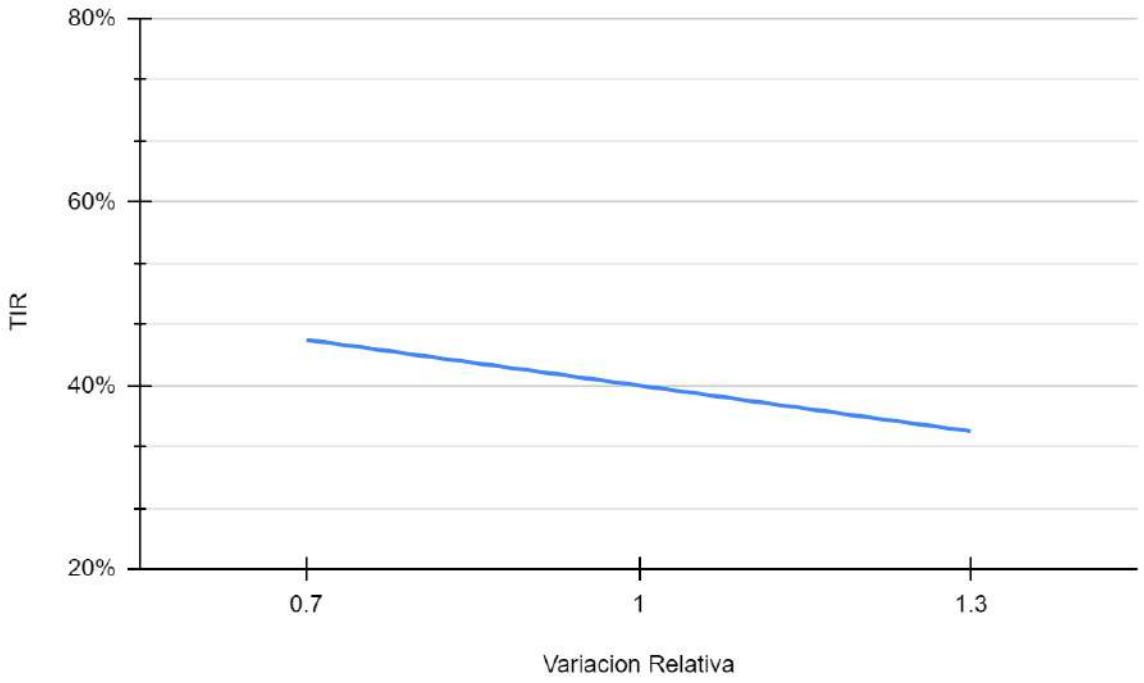


Figura 6.6. TIR vs Variación relativa de la Inversión Fija

De este modo, podremos concluir que el error del método de los factores para la determinación de la inversión fija no incurre en que se descarte el proyecto en sí.

6.5.5 Definición final

En base a lo expuesto en secciones anteriores, donde se obtuvo como resultado que el valor presente es mayor a cero, el tiempo de repago es menor a 10 años y que la TIR toma un valor de un 40%, se recomienda llevar adelante el proyecto.

CAPÍTULO 7

RESUMEN EJECUTIVO

A partir de la aplicación de las normas ISO, se propuso implementar un sistema de gestión integral (SGI) para abordar diversos aspectos y consideraciones a tener en cuenta a la hora de llevar a cabo la planta de producción y el manejo de la misma. Para ello, se profundizó en las distintas normas que abarcan la gestión de la calidad, la gestión ambiental y la gestión de la salud y seguridad ocupacional para corroborar de cumplir con los propósitos en los que hace hincapié cada rama y que, a lo largo del capítulo, se desarrollan con detalle.

Al aplicar un sistema de gestión integrada, no solo se fortalecen los aspectos particulares de cada sistema de gestión, sino que también se busca satisfacer al cliente y fomentar el crecimiento de la organización. De esta manera, se logra mejorar la calidad en la vida laboral, desarrollar y fortalecer el talento humano y mejorar la eficacia de los procesos de la organización a conformar.

OBJETIVOS

- Proponer implementación de un Sistema de Gestión Integral (SGI) mediante la aplicación de las normas ISO 9000:2015, ISO 9001:2015, ISO 14001:2015 e ISO 45001:2018 o su equivalente OHSAS 18001:2007.

7.1 Introducción

El Sistema de Gestión Integral es el conjunto de actividades que interrelacionadas y a través de acciones específicas, permiten definir e implementar los lineamientos generales y de operación de la organización, con el fin de alcanzar los objetivos de acuerdo a estándares adoptados.

Con el objetivo de garantizar un producto de calidad y sustentable para los potenciales clientes, se establece un lineamiento y una serie de medidas de seguridad e higiene y medioambientales con el fin de proteger tanto a los trabajadores que producen el compuesto de interés como al entorno que los rodea. Para cada uno de estos objetivos, existen sistemas de gestión cuya implementación permite alcanzar metas, aplicar mejoras y obtener certificaciones para cada área. Los SG proyectan una imagen positiva frente a posibles inversores, los clientes y proveedores.

Es por lo mencionado previamente que se procede a agrupar los sistemas en un Sistema de Gestión Integral (SGI) para poder así abarcar todos los aspectos bajo un mismo análisis. De esta manera, se facilita la planificación, unificando esfuerzos y fomentando la cooperación entre las distintas partes interesadas, lo cual permite la evaluación de la eficacia global de la misma, evitando redundancias y exceso de documentación.

Si bien se considera un sistema integral, para evaluarlo se recurre al análisis de sus partes a partir de lo estipulado en normas internacionales como lo son la ISO 9000:2015, ISO 9001:2015, la ISO 14001:2015 y la ISO 45001:2018 o su equivalente OHSAS 18001:2007, que emplean un proceso metodológico cíclico de mejora continua.

7.2 Generalidades

Un Sistema de Gestión Integrado es un sistema único diseñado para gestionar múltiples aspectos de las operaciones de una organización en consonancia con múltiples normas, como las relativas a la gestión de la calidad, el medioambiente y la salud y seguridad laboral.

La mayoría de las empresas ya cuentan con sistemas -tanto formales como informales- para tratar estos temas. Sin embargo, lo que muchos responsables desconocen, es el grado en el que están duplicando los procesos o la creación de trabajo extra innecesario para su personal. La seguridad, la gestión medioambiental y el control de la calidad tienen muchos puntos en común, y todos trabajan hacia el objetivo final de hacer su organización más eficaz, eficiente y sustentable.

En la práctica, un sistema integrado de gestión implica la fusión de los sistemas formales existentes y la aplicación de mejores prácticas específicas en toda la organización.

Todos estos sistemas se basan en el razonamiento y en la implementación de sistemas de mejora continua basados en el ciclo de Deming, el cual consiste en planear, hacer, verificar y actuar de forma iterativa (PDCA, por sus siglas en inglés, plan-do-check-act). En la Figura 7.1 se esboza dicho ciclo.

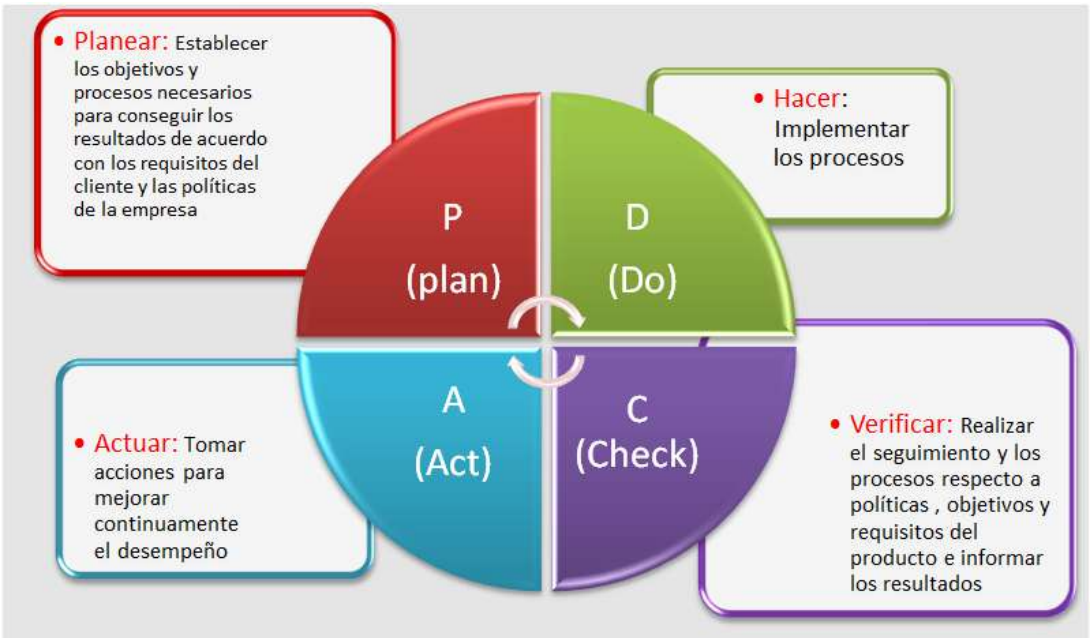


Figura 7.1. Ciclo de Deming o Ciclo PDCA.

La implementación de este ciclo trata siempre de satisfacer las necesidades de los clientes, ya sea internos (otras áreas de la empresa, subdivisiones dentro de la misma área, etc.) o externos. Los clientes externos, en su mayoría, demandan que los productos cumplan con las especificaciones y características ofrecidas en el mercado; mientras que los internos tienen un enfoque a procesos.

Para poder implementar los Sistemas de Gestión (SG), la norma ISO 9000:2015, establece los principios y definiciones para este fin.

7.2.1 Principios de los SG

Los principios en cuales se basan los SG son los siguientes:

- Enfoque a clientes
- Liderazgo
- Compromiso de las personas
- Enfoque a procesos
- Mejora continua
- Toma de decisiones basada en la evidencia
- Gestión de las relaciones

Si bien a simple vista estos principios parecen tener dos enfoques, uno hacia el interior y otro hacia el exterior, la mayoría son claramente visibles tanto dentro de la compañía como hacia el afuera, lo cual mejora el punto de vista que tienen los agentes externos (proveedores, clientes, competidores, etc.) sobre nosotros.

7.2.2 Definiciones

Las siguientes definiciones extraídas de la norma ISO 9000:2015 son utilizadas para el desarrollo del capítulo y son conceptos considerados clave a la hora de implementar un Sistema de Gestión (SG):

- **Alta Dirección:** Personas o grupo de personas que dirige y controla la organización.
- **Organización:** Persona o grupo de personas que tiene sus propias funciones con responsabilidades, autoridades y relaciones para lograr sus objetivos.

- **Parte interesada:** Persona u organización que puede afectar, verse afectada o percibirse como afectada por una decisión o actividad.
- **Cliente:** Persona u organización que podría recibir o que recibe un producto o un servicio destinado a esa persona u organización o requerido por ella.
- **Proveedor:** Organización que proporciona un producto o un servicio.
- **Mejora continua:** Actividad recurrente para mejorar el desempeño.
- **Gestión:** Actividades coordinadas para dirigir y controlar una organización.
- **Proceso:** Conjunto de actividades mutuamente relacionadas que utilizan las entradas para proporcionar un resultado previsto.
- **Sistema de gestión:** Conjunto de elementos de una organización interrelacionados o que interactúan para establecer políticas, objetivos y procesos para lograr estos objetivos.
- **Política:** Intenciones y dirección de una organización, como las expresa formalmente su alta dirección.
- **Calidad:** Grado en el que un conjunto de características inherentes de un objeto cumple con los requisitos.
- **Información documentada:** Información que una organización tiene que controlar y mantener, y el medio que la contiene.
- **Acción preventiva:** Acción tomada para eliminar la causa de una no conformidad potencial u otra situación potencial no deseable.
- **Acción correctiva:** Acción para eliminar la causa de una no conformidad y evitar que vuelva a ocurrir.
- **Medio Ambiente:** Entorno en el cual una organización opera, incluidos el aire, el agua, el suelo, los recursos naturales, la flora, la fauna, los seres humanos y sus interrelaciones.
- **Impacto ambiental:** Cambio en el medio ambiente, ya sea adverso o beneficioso, como resultado total o parcial de los aspectos ambientales de una organización.

7.2.3 Estructura de la organización

A la hora de implementar cualquier SG, se debe tener presente en todo momento el contexto actual de la organización. Una de las principales herramientas que permiten conocer el contexto actual es el organigrama. El organigrama es la representación gráfica de la estructura de la organización, donde se muestran las relaciones jerárquicas y competenciales de vigor.

Con el fin de poder llevar adelante los análisis necesarios para la implementación de los diferentes SG que conformarán el SGI, se propone el esquema de la Figura 7.2 como el organigrama de la empresa.

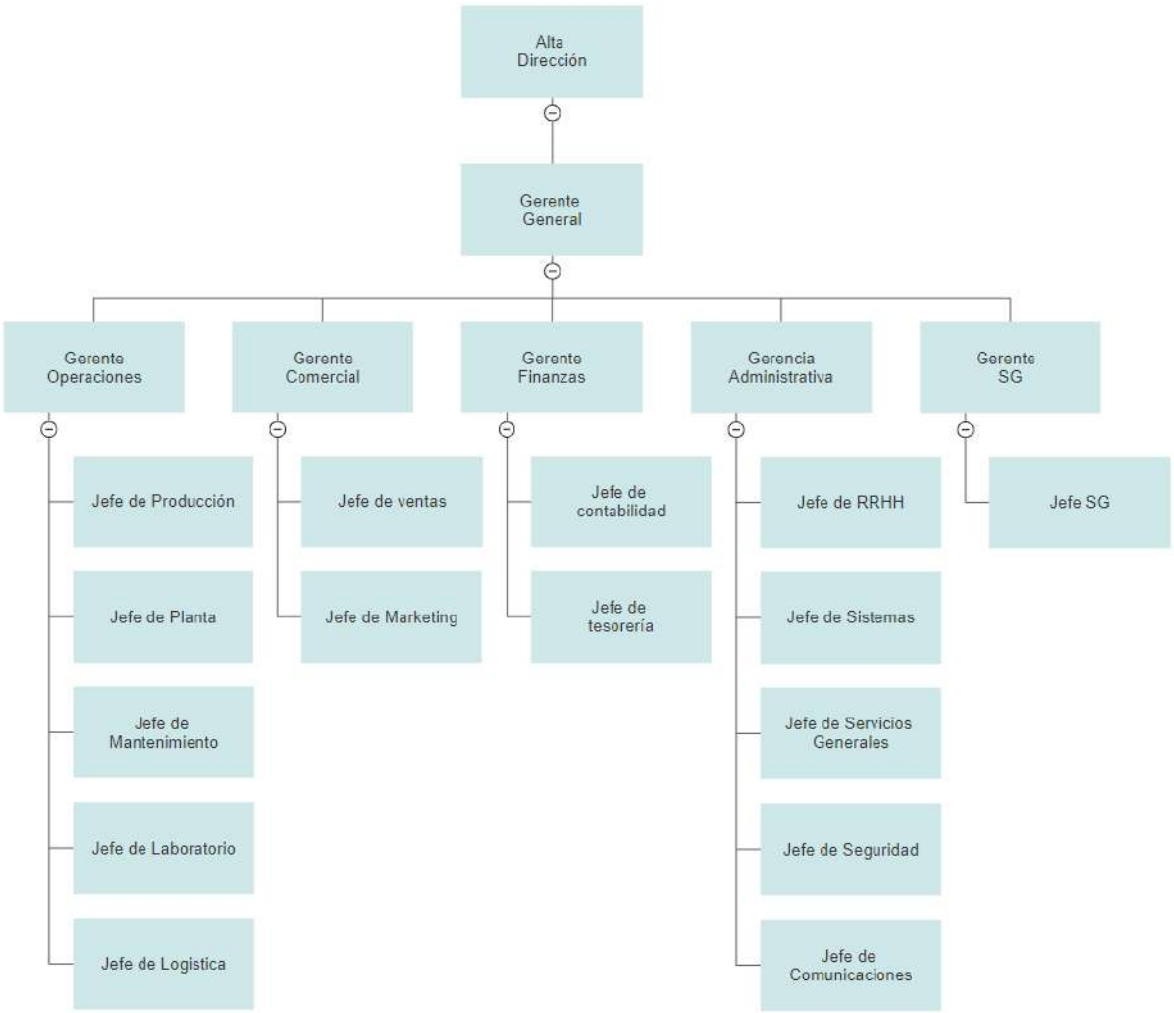


Figura 7.2. Organigrama propuesto.

7.3 Gestión de la calidad

La adopción de un sistema de gestión de la calidad es una decisión estratégica para una organización que le puede ayudar a mejorar su desempeño global y proporcionar una base sólida para las iniciativas del desarrollo sostenible. Los beneficios potenciales de implementar un sistema de gestión de la calidad basado en la norma internacional ISO 9001, para una organización, son:

- La capacidad para proporcionar regularmente productos y servicios que satisfagan los requisitos del cliente y los legales y reglamentarios aplicables.
- Facilitar oportunidades de aumentar la satisfacción del cliente.
- Abordar los riesgos y oportunidades asociados con su contexto y objetivos.
- La capacidad de demostrar la conformidad con requisitos del sistema de gestión de la calidad especificados.
- Mejorar la gestión de procesos y aumentar la eficiencia de los mismos
- Reducir los costos asociados a fallas y producto no conforme

7.3.1 Marco legal

La serie de Normas ISO 9000 son un conjunto de enunciados, los cuales especifican qué elementos deben integrar el Sistema de Gestión de la Calidad de una organización y cómo deben funcionar en conjunto estos elementos para asegurar la calidad de los bienes y servicios que produce la organización. A continuación, en la Figura 7.3, se hace una descripción de las normas que están involucradas.

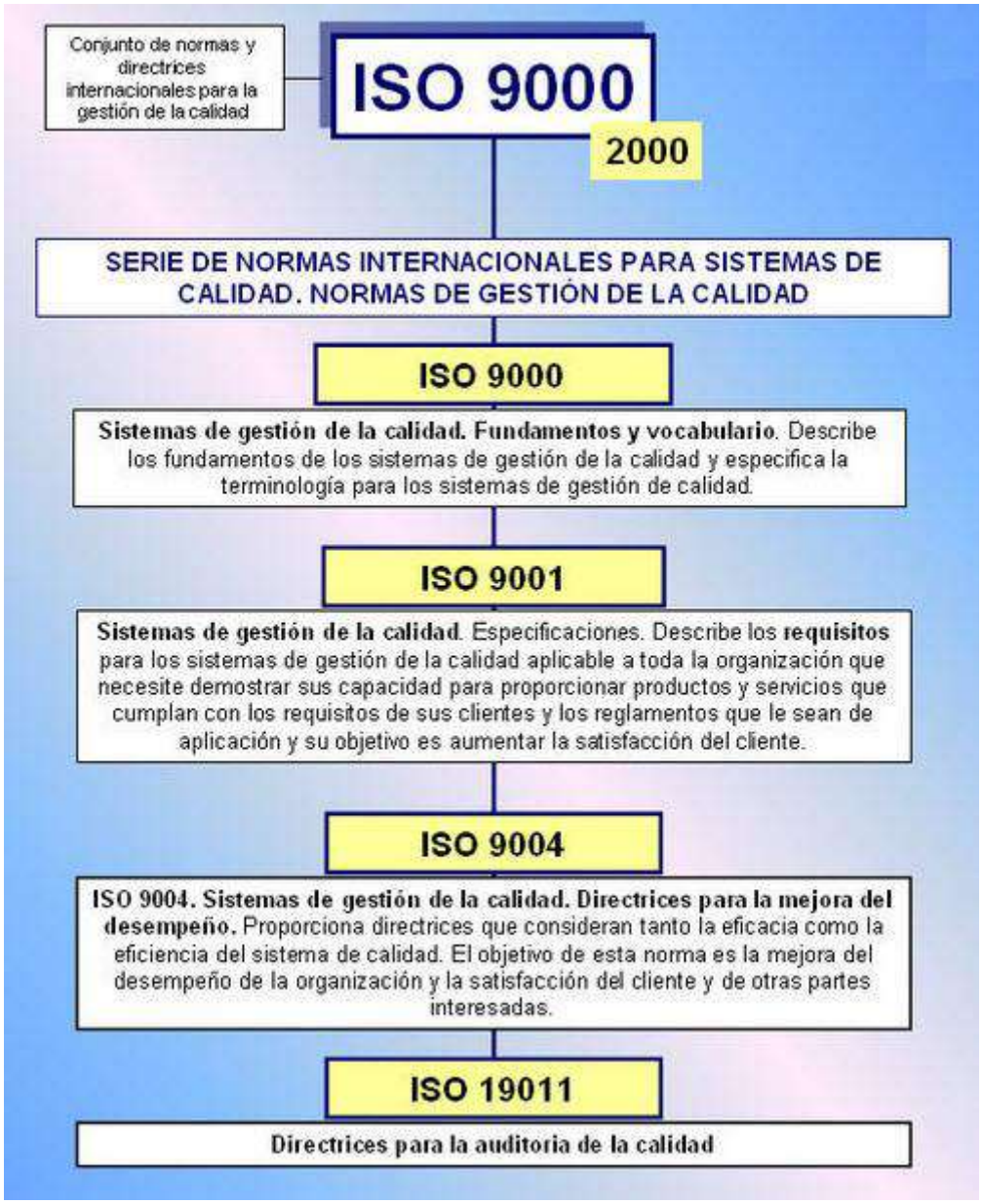


Figura 7.3. Normas implicadas en la ISO 9000. [7.1]

La gestión de la calidad considera los procesos y actividades de la organización que ejecuta, que determinan responsabilidades, objetivos y políticas de calidad a fin de que el proyecto y luego el funcionamiento de la planta, satisfaga los productos deseados, con las especificaciones propias de los mismos.

Además, el sistema de gestión de calidad se desarrolla por medio de políticas y procedimientos, así como con actividades de mejora continua de los procesos llevados a cabo durante todo el proyecto, que luego continúan en el funcionamiento de la planta.

7.3.2 Enfoque basado en procesos

La norma ISO 9001 utiliza un enfoque orientado a procesos. Un proceso es un conjunto de actividades que utiliza recursos humanos, materiales y procedimientos para transformar lo que entra al proceso en un producto de salida (Figura 7.4). [7.2]

Figura 7.4. Representación de un proceso genérico.

La entrada del proceso pueden ser elementos materiales, recursos humanos, documentos, información, etc. En forma análoga, la salida del proceso pueden ser productos materiales, información, recursos humanos, servicios, etc. En general, la salida de un proceso alimenta a un proceso cliente; y la entrada de un proceso es la salida de un proceso proveedor (Figura 7.5).

Figura 7.5. Relación secuencial de procesos.

En un Sistema de Gestión de la Calidad (SGC) los elementos son procesos. La ISO 9001 visualiza al Sistema de Gestión de la Calidad en su conjunto como un proceso (Figura 7.6).

Figura 7.6. Ciclo del SGC.

En este proceso ingresan los requisitos de un producto y se obtiene el producto que cumple los requisitos y la satisfacción del cliente. A su vez, el SGC también está integrado por procesos (Figura 7.7).

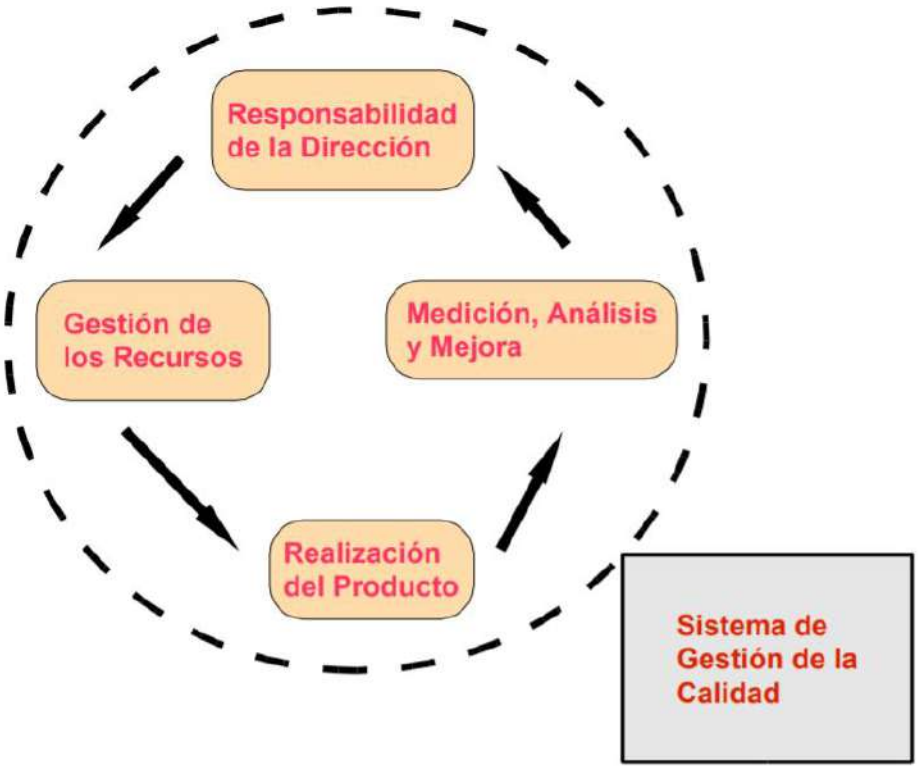


Figura 7.7. Procesos involucrados en la GC.

7.3.3 Sistema de gestión de la calidad

7.3.3.1 Requisitos generales

La organización debe establecer, documentar, implementar y mantener un sistema de gestión de la calidad y mejorar continuamente su eficacia de acuerdo a los requisitos de esta norma internacional. [7.3]

La organización debe:

- Determinar los procesos necesarios para el sistema de gestión de calidad y su aplicación a través de la organización.
- Determinar la secuencia e interacción de estos procesos.
- Determinar los criterios y los métodos necesarios para asegurarse de que tanto la operación como el control de estos procesos sean eficaces.
- Asegurarse de la disponibilidad de recursos e información necesarios para apoyar la operación y el seguimiento de estos procesos.
- Realizar el seguimiento, la medición cuando sea aplicable y el análisis de estos procesos.
- Implementar las acciones necesarias para garantizar los resultados planificados y la mejora continua de estos procesos.

7.3.3.2 Requisitos de la documentación

7.3.3.2.1 Generalidades

- La documentación del sistema de gestión de la calidad debe incluir:
- Declaraciones documentadas de una política de la calidad y de objetivos de calidad.
- Un manual de la calidad.
- Los procedimientos documentados y los registros requeridos por esta norma internacional.
- Los documentos, incluidos los registros que la organización determina que son necesarios para asegurarse una eficaz planificación, operación y control de sus procesos.

7.3.3.2.2 Manual de calidad

La organización debe establecer y mantener un manual de la calidad que incluya:

- El alcance del sistema de gestión de la calidad, incluyendo los detalles y la justificación de cualquier exclusión.
- Los procedimientos documentados establecidos para el sistema de gestión de la calidad, o referencia a los mismos, y una descripción de la interacción entre los procesos del sistema de gestión de la calidad.

7.3.3.3 Control de los documentos

Debe establecerse un procedimiento documentado que defina los controles necesarios para:

- Aprobar los documentos en cuanto a su adecuación antes de su emisión.
- Revisar y actualizar los documentos cuando sea necesario y aprobarlos nuevamente.
- Asegurarse de que se identifican los cambios y el estado de la versión vigente de los documentos.
- Asegurarse de que las versiones pertinentes de los documentos aplicables se encuentren disponibles en los puntos de uso.
- Asegurarse de que los documentos permanecen legibles y fácilmente identificables.
- Asegurarse de que los documentos de origen externo, que la organización determina que son necesarios para la planificación y la operación del sistema de gestión de la calidad, se identifican y que se controla su distribución.
- Prevenir el uso no intencionado de documentos obsoletos, y aplicarles una identificación adecuada en el caso de que se mantengan por cualquier razón.

7.3.3.3.1 Control de los registros

Los registros establecidos para proporcionar evidencia de la conformidad con los requisitos, así como de la operación eficaz del sistema de gestión de la calidad, deben ser controlados. La organización debe establecer un procedimiento documentado para definir los controles necesarios para la identificación, el almacenamiento, la protección, la recuperación, la retención y la disposición de los registros.

Los registros deben permanecer legibles, fácilmente identificables y recuperables.

7.3.3.4 Planificación de la calidad

Comprende la identificación de la normativa de calidad aplicable al proyecto y la determinación del modo de cumplir con sus requisitos. Este proceso es fundamental durante las fases de planificación y debe ser ejecutado periódicamente. [7.4]

Los datos de partida para la planificación de la calidad del proyecto son los siguientes:

- **Política de la calidad:** Se aplica directamente la política de calidad definida en el Manual de la Calidad de la organización. Los estándares, normas de calidad y regulaciones que afectan a nuestro proyecto.
- **Descripción del alcance:** Definición de los productos y los objetivos que se persiguen.
- **Resultados de otros procesos:** Identificación de requisitos que afecten a la calidad a partir de los productos de otros procesos de gestión.

Se presentan a continuación 8 técnicas que permiten planificar la calidad.

7.3.3.4.1 Análisis del Costo-Beneficio

Se trata de comparar el coste del procedimiento de calidad de nuestro proceso con el beneficio esperado. Por ejemplo, si a lo largo del proyecto se cumplen con determinadas especificaciones de calidad, habrá beneficios para el mismo. Estos beneficios pueden ser menores costes o una mayor productividad del equipo, entre otros. [7.5]

7.3.3.4.2 Costes de calidad

Los costos de la calidad incluyen todos los costos de inversiones en los que se incurren a lo largo de la vida del producto para prevenir el incumplimiento de los requisitos. También es importante tener en cuenta los costos generados por los fallos de calidad.

7.3.3.4.3 Diagramas de control

Los diagramas de control se utilizan para determinar si un proceso es o no estable o si tiene un desempeño predecible. Su uso como herramienta para el control de calidad permite determinar si los procesos de dirección del proyecto se encuentran bajo control.

7.3.3.4.4 Estudios comparativos

Es una técnica útil porque permite comparar prácticas planificadas del proyecto con otras de proyectos comparables. Esto ayuda a identificar las mejores prácticas, generar posibles ideas de mejoras y proporcionar una base para la medición del desempeño.

7.3.3.4.5 Diseño de experimentos

Esta herramienta consiste en utilizar un método estadístico; con él, se puede determinar la cantidad y tipo de pruebas que se deben efectuar en el proyecto, así como su impacto en el costo de la calidad. Por ejemplo, los diseñadores de automóviles emplean esta técnica para determinar qué combinación de suspensión y neumáticos produce las mejores características de marcha a un costo razonable.

7.3.3.4.6 Muestreo estadístico

Este método consiste en seleccionar una parte de la población de interés para su inspección. Con ello, se contribuye a planificar la calidad del proyecto.

7.3.3.4.7 Diagrama de flujo

Por lo general, estos diagramas muestran las actividades, los puntos de decisión y el orden en que se ejecutan las tareas. En la planificación de la calidad, pueden ayudar al equipo del proyecto a anticiparse a los problemas de calidad que puedan ocurrir.

7.3.3.4.8 Análisis de campos de fuerzas

Son diagramas de las fuerzas a favor y en contra de un cambio. También resultan de utilidad para la planificación de la calidad del proyecto.

7.3.3.4.9 Productos de planificación de calidad

Los productos de la planificación de la calidad son:

- **Plan de Calidad del proyecto:** Describe cómo se implanta la política de calidad del proyecto. En general, se redactará el Plan de Calidad establecido en los procedimientos e instrucciones de la calidad.
- **Métricas de la Calidad:** Descripción en términos muy específicos de una operación y de cómo se medirá en el proceso de control de la calidad.
- **Listas de comprobación:** Utilización de listas normalizadas para la verificación de que ciertas actividades han sido realizadas, procedentes de los manuales de guías departamentales o desarrolladas específicamente para el alcance del proyecto. Entre las listas de comprobación, se puede destacar el Plan de Inspecciones y Ensayos (PIE), que es el listado con todos los controles a realizar en cada una de las áreas de la ejecución del proyecto.

Por su importancia en la gestión global del proyecto, a continuación se describe en detalle el Plan de Calidad.

7.3.4 Plan de calidad

7.3.4.1 Propósitos del plan de calidad

El Plan de Calidad del proyecto es la manera de asegurar que el proyecto cumple con los requerimientos para los que ha sido desarrollado. Por tanto, la calidad debe ser planificada, mediante el Plan de Calidad.

Es un documento bajo el cual se rige el sistema de calidad aplicado a un proyecto específico. Este Plan se complementa con el Manual de Procedimientos del Proyecto y sirve como guía para monitorear y asegurar que el proyecto se ejecute de acuerdo a lo establecido.

El plan de calidad se centra en detallar las normas de calidad para el proyecto y los criterios de calidad que se utilizan para medir y determinar si los resultados son los esperados, además de crear y documentar un plan para cumplir con esas normas.

Dicho proceso, que se efectúa durante la fase de planificación del proyecto, está basado en la política de calidad de la organización y tiene por objeto desarrollar un plan que determine:

- Los estándares, normas de calidad y regulaciones que afectan a nuestro proyecto.
- Los estándares que deberán desarrollarse específicamente para nuestro proyecto.
- La manera de asegurar la conformidad con dichos estándares.
- Los procesos y planes de mejora continua.
- Las métricas que se utilizarán para medir los resultados del proyecto.
- Los procesos que se utilizarán para aplicar dichas métricas.
- El grado de calidad del producto y cualidades que deben ser poseídas por los entregables del proyecto.

7.3.4.2 Contenidos del Plan de Calidad

Para que este documento sea realmente eficaz, debe contemplar el diseño e implementación de los siguientes aspectos claves:

- **Responsabilidades de la gestión.**
- **Sistema de calidad:** Documenta los procedimientos de calidad existentes que han sido estandarizados y utilizados dentro de la organización.
- **Documentos de calidad:** Procedimientos para el mantenimiento de los registros de calidad (métricas, informes de variación, listas de comprobación, etc.) durante la ejecución del proyecto y para después de la finalización del mismo.
- **Control del diseño:** Procedimientos para la revisión del diseño, cambios de diseño y exenciones de requisitos.
- **Control de la documentación:** Proceso de control de la documentación del proyecto en cada fase del mismo.
- **Compras:** Requisitos de calidad para la subcontratación de cualquier parte del proyecto.
- **Criterios de aceptación:** Conjunto de criterios específicos y medibles, se utiliza para verificar si el proyecto está completo y es correcto.

- **No conformidades (NC):** Define los procedimientos para gestionar y solventar inconformidades. Los procedimientos incluyen:
    - ❖ La definición de responsabilidades.
    - ❖ La definición de las condiciones.
    - ❖ La disponibilidad de la documentación necesaria.
    - ❖ Acciones correctivas (AC): Procedimientos para tomar acciones correctivas para los problemas encontrados durante la ejecución del proyecto.
    - ❖ Auditorías de calidad: Se debe planificar e implementar una auditoría interna durante cada fase del proyecto.
    - ❖ Formación: Requisitos de capacitación para el equipo del proyecto.

El Plan de Calidad será exitoso en la medida en que el equipo del proyecto se comprometa con la calidad, cuando sea capaz de detectar oportunamente los errores y anomalías y, además, sirva de apoyo a las jefaturas en las decisiones operativas y estratégicas del proyecto.

7.3.5 Control de calidad

Control de calidad (Quality Control) comprende el seguimiento de los resultados específicos del proyecto para determinar si cumplen con la normativa de calidad aplicable e identificar vías para la eliminación de las causas que provocan resultados insatisfactorios. Afecta a las propias actividades de desarrollo y a la gestión del mismo.

Los datos de partida del control de la calidad son los productos que se han obtenido durante la fase de planificación de la calidad, es decir:

- El Plan de Calidad del proyecto.
- Métricas de la Calidad.
- Listas de comprobación.

Para efectuar el control de la calidad, se presentan una serie de técnicas y herramientas [7.6]:

1) **Diagrama de flujo**

Permite identificar el mejor camino que el producto o servicio recorrerá en el proceso. Es mucho más fácil entender un proceso, y formular propuestas para mejorarlo, cuando se puede hacerle seguimiento paso a paso, con un diagrama de flujo. Cuando el flujo del proceso aparece representado sobre el papel, es posible observar donde se presenta desperdicio, ocasionado por un movimiento excesivo por las instalaciones de la fábrica.

2) **Diagrama de Ishikawa (Fishbone)**

También llamado análisis de causa y efecto, o diagrama de espina de pescado. Se utiliza para identificar las posibles causas de un problema y sus efectos, por medio de la relación entre el efecto y todas las posibles causas que pueden contribuir a tal fin.

Teniendo el problema en mente, es posible determinar las posibles causas, utilizando seis variantes: método, material, medida, hombres, mujeres y medio ambiente. Los datos se tabulan y se inicia un proceso de eliminación, que permite llegar a la causa más probable y con ello, generar la solución.

3) **Tablas de datos**

Son formatos tabulados, que permiten recaudar información de forma metódica y sistemática, de tal forma que resulte fácil de revisar y observar tendencias en el comportamiento.

4) **Hojas de verificación**

Se trata de una lista de elementos preestablecidos, que requieren ser evaluados. Se utilizan para certificar el cumplimiento de ciertas actividades o para evaluar en qué nivel de cumplimiento se encuentran algunos procesos. [7.7]

5) **Diagrama de Pareto**

Se trata de un recurso gráfico utilizado para establecer un orden en las causas de las pérdidas y cómo deben ser subsanadas. El diagrama de Pareto, toma datos de diversas fuentes de información, pero generalmente se nutre de la ocurrencia de problemas o la evidencia de defectos, ofreciendo una representación gráfica de ellos.

6) **Histogramas**

Tienen como objetivo mostrar una distribución de frecuencias de datos obtenidos con base en mediciones, a través de un gráfico de barras, indicando el número de unidades en cada categoría.

7) **Diagrama de dispersión**

Muestra lo que acontece con una variable cuando otra ha cambiado. Son representaciones de dos o más variables que se organizan en un gráfico, una en función de la otra.

7.3.5.1 Productos de control de calidad

Los productos a obtener del control de la calidad del proyecto son:

- Listas de comprobación completada.
- Aceptación o rechazo de los elementos inspeccionados.
- No conformidades.
- Acciones correctivas.
- Acciones preventivas.
- Mejoras de la Calidad.

Es indispensable controlar todas las etapas del proyecto, ya que en caso de tener un eslabón o alguna parte débil en el mismo, este fallará.

7.3.5.2 Control de calidad en el diseño y desarrollo

Algunos puntos importantes a mencionar en esta instancia [7.8]:

- **Planificación del diseño:** Se deben establecer etapas (o actividades), con fecha de inicio, finalización y responsables. Todos los involucrados y responsables deben conocer cuál es su rol en el diseño.

- **Elementos de entrada para el diseño y desarrollo:** Los elementos de entrada son aquellos con los cuales se comienza a trabajar el diseño y se dimensiona lo que se debe cumplir. En esta instancia se contemplan los requerimientos de los clientes y se tienen en cuenta las normativas legales a respetar. Así, se logra poseer tanto datos técnicos para el punto de partida, como datos provistos por terceros que puedan ser de utilidad.

- **Desarrollo del diseño del proyecto:** Como resultado del diseño del proyecto, se obtienen una serie documentos y registros tales como: Memorias, planos, presupuestos, fichas técnicas, listados y requerimientos de materias, etc.

- **Revisiones del proceso de diseño:** Se revisa cómo está avanzando el diseño de nuestro producto, buscando así el cumplimiento de plazos y de contenidos del proyecto. También se efectúan revisiones sobre la documentación, para afirmar que esta sea completa.

- **Verificación del diseño:** Las verificaciones se establecen en la planificación del proyecto y se la realiza cuando se puede comparar una variable del diseño con los elementos de entrada. Se verifica para ver si efectivamente lo que se ha estado haciendo cumple con los elementos de entrada. Esta etapa se lleva a cabo entre el responsable del proyecto y el coordinador de ingeniería del mismo.

- **Validación del diseño:** Se valida el funcionamiento del diseño. Dicho de otra forma, se asegura que el producto o servicio sirva o no para cumplir su cometido.

7.3.5.3 Control de calidad en la fase de compras

La empresa tiene la necesidad constante de adquirir recursos: humanos, de medio ambiente, infraestructura y de materiales. Sin estos recursos, la empresa no va a funcionar.

Para el funcionamiento normal de sus procesos, son necesarios recursos de personal, de método y de presupuesto. Aclarado lo anterior, se aborda la gestión del proceso de adquisiciones, la cual comprende [7.9]:

- **Identificar y definir las especificaciones de los productos a comprar:** Se debe tener definida una metodología y unos responsables para realizar las compras y que ésta se informe al proveedor. Todos los aspectos relevantes en la compra deben tener sus requisitos definidos. Por ejemplo, cantidad, material, forma, medidas, fechas, etc. Dichos requisitos son muy variables en función del sector y necesidades de la organización.

- **Planear las compras:** La planificación de las compras está relacionada con los pronósticos de demanda. Con el pronóstico de demanda definido, se crea un programa de compras, el cual establece el producto, las cantidades a comprar y el momento en que se debe hacer. Tener este tipo de cosas claras permite mejorar las negociaciones con el proveedor a fin de obtener descuentos, permite disminuir stocks de inventario y mejorar el tratamiento que se le brinda al producto.

- **Evaluar, seleccionar y re-evaluar proveedores:** Para seleccionar un proveedor, la organización debe de evaluarlos en función de su capacidad para suministrar productos o servicios. Se definen entonces, criterios de selección de proveedores. Criterios comunes considerados por empresas son, por ejemplo, que se encuentre ubicado en un lugar determinado, que tenga las certificaciones requeridas, ser un proveedor oficial, etc. De esta forma, la organización tendrá un listado de proveedores a los cuales comprará. En la Figura 7.8 se muestra la mecánica general de este proceso.

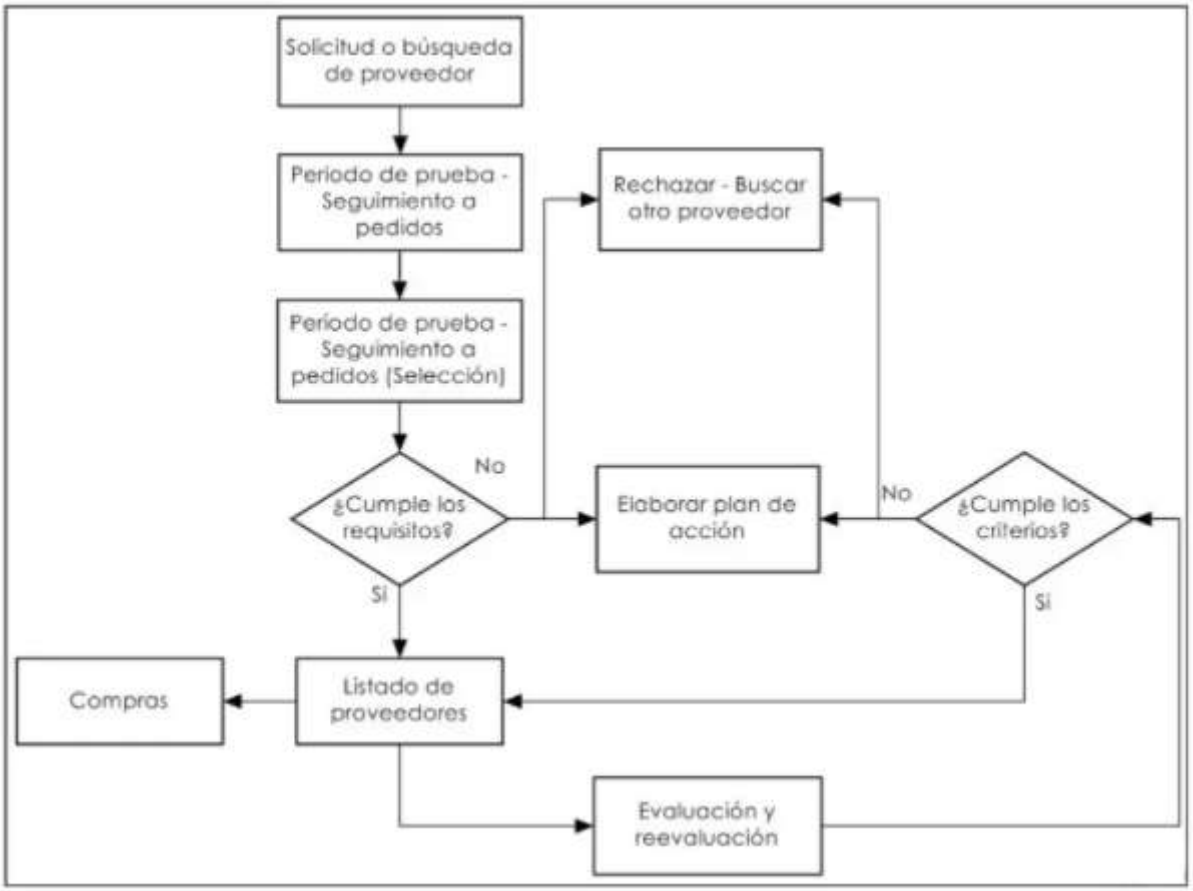


Figura 7.8. Diagrama de flujo para la selección de proveedores.

- **Verificar el producto comprado:** Siempre, al recepcionar lo solicitado, se deben verificar los aspectos requeridos del producto. Una práctica muy útil es comparar lo especificado en la factura con lo que se tiene en el espacio físico. Aquello que no coincide, puede considerarse una NC del proveedor. Se debe dejar registros de la verificación.

- **Tomar acciones en el proceso de compra (correctivas, preventivas y mejora):** La medición del proceso de compras permite tomar acciones correctivas y de mejora que contribuyan al equilibrio de la empresa. De igual forma, tener riesgos asociados a la compra permite las acciones correctivas y preventivas que se puedan adelantar.

7.3.5.4 Control de calidad en la fase de ejecución y puesta en marcha

En la fase de ejecución y puesta en marcha se parte de unos procedimientos que definen cada una de las operaciones a realizar. Se debe distinguir que si bien los procedimientos se confeccionan teniendo en cuenta los requisitos que puede establecer la normativa al respecto, en la normativa o códigos se define qué debe cumplirse, pero no cómo se debe realizar, algo que sí describen los procedimientos.

Por tanto, la base para el control de calidad en la fase de ejecución será el control del cumplimiento de los procedimientos establecidos, el cual se realizará mediante Inspecciones y Ensayos [7.10]. Dichas Inspecciones y Ensayos dependiendo del caso, serán:

⇒ Inspección y ensayo en talleres y depósitos:

- Inspección de recepción
- Inspección en proceso
- Inspección final

⇒ Inspección y ensayo en obra:

- Inspección de recepción (en obra)
- Inspección en proceso (en obra)
- Inspección final (en obra)

Todos estas pruebas, inspecciones y ensayos quedarán establecidas en el Plan de Inspecciones y Ensayos (PIE), de modo que este Plan será un resumen y cronograma de todas las actividades de control a realizar en las diferentes fases que constituyen cada uno de los entregables o especialidades de las que consta el proyecto. Todas las inspecciones, ensayos y verificaciones se realizarán de acuerdo a lo establecido en los Planes de Inspección y Ensayos y/o procedimientos e instructivos aplicables, dejándose los registros que en ellos se establecen, o sobre la base de la documentación proporcionada por la ingeniería del proyecto o sobre los planes de inspección y ensayos, según corresponda, de manera de asegurar el cumplimiento de los requisitos del contrato.

El alcance de cada una de las pruebas o inspección (por ejemplo, porcentaje de soldaduras a radiografiar), quedará definido en el procedimiento específico o en la especificación correspondiente.

Por tanto, en base al PIE se irán realizando las correspondientes inspecciones, pruebas y ensayos. Una vez que la etapa queda aprobada, se firmará indicando la fecha el punto correspondiente del plan de inspección y ensayo junto con el proveedor y de ser requerido el cliente; quedando el proveedor autorizado a continuar con las tareas subsiguientes. El inspector de calidad emitirá cuando sea indicado sobre el PIE, un informe de control de calidad donde se detallará la descripción del objeto o parte de la provisión y todas las actividades de inspección y ensayos efectuadas, su resultado y liberación, el que será firmado y fechado por él, el proveedor y, de ser requerido, por la inspección del cliente.

En este caso, dado el alcance del proyecto, se establecerán las siguientes especialidades, las cuales dispondrán cada una de un PIE específico, englobados todos dentro del Plan de Inspecciones y Ensayos:

- Estructura-Edificio Proceso-Fabricación
- Estructura-Edificio Proceso-Montaje
- Recipientes
- Prefabricado y montaje de tuberías
- Montaje eléctrico e instrumentación
- Montaje mecánico de equipos
- Depósitos *in situ*
- Bombas y mezcladores dinámicos
- Puesta en marcha

En el Plan de Inspecciones y Ensayos se detalla la siguiente información:

- **Descripción de la actividad de control**
- **Documentación aplicable:** Planos, especificaciones, manuales, códigos y reglamentos
- **Tipo de informe a generar:** Informes de control de calidad, procedimientos, etc.
- **Puntos de detención para la inspección del proveedor, inspección del contratista e inspección del cliente final:** Revisión de documentos, verificación en proceso, presencia aleatoria.

El Plan de Inspecciones y Ensayos debidamente cumplimentado y firmado por las partes, y junto a todos los informes de calidad generados al efecto, deberá formar parte del *Dossier Final de Calidad* de cada una de las especialidades.

Además, cabe destacar que cada PIE específico deberá permanecer durante toda la fase de ejecución en su respectivo taller u obra de forma que siempre pueda ser consultado y se pueda verificar que las inspecciones y ensayos previos a la fase que se está ejecutando en ese momento han sido realizados y aprobados.

7.3.6 Aseguramiento de la calidad

El aseguramiento de la calidad es el conjunto de acciones planificadas y sistemáticas que son necesarias para proporcionar la confianza necesaria de que un producto o servicio satisfará los requisitos dados sobre calidad. [7.11]

7.3.6.1 Fases de implantación de un sistema de aseguramiento de la calidad

A continuación se describen una serie de fases a llevar a cabo para poder instalar un adecuado sistema que permita asegurar la calidad del producto.

1. **Diagnóstico:** Implica el análisis a fondo de la empresa en todas sus áreas tales como el área técnica, el área humana y el área económica.
2. **Planificación:** Esta fase implica el establecimiento y coordinación de un plan de implantación de un calendario y una buena comunicación del plan establecido a los miembros de la organización.
3. **Documentación del sistema:** Se deja todo el sistema asentado por escrito para poder trabajar y llevar a cabo el proceso en base a éste.
4. **Puesta en práctica del sistema.**
5. **Control y mantenimiento:** Se realizan dos actividades principales en esta fase, una de ellas es un análisis y una evaluación diaria; y, la otra, es una auditoría interna.
6. **Formación:** Se capacita a todos los miembros de la organización independientemente de su nivel y se hará especial hincapié en los auditores internos. La formación se centra en herramientas técnicas referentes a la calidad total y en herramientas humanas tales como liderazgo y motivación.

7.3.6.2 Auditorías internas y externas

Para realizar el aseguramiento, la herramienta principal serán las auditorías, en las cuales se revisa todos los procesos que intervienen en el proyecto para verificar que los procesos para ejecutar el proyecto son los adecuados.

En muchos casos se cae en el error de auditar únicamente la fase de ejecución del proyecto, olvidándose del resto de fases o procesos que intervienen. Sin embargo, para poder asegurar la calidad del proyecto, se deben auditar todos los aspectos intervinientes en la gestión del proyecto.

A continuación se describe el proceso de cómo ejecutar una auditoría interna.

- **Preparación:** Determinación del alcance, localización y estudio de la documentación, elaboración del plan de auditoría, comunicación del plan a los auditados.
- **Plan de auditoría:** Descripción de las actividades y de los detalles acordados de una auditoría.
- **Realización:** Reunión inicial, trabajo de campo para la recogida de evidencias objetivas (informaciones, comprobantes o constataciones relativas a la calidad de un servicio basado en observaciones o ensayos y que pueden verificarse).
- **Cierre e informe:** Incluyendo identificación del documento, equipo auditor, departamento auditado, objetivo, alcance y grado de cumplimiento del sistema, fecha y firma del auditor jefe, áreas auditadas, documentación aplicable y lista de distribución del informe).
- **Seguimiento**.
- **Registros de auditoría:** Informe del estudio de la documentación, plan de auditoría, lista de preguntas, informe de auditoría, seguimiento y cierre acciones correctoras.

Luego de este proceso, la auditoría quedaría asentada y se obtendrá la certificación de la misma, que implica un documento que testifica que el sistema de gestión de la calidad se ajusta a una determinada norma, con la expedición de un certificado donde se da fe documental del cumplimiento de todos los requisitos exigidos en la norma.

7.3.7 Aplicaciones de un sistema de gestión de calidad en nuestro proyecto

En este proyecto, se puede entonces, en base a lo descrito, establecer objetivos de calidad para poder realizar la ingeniería, las compras y la construcción de una planta de producción de alcoholes grasos para poder llevar a cabo el proceso deseado en las condiciones óptimas y cumpliendo todos los estándares y certificaciones requeridas de calidad. Se debe también cumplir con el presupuesto asignado y con la cantidad de producto a producir anualmente.

7.3.7.1 Planning de calidad en el proyecto

Una vez definidas todas las necesidades en cuanto a gestión de la calidad del proyecto, para poder asegurar la correcta ejecución de todas las tareas relativas a gestión de la calidad en el proyecto, será necesario planificar todas las actividades y asignar los recursos necesarios.

7.3.7.2 Estructura de descomposición del trabajo (WBS)

El primer paso para la correcta planificación de actividades de gestión de la calidad en el proyecto, es la descomposición del trabajo “Work Breakdown Structure”, que consiste en subdividir los entregables identificados en el PIE y en la documentación de calidad en componentes más pequeños y manejables. A continuación en la Figura 7.9 se puede observar el diagrama de nuestro proceso.

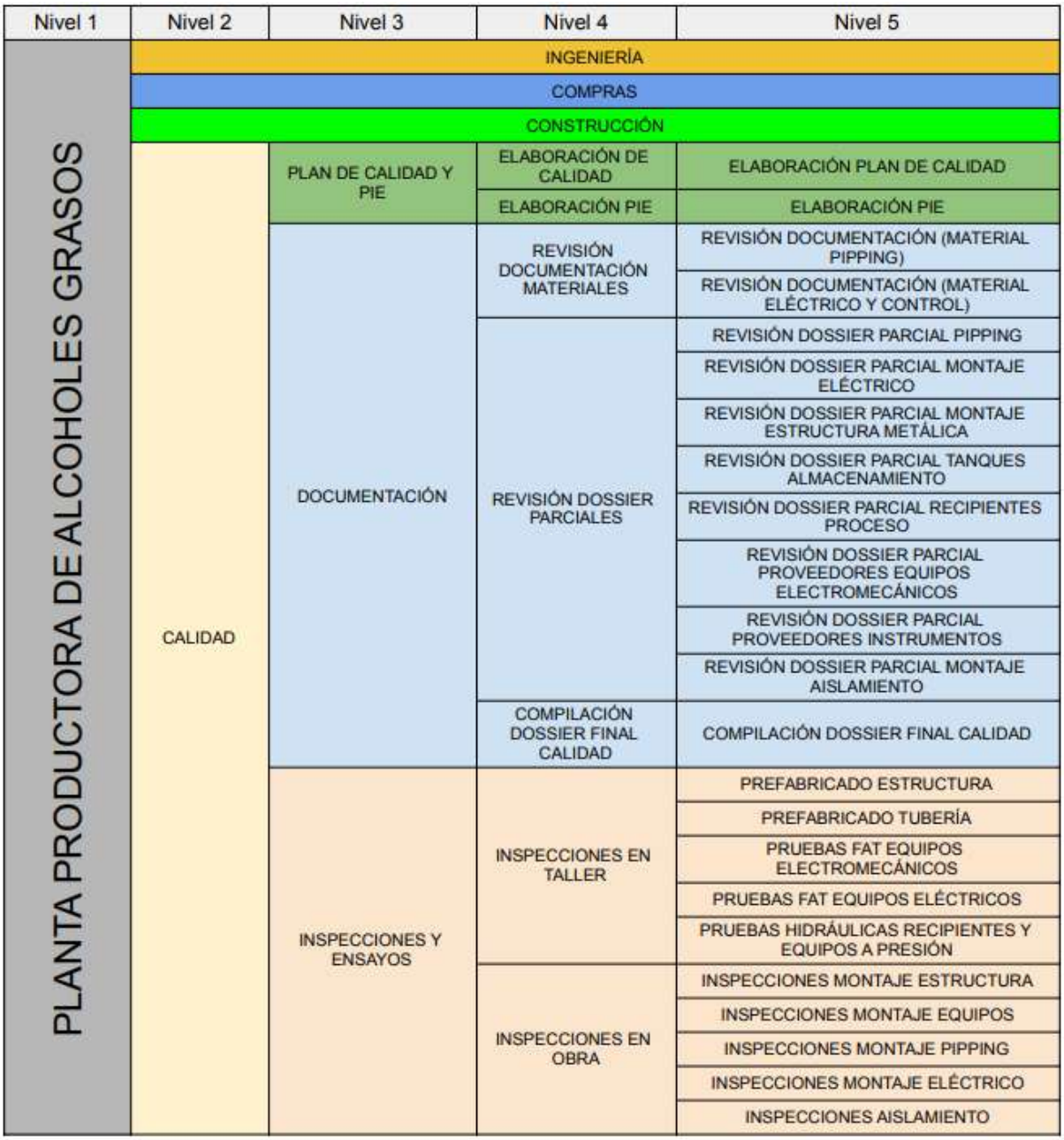


Figura 7.9. Estructura propuesta para la descomposición del trabajo.

La Figura 7.9 muestra de forma general qué equipos o elementos de la planta hay que inspeccionar; pero bien se sabe que la normativa de gestión de calidad indica qué se debe inspeccionar pero no cómo hacerlo. Es por eso que los detalles sobre el tipo específico de verificaciones a llevar a cabo y los procedimientos para tal fin serán redactados por el personal de la empresa a su debido tiempo; aunque sí se puede mencionar que los chequeos están relacionados con ver si se cumplen los parámetros de diseño preestablecidos para cada elemento de la planta (medidas, materiales, características, etcétera).

7.4 Gestión Ambiental

La Gestión Ambiental es un conjunto de rutinas y procedimientos que permiten a una organización administrar adecuadamente las relaciones entre sus actividades y el Medio Ambiente que la rodea, cubriendo las expectativas de las partes interesadas.

La gestión ambiental comprende diversas actividades destinadas a controlar y minimizar la contaminación. Se pueden agrupar en base a dos enfoques: uno preventivo y otro paliativo.

Las medidas preventivas intentan evitar la aparición de efectos nocivos modificando los elementos definitorios de la actividad. Actúan sobre el diseño, las tecnologías utilizadas, el proyecto en general, materias primas alternativas, etc.

- **Minimización:** Es el conjunto de acciones que permiten la reducción o la eliminación de los contaminantes y desechos a partir del proceso o el producto que los genera. Son el diseño eco-eficiente, análisis del ciclo de vida, buenas prácticas, tecnologías limpias.
- **Reciclaje y reutilización de residuos.**

Las medidas paliativas actúan sobre lo que sucedió.

- **Medidas correctoras:** Intentan anular, corregir, atenuar o modificar los impactos. Algunas medidas correctivas pueden ser: modificación de manipulación y transporte, reducción de aditivos que potencian o favorezcan la producción del contaminante, introducir o potenciar el uso de agentes que inhiban o reduzcan los efectos contaminantes, almacenamiento o destrucción del contaminante en condiciones que garanticen su inocuidad y empleando medios con bajos efectos nocivos.

- **Medidas compensatorias:** Al presentarse impactos irrecuperables e inevitables, se buscarán medidas que compensen de alguna manera el efecto nocivo (pago por contaminar, creación de zonas verdes, etc.).

La implantación de un Sistema de Gestión Ambiental (SGA) trae aparejadas una serie de ventajas para las organizaciones, se enuncian brevemente algunas de esas ventajas [7.12]:

- **Mejor y más racional utilización de los recursos:** Insumos, materias primas, energía, control de gastos, disposición de residuos.
- **Mayor eficiencia global.**
- **Mayor competitividad ante los requisitos de los clientes.**
- **Mayores oportunidades de mercado:** Al buscar soluciones que minimicen el impacto ambiental del producto, se logra de manera general un producto de mejores características y calidad con la consecuente mayor oportunidad de mercado.
- **Mejor imagen corporativa:** El hecho de disponer de un SGA indica que la organización está comprometida con la protección del ambiente
- **Menores costos por sanciones y mejores relaciones con el Estado:** El sistema garantiza el cumplimiento de las regulaciones y limita las posibilidades de sanciones y pleitos legales.

El objetivo principal de la implementación de un SGA es: *Reducir el impacto ambiental de las actividades de la organización, integrando la sostenibilidad social y ambiental como estrategia clave, mejorando el desempeño a través de la detección de riesgos ambientales y oportunidades, cumpliendo con los requisitos, la documentación y el marco legal correspondiente.*

La norma internacional que sistematiza y certifica estos SGA es la ISO 14001:2015, y, como se mencionó en la sección 2, se basa en el ciclo de Deming. La implementación del SGA parte de contar con una política ambiental por parte de la organización, la cual plantea los objetivos generales y específicos a cumplir. Algunos objetivos son:

- Gestión de residuos aplicando la regla de las 3R (Reducir, Reciclar, Reutilizar).
- Aspirar a un proceso productivo basado en energías renovables, libre de combustibles fósiles.
- Reducir el consumo de energía, agua y la emisión de gases de efecto invernadero.
- Capacitar a los empleados en materia medioambiental relacionada a sus actividades dentro de la organización.
- Aplicar mejoras al proceso para reducir emisiones y vertidos, y realizar tratamiento de efluentes.
- Cumplir con los requisitos legales en materia ambiental.
- Controlar, medir y mitigar periódicamente los parámetros indicadores de actividades que generen impacto ambiental.
- Diseñar y aplicar un plan de emergencia para posibles accidentes ambientales.

7.4.1 Planificación de Ambiente

La planificación en materia de ambiente se determina en base a dos factores principales: los requerimientos legales y los puntos de la política de ambiente de la organización. Para poder realizar una planificación de acciones y controles a seguir, se deben determinar las potenciales fuentes de impacto ambiental.

La legislación a tener en cuenta es la siguiente:

A nivel nacional:

- Ley 25.675 General del Ambiente (B.O.:27/11/2002)
- Ley 24.051 Residuos Peligrosos (B.O.:17/12/1991)
- Ley 25.612 Residuos Industriales (B.O.:25/07/2002)
- Ley 24.449 de Tránsito (B.O.:23/12/1994). Decreto de Ley 779/95, Anexo S, Transporte de sustancias peligrosas.

A nivel provincial

- Ley 5.965 de Protección a las Fuentes de Provisión y a los Cursos y Cuerpos Receptores de Agua y a la Atmósfera. Decreto 2009/1960 y 3970/1990 Contaminación-Aire-Efluentes Líquidos y Gaseosos.
- Ley 11.459 de Radicación Industrial.
- Ley 11.720 de Residuos Especiales.
- Ley 11.723 Integral del Medio Ambiente y los Recursos Naturales.
- Ley 14.343 de Pasivos Ambientales

Para cumplir con la normativa vigente es necesario realizar una Evaluación de Impacto Ambiental del Proyecto (EIA). La EIA es un procedimiento técnico jurídico-administrativo empleado para la toma de decisiones relacionadas con actividades con repercusión sobre el medio ambiente.

Jorge Gayoso y Diego Alarcón [7.13] establecen que el impacto ambiental puede ser medido mediante un valor numérico asignado por la multiplicación de 3 factores, Grado de severidad del aspecto (S); Frecuencia del impacto (F); y Duración del impacto (D); como lo resume la Tabla 7.1.

Tabla 7.1. Análisis de riesgo de 3 factores de Gayoso y Alarcón.		
Componente riesgo		**Valor asignado**
S	Ninguno (no es probable que ejerzan impacto negativo sobre el medioambiente)	1
	Impacto menor	2
	Impacto moderado	3
	Impacto muy severo (es probable que el daño sea severo o de gran alcance sobre el ambiente)	4
F	Improbable o nunca (nunca se ha ocasionado un impacto o es muy improbable que ocurra)	1
	Infrecuente (el impacto ocurre más de una vez al año y menos de una vez por mes)	2
	Frecuente (el impacto ocurre más de una vez por mes)	3
	Continuo (el impacto ocurre de manera regular y frecuente)	4
D	Temporal (sus efectos son superados en pocos días)	1
	De poca duración (sus efectos pueden permanecer desde algunos días hasta semanas)	2
	De larga duración (sus efectos permanecen latentes tras un período de tiempo prolongado)	3
	Permanente (sus efectos son persistentes en el tiempo)	4

Con lo expuesto anteriormente, se puede realizar una evaluación del impacto ambiental para este proceso; y en base a él, pueden proponerse medidas de control del daño o potencial daño (Tablas 7.2 y 7.3).

Tabla 7.2. Identificación y clasificación de riesgos con el método de 3 factores aplicado a la planta.

N°	Aspecto Ambiental	Impacto Ambiental	S	F	D	Valor
1	Generación de emisiones (vapores de purga de la caldera)	Contaminación del aire	4	4	4	64
2	Generación de residuos sólidos (catalizador usado)	Contaminación del suelo	4	4	4	64
3	Generación de emisiones (vapor de agua de torre de enfriamiento)	Contaminación del aire	2	4	4	16
4	Generación de ruido	Contaminación sonora	2	4	3	24
5	Consumo de energía eléctrica	Agotamiento recurso natural	4	4	4	64
6	Consumo de gas natural	Agotamiento recurso natural no renovable	4	4	4	64
7	Consumo de agua (en el proceso, laboratorio, vestuario y áreas administrativas)	Agotamiento recurso natural no renovable	4	4	4	64
8	Generación de residuos especiales y lubricantes (laboratorio)	Aumento de residuos especiales a disponer	3	3	1	9
9	Generación de residuos sólidos (papeles, cartones, plásticos, materia orgánica de comedor, etc.)	Contaminación del suelo	2	4	2	8
10	Generación de emisiones	Contaminación del suelo, contaminación de agua	4	4	4	64

Tabla 7.3. Medidas a llevar a cabo para paliar los riesgos identificados en la planta.	
N°	**Medida de control**
1	- Instalación de sistemas de recuperación de calor de purga
2	- Implementar un sistema de Gestión de Residuos - Implementar sistema para regenerar el catalizador
3	- Mejorar la eficiencia y reducir evaporación
4	- De ser posible, reemplazar partes ruidosas - Construir zonas con aislamiento sonoro
5	- Reducir consumos innecesarios - Evaluar posibilidad de utilizar energías verdes - Evaluar posibilidad de utilizar energías renovables - Buscar equipos con mayores eficiencias energéticas
6	- Buscar modos de aumentar la eficiencia en la caldera - Evaluar el uso de energías renovables
7	- Fomentar el ahorro de agua - Analizar formas de disminuir el consumo de agua del proceso - Evaluar ciclos de agua dentro del proceso para optimizar su consumo
8	- Capacitar en prácticas y técnicas más eficientes para reducir la cantidad de ensayos - Invertir en nuevas tecnologías - Implementar un sistema de Gestión de Residuos, con foco en empresas receptoras de residuos especiales.
9	- Implementar el uso de las 3R (Reducir, Reciclar, Reutilizar) - Implementar un sistema de Gestión de Residuos
10	- Tratamiento de efluentes

Si bien los vapores de purga de una caldera de vapor de agua no son tóxicos, este representa uno de los principales gases de efecto invernadero. El caudal de purga puede reducirse instalando un sistema de recuperación de calor de esta corriente. En este sistema, el vapor de purga ingresa a un tanque *flash* (que opera a presiones de vacío) en el cual se expande y luego condensa en el tanque de alimentación de agua de la caldera, subiendo su temperatura. El resto de la purga va hacia un intercambiador donde el calor sensible es usado para precalentar agua fría del tanque de almacenamiento. Esto se puede observar en la Figura 7.10.

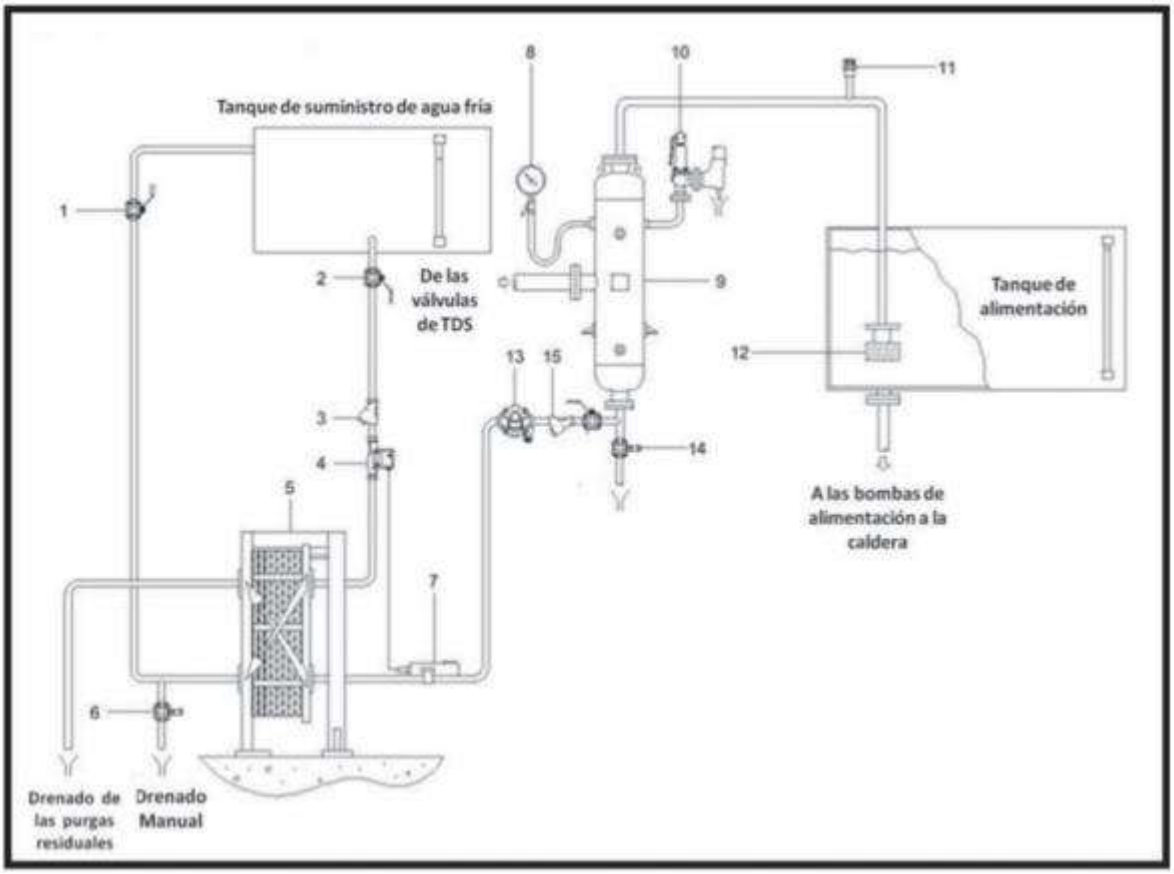


Figura 7.10. Sistemas de recuperación de calor de purga. [7.14]

7.4.2 Implementación

Para la implementación de un SGA, la norma ISO 14001:2015 recomienda seguir las etapas presentadas en las siguientes secciones.

7.4.2.1 Definición de la estructura organizativa y de responsabilidades

Los responsables de los SGA son personal especializado. La implementación del SGA ofrece un nuevo esquema organizativo en el que se incide en la participación de todas las personas que conforman la organización, no sólo personas muy especializadas. Por este motivo, se menciona que todo el personal de la empresa debe comprometerse.

El SGA según la ISO 14001 debe tener un representante que sea visible para toda la organización, pero las funciones en cuanto a las responsabilidades ambientales no deben bajo ningún concepto restringirse a esta función. Los altos cargos de la organización deberán ser los primeros en tomar conciencia y en comprometerse con el SGA y este compromiso debe transmitirse a todos los niveles de la organización. Todo el personal de la empresa tiene que rendir cuentas sobre su área de trabajo, entre los que se incluyen los mandos intermedios y los operarios base.

Las funciones específicas sobre medio ambiente que debe tener en cuenta el responsable del SGA son las siguientes:

- Realizar la coordinación del desarrollo y el control de todos los documentos que forman parte del SGA.
- Informar a la alta dirección de la organización sobre el funcionamiento del SGA.
- Debe garantizar que se realiza la mejora continua.
- Se encarga de dirigir todos los días las cuestiones ambientales que surjan en la organización.
- Tiene que realizar un seguimiento de la actuación ambiental de la organización.
- Asegurar que se cumpla la legislación ambiental.
- Realizar la política ambiental de la organización.
- Fijar cuales serán los objetivos y las metas.
- Dar formación y sensibilizar a toda la organización sobre el cuidado del medio ambiente.

- Tiene que identificar las expectativas ambientales que tienen los clientes de la organización.
- Debe determinar cuál será la actuación ambiental de los proveedores.

Los puntos obligatorios a la hora de implementar un SGA en cualquier tipo de empresa son:

- Definir y documentar las funciones, responsabilidades y autoridades sobre el medio ambiente.
- Tiene que definir recursos humanos, financieros y tecnológicos esenciales, esto requiere que la alta dirección disponga de los recursos necesarios para establecer, implementar, mantener y mejorar el SGA.
- Se deben nombrar a uno o más de uno (depende del tamaño de la organización) responsables del SGA con las siguientes funciones:
    - Asegurar que el SGA se encuentra establecido e implementado acorde a los requisitos.
    - Mantener informada a la gerencia de la organización con el fin de optimizar el funcionamiento del SGA.

De esta forma pueden establecerse las siguientes responsabilidades para cada integrante de la organización:

- **Dirección general**
    - Asegurar que el sistema de gestión ambiental se encuentre en conformidad con los requisitos de la norma ISO 14001.
    - Asignar responsabilidades y autoridades para el correcto desarrollo del sistema de gestión ambiental.
    - Comunicar, difundir y asegurar el cumplimiento de la política ambiental de la empresa.
    - Definir y aprobar las metas y objetivos medioambientales de la organización.
    - Fomentar e incentivar las buenas prácticas y el buen desempeño ambiental en el ámbito de la organización.

- **Gerente de gestión ambiental**
    - Mantener el sistema de gestión ambiental operativo y actualizado.
    - Identificar aspectos ambientales y evaluar la magnitud de su impacto.
    - Analizar y actualizar los requisitos legales a los que responde la organización.
    - Elaborar y mantener actualizada la documentación del sistema de gestión ambiental.
    - Elaborar y comunicar el plan de emergencia ambiental.
    - Organizar, junto a los gerentes departamentales, capacitaciones en materia medioambiental.

- **Gerentes de departamentos**
    - Colaborar con el gerente de gestión ambiental en la identificación y evaluación de aspectos ambientales.
    - Coordinar y llevar a cabo capacitaciones periódicas.

- **Jefes de área**
    - Comunicar a la gerencia los aspectos ambientales del área a su cargo.
    - Analizar posibles medidas correctivas.
    - Transmitir buenas prácticas medioambientales al personal de su área.

- **Personal de área**
    - Colaborar con el jefe de área y con la gerencia en la detección de aspectos ambientales en las tareas que realiza.

7.4.2.2 Capacitación y nivel de conocimiento del personal

La formación que propone la norma ISO 14001 no puede ser considerada como un mero trámite. Para que todos los trabajadores puedan contribuir a la mejora del medio ambiente y puedan tener respuesta a los problemas o situaciones a las que se pueden enfrentar, necesitan conocer los conceptos básicos y adquirir nuevas habilidades.

Se diferencian tres objetivos básicos que se encuentran muy relacionados entre sí:

- Sensibilización ambiental de todos los trabajadores de la organización.
- Se debe realizar formación general a todos los empleados sobre la gestión ambiental.
- La competencia profesional de las funciones realizadas.

Se puede realizar el siguiente diagrama de flujo con todos los requisitos sobre la formación de los empleados:

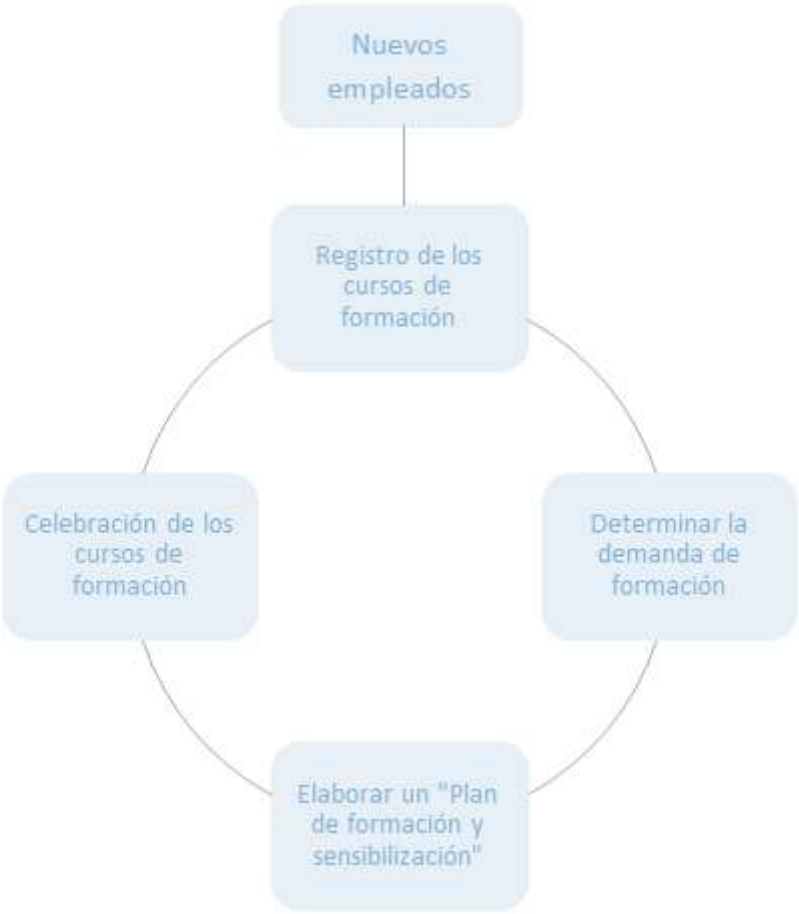


Figura 7.11 Diagrama de flujo para la capacitación en materia ambiental.

Los puntos obligatorios a seguir a la hora de realizar el programa de formación y sensibilización son los siguientes:

- La política ambiental de la organización.
- Se tiene que proporcionar formación a los colaboradores que se encuentran relacionados con los impactos significativos.
- Tienen que elaborar procedimientos de formación para que cada trabajador conozca la importancia del cumplimiento de su política, de los requisitos y los procedimientos del SGA, los impactos significativos asociados a su actividad y las consecuencias de no seguir los procedimientos.
- Se tiene que determinar la competencia profesional de las funciones especializadas.

La capacitación en cuestiones ambientales debe realizarse de manera periódica y actualizarse a la par de los cambios que se detectan tanto en los requisitos legales como en la modificación de procesos, equipos, prácticas o distintas actividades que surjan como medidas correctivas sobre impactos negativos en el ambiente, o bien que se hayan adoptado para garantizar el cumplimiento de los objetivos y de la política ambiental.

7.4.2.3 Comunicación

En toda organización, las comunicaciones se efectúan por dos canales: los formales y los informales. Es muy importante que las comunicaciones que son relevantes para el desempeño y logro de los objetivos de la organización se realicen por los canales formales, ya que de esta forma y en relación a las responsabilidades ya establecidas, las actividades serán hechas en tiempo y forma; y sino habrá siempre un responsable frente a la situación.

Lo que no se comunica “formalmente” difícilmente encuentra un responsable cuando se presenta un problema.

La forma de proporcionar comunicación puede ser muy variada y diversa, folletos, comunicaciones en tableros, revistas, reuniones informales, correo electrónico, reuniones de empleados, audiovisuales, etc. La dirección debe auspiciar los medios para la fluidez de dicha comunicación.

Dentro de la comunicación interna se busca:

- Motivar al personal.
- Dar a conocer los compromisos ambientales asumidos por la gerencia (explicar la política).
- Crear conciencia en el personal respecto de la gestión ambiental y la necesidad del manejo sustentable de los recursos.
- Asegurar el entendimiento de los roles y responsabilidades de cada trabajador.
- Pedir sugerencias, percibiendo así los puntos de vista del personal.
- Responder las interrogantes sobre las actividades y prácticas de la empresa.
- Informar sobre el desempeño logrado por la empresa con relación al cumplimiento del SGA (que todos conozcan cuales han sido los logros y cuanto falta para cumplir las metas).

Otro aspecto de la comunicación es la externa, que podrá hacerse:

- Comunicaciones escritas, con una publicación periódica.
- Uso de números telefónicos para recibir la retroalimentación de los clientes y público en general.
- Informe ambiental.

7.4.2.4 Documentación del sistema de gestión ambiental

La información se puede encontrar en cualquier tipo de formato (papel, electrónico, fotográfico, etc.), siempre a elección de la organización, y puede encontrarse integrada con la documentación de otros Sistemas de Gestión que ya pueden existir en la organización.

Las funciones de la documentación del SGA es describir los elementos fundamentales del sistema, además de la forma en la que estos interaccionan y proporcionan referencias de cómo conseguir información más detallada del Sistema de Gestión Ambiental ISO 14001.

La documentación es un requisito de la norma ISO 14001 que aparece en el punto “4.4.4. Documentación” de la misma, y ésta se reúne en cuatro grupos:

7.4.2.4.1 Manual de gestión ambiental

El manual del Sistema de Gestión Ambiental es el documento que describe al sistema completo, establece una visión general del mismo y proporciona orientación acerca de la documentación relacionada.

La realización de dichos documentos no es un requisito de la norma ISO 14001, pero es muy recomendable y práctico, ya que facilita una visión global del SGA. Es aconsejable elaborarlo siguiendo la estructura que determina la norma ISO 14001. En el manual se debe incluir la descripción de la organización y de su actividad, las normas y la documentación de referencia, términos y definiciones de intereses, el alcance del sistema, la política ambiental y la descripción del SGA, cubriendo cada punto de la ISO 14001.

7.4.2.4.2 Procedimientos e instrucciones de trabajo

Establecen un objetivo y el alcance que tiene el proceso, además de explicar la forma en la que se lleva a cabo. Son documentos que se pueden realizar a partir de procedimientos, con los que se clasifican y se detallan de forma rápida la realización de una actividad.

La realización de procedimientos e instrucciones se realiza revisando los documentos existentes y las metodologías de realización de las actividades. De forma posterior se crea un borrador que se ubica entre las personas encargadas de revisarlo y modificarlo con los cambios que han sido propuestos. Finalmente, se distribuye la nueva versión entre los trabajadores que deben hacer uso del mismo, impartiendo la formación necesaria de los usuarios y revisándola de forma periódica para modificarla cuando pueda.

La empresa tiene que disponer, como mínimo, de los procedimientos requeridos por la norma. Aunque la norma ISO 14001 sólo exige, en procedimientos, el control operacional, la empresa tiene que documentar los procedimientos e instrucciones que considere oportunos para establecer de forma eficaz el desarrollo del SGA.

Los procedimientos requeridos por la norma ISO 14001 son:

- Aspectos ambientales
- Requisitos legales
- Competencia, formación y toma de conciencia
- Comunicación
- Control de documentos
- Control operacional
- Preparación y respuesta ante emergencias
- Seguimiento y medición
- Evaluar el cumplimiento legal
- No conformidades, acciones correctivas y preventivas
- Control de registros
- Auditoría interna

7.4.2.4.3 Formato

Son formularios o tablas que se van rellenando con los datos obtenidos durante el desarrollo de las actividades, conforme a lo establecido en los procedimientos e instrucciones. Debe ser adecuado y ajustarse a la empresa y la actividad que realiza de forma concreta. El diseño tiene que facilitar el reflejo de una forma rápida e inmediata según una serie de resultados.

7.4.2.4.4 Registros

Los registros son evidencias sobre actividades desempeñadas, aportan una idea del grado en el que el SGA se encuentra implementado en la empresa. Cuando se relaciona el cumplimiento de la norma, debe permanecer guardado un tiempo prudencial establecido por la legislación.

La norma ISO 14001 llama a que se realicen y se pongan al día todos los registros necesarios con los que demostrar la conformidad con los requisitos del SGA y de la norma ISO 14001, así como del desempeño ambiental y del sistema.

La norma ISO 14001 establece la elaboración y puesta al día de todos los procedimientos necesarios para poder identificar, almacenar, proteger contra daños, deterioro y pérdida, además de poder recuperar los registros perdidos.

Entre todos los datos que se pueden registrar figuran entre otros, la información sobre el cumplimiento de la legislación ambiental, otros requisitos, informes de NC, registros sobre impactos ambientales significativos y resultados de auditorías internas del SGA y revisiones por la dirección.

Existen diferentes registros exigidos por la norma ISO 14001 de los que la empresa tiene que disponer. Estos son:

- Registro de comunicación
- Verificación

7.4.2.4.5 Documentación auxiliar

Se trata de documentación adicional, que se puede referenciar en el manual, procedimientos o instrucciones, como puede ser:

- Normativa y textos legales
- Manuales de buenas prácticas
- Planos
- Organigramas y diagramas de flujo
- Revisión ambiental inicial

7.4.2.5 Prevención de emergencias y capacidad de respuesta

La norma ISO 14001:2015 plantea que es necesario contar con la preparación adecuada ante distintas fallas o eventualidades con potencial de impacto ambiental negativo. Deben establecerse los planes de emergencia necesarios, los cuales deben ser actualizados periódicamente por la persona a cargo del SGA.

El análisis requerido para estas eventualidades debe seguir un esquema como el siguiente:

Figura 7.12. Esquema para elaboración de Plan de Emergencia Ambiental.

Allí, las potenciales amenazas ambientales dentro del proceso son: fuga de hidrógeno, derrame de efluentes líquidos, aumento excesivo de demanda de agua, aumento excesivo de la demanda de gas natural, fuga de mezcla reactiva, disipación por aire de catalizador en polvo, entre otros.

Además, dentro del plan de emergencia deben incluirse las siguientes medidas:

- Visibilidad de carteles de seguridad en equipos.
- Fichas de seguridad de sustancias especiales.
- Acciones de mitigación de incendios de sustancias especiales, o neutralización según sea el caso.
- Realización de cursos o prácticas a fin de identificar y conocer los posibles peligros.
- Realización de manera anual un simulacro general: Se debe elegir un accidente a simular y todo el personal se debe involucrar de manera activa, para identificar las competencias que deben mejorarse en caso de un accidente real.

7.4.3 Verificación

El análisis de la verificación del sistema de gestión ambiental en la planta del presente proyecto no puede realizarse dado que la misma se encuentra en su etapa de diseño. Sin embargo, se establecen a continuación los lineamientos generales a tener en cuenta en esta etapa.

7.4.3.1 Evaluación y medición

La norma ISO-14001 exige que se realice una evaluación del grado de cumplimiento de los requisitos legislativos, constituyendo un punto de partida que establece los objetivos y las metas ambientales cuando se desea implementar un SGA.

Para realizar la evaluación se puede llevar a cabo una auditoría interna del SGA, ya que se lleva a cabo una medición y una supervisión del grado de cumplimiento. Este requisito establece una revisión que se basa en estudiar de forma determinada toda la información disponible, para la que la ISO 14001 establece unos requisitos mínimos:

- Determinar la conformidad del SGA con todas las disposiciones que se han planificado.
- Determinar el grado de implantación del SGA.
- Se suministra la información resultante a la alta dirección de la organización. Planificar, establecer y mantener actualizado el programa de auditoría.
- Se puede establecer un procedimiento que asigne responsabilidades y defina los requisitos necesarios para planificar y realizar las auditorías.

Se debe informar sobre los resultados, mantener todos los registros que se asocian al proceso, determinar los criterios de auditoría, el alcance, la frecuencia y el método que asegura que el auditor sea objetivo durante todo el proceso. La revisión por la dirección de dichas auditorías se lleva a cabo en intervalos de tiempo planificados.

7.4.3.2 Revisión de la dirección

Para mejorar el desempeño ambiental, se debe establecer una validación del funcionamiento del SGA.

La dirección de la organización debe revisar de forma periódica el SGA para garantizar la eficacia de forma permanente. La revisión por la dirección se debe documentar por escrito.

Los requisitos legales deben ser tenidos en cuenta, no solo los provenientes de la administración ambiental, sino cualquier requisito legal que tenga repercusión ambiental, como puede ser la revisión de los depósitos de sustancias químicas, inspección de los equipos de presión, etc.

Además, debe tener en cuenta variaciones en:

- Cuestiones externas e internas que sean pertinentes al sistema de gestión ambiental.
- Las necesidades y expectativas de las partes interesadas, incluidos los requisitos legales.
- Sus aspectos ambientales significativos.
- Grado en el que se han logrado los objetivos ambientales.
- La información sobre el desempeño ambiental de la organización.
- Las oportunidades de mejora continua.

7.5 Gestión de la seguridad y salud ocupacional

Los Sistemas de Gestión de la Seguridad y Salud en el Trabajo (SGSST) tiene como objetivo final ayudar a los negocios a proporcionar un ambiente de trabajo seguro para los empleados y cualquier persona en el lugar de trabajo. Esto puede conseguirse al controlar factores que puedan potencialmente causar lesiones, enfermedades, y en casos extremos, defunciones. La Norma ISO 45001:2018 se centra en mitigar cualquier factor dañino o que suponga un riesgo para el bienestar físico y mental de los trabajadores.

La ISO 45001 es la norma internacional para SGSST destinada a proteger a los trabajadores y visitantes de accidentes y enfermedades laborales. La certificación ISO 45001 fue desarrollada para mitigar cualquier factor que pueda causar daños irreparables a los empleados o al negocio. La norma es resultado del esfuerzo de un comité de expertos en seguridad y salud en el trabajo que buscaron un enfoque hacia otros SG, incluyendo la ISO 9000, ISO 9001 y la ISO 14001. Además, la ISO 45001 fue diseñada para considerar otros SGSST como las OHSAS 18001, 18002 y otras directrices y convenciones de seguridad.

Desafortunadamente, miles de trabajadores fallecen cada día en situaciones de trabajo adversas que pueden prevenirse. De hecho, acorde a la Organización Internacional de Normalización (ISO) y la Organización Internacional de Trabajo (OIT), más de 2.7 millones de defunciones se registran a nivel global en accidentes laborales. Además, se producen 374 millones de accidentes laborales no mortales, que resultan en 4 o más días de baja laboral.

Particularmente en la República Argentina, la Superintendencia de Riesgos en el Trabajo (SRT) informa un índice de letalidad de 114.6 para el año 2020; y 234404 accidentes con bajas laborales, con una duración promedio de baja de 37.2 días. [7.15]

Según varios expertos en seguridad y salud en el trabajo, la ISO 45001 representa un marco de trabajo innovador. Por primera vez, y a nivel internacional, cualquier organización de todo tamaño podrá acceder a un marco de trabajo único que ofrece un camino claro al desarrollo de un sistema de seguridad y salud en el trabajo robusto.

La norma ISO 45001 ha experimentado un aumento del 97.3% en los certificados mundiales en 2020, lo que demuestra el crecimiento y la importancia de la certificación acreditada por UKAS. [7.16]

Para dar un marco a las intenciones de incorporar un SGSST, se van a definir los objetivos del mismo, teniendo en cuenta las obligaciones legales, las partes interesadas y los requisitos financieros, tecnológicos y operativos.

Los objetivos del SGSST son los siguientes:

- Prevenir accidentes y aparición de enfermedades laborales
- Implementar medidas de prevención , identificación de peligros y evaluación de riesgos.
- Incrementar los niveles de satisfacción de los trabajadores en relación con el sistema.
- Reducir los niveles de estrés.
- Implementar un programa de capacitación que fortalezca los conocimientos de seguridad y salud en el trabajo.
- Aumentar la conciencia o competencia en la realización de tareas dentro del sistema.
- Cumplir con los requisitos legales antes de su promulgación.
- Reducir o eliminar accidentes laborales..
- Reducir el ausentismo por accidentes o enfermedades laborales.

7.5.1 Planificación del SGSST

A la hora de realizar la planificación del SGSST según la nueva ISO 45001:2018, la organización tiene que considerar las cuestiones que se refieren al apartado 4.1, 4.2 y 4.3 del mismo, y determinar los riesgos y oportunidades siendo necesario para abordar con el fin de:

- Asegurar que el sistema de gestión pueda conseguir los resultados previstos
- Prevenir o minimizar los efectos no deseados
- Conseguir la mejora continua

Al determinar los riesgos y oportunidades para el sistema de gestión y sus resultados previstos siendo lo necesario para abordar, la empresa debe tener en cuenta:

- Los peligros
- Los riesgos para la seguridad y salud en el trabajo
- Las oportunidades para la seguridad y salud en el trabajo
- Los requisitos legales

Los requerimientos legales en la Argentina referidos a SST son los siguientes:

- Ley 19.587/1972 de Higiene y Seguridad en el Trabajo (B.O. 28/04/1972). Decreto de Ley 351/79.
- Resolución SRT 523/07 de Sistemas de Gestión de la Seguridad y la Salud en el Trabajo. Ley 24.557 de Riesgos de Trabajo. (B.O. 04/10/1995). Decreto de Ley 170/96.
- Ley 26.773: Régimen de ordenamiento de la reparación de los daños derivados de los accidentes de trabajo y enfermedades profesionales. (B.O. 26/10/2012). Decreto de Ley 472/14.

Los principales riesgos identificados en la fase de diseño del proyecto para la futura operación de la planta se ven en la Tabla 7.4.

Tabla 7.4. Riesgos identificados en la fase de diseño.				
Tipo	**N°**	**Situacion/Equipo/Condición**	**Peligro**	**Riesgo**
Físico	1	Caldera	Operación a altas presiones y temperaturas	Explosión
	2	Reactor		
	3	Tuberías y equipos con fluidos a temperaturas elevadas	Superficies a temperaturas elevadas	Quemaduras cutáneas
	4	Bombas	Ruido	Exposición al ruido
	5	Torre de enfriamiento		
	6	Quemador caldera		
	7	Eyectores		
	8	Compresor		
	9	Material inflamable	Manipulación y presencia de material inflamable	Incendio
	10	Equipos conectados a la red eléctrica	Manipulación de equipos bajo tensión	Electrocución
	11	Envases con reactivos y productos de grandes dimensiones y pesos	Manipulación y traslado	Golpes, lesiones corporales, caídas del mismo nivel, cortes y golpes contra objetos
Químico	12	Manipulación catalizador en polvo	Partículas finas	Enfermedades en las vías

				respiratorias

Si bien la Tabla 7.4 da una idea de cuales son *a priori* los principales riesgos presentes en el proceso, una vez puesta en operación la planta van a surgir nuevos peligros. La gestión de los peligros y riesgos que surjan siguen el siguiente esquema de implementación:

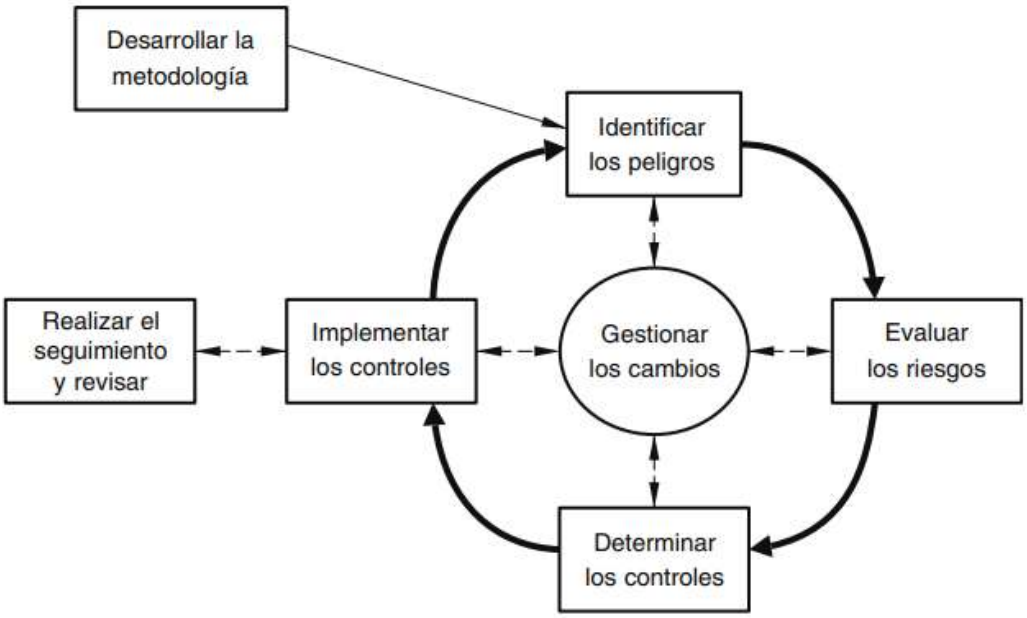


Figura 7.13. Esquema de gestión de peligros y riesgos.

Ya identificados los riesgos, se procede a armar una matriz de 3x3 para realizar una evaluación de los mismos. Esta matriz de doble entrada permite evaluar los riesgos entre aceptables e intolerables.

Si se entiende el riesgo como la combinación de probabilidad de ocurrencia y gravedad de las consecuencias, se puede armar la siguiente matriz:

		Gravedad		
		Baja	**Moderada**	**Alta**
Probabilidad	**Baja**	Trivial	Tolerable	Moderado
	Moderada	Tolerable	Moderado	Importante
	Alta	Moderado	Importante	Intolerable

Donde se sigue la siguiente recomendación de acción en base a la ubicación del riesgo asociado a cada peligro:

- **Riesgo trivial:** No se requiere acción ni se necesita llevar documentación.
- **Riesgo tolerable:** Se requieren comprobaciones para asegurar que se mantienen las medidas de control.
- **Riesgo moderado:** Se deben hacer esfuerzos para disminuir el riesgo en un período de tiempo conocido y estipulado.
- **Riesgo importante:** No se debe comenzar el trabajo hasta que se reduzca el riesgo y el problema deberá ser remediado en un tiempo menor al establecido para riesgos moderados.
- **Riesgo severo:** No se debe comenzar ni continuar el trabajo hasta que se reduzca el riesgo. Si no es posible, la tarea debe prohibirse.

En base a los expuesto puede ubicarse cada peligro en la matriz de riesgo correspondiente para los identificados en la Tabla 7.4:

		Gravedad		
		Baja	**Moderada**	**Alta**
Probabilidad	**Baja**			3, 12
	Moderada		10	1, 2, 9
	Alta	11	4, 5, 6, 7, 8	

Una vez ubicado cada uno de los riesgos presentes en la planta dentro de la matriz se deben establecer las medidas de control que se adoptarán para reducir o mitigar el daño potencial. El tipo de medidas de control que se pueden tomar se presentan a continuación en la Tabla 7.5, y se clasifican en orden decreciente de efectividad.

Tabla 7.5. Tipos de medidas de control a llevar a cabo.

Medida de control	Tipo	Descripción
Eliminación	Prevención	Consiste en cambiar los equipos, materiales empleados o parte del proceso productivo que genere una condición riesgosa en el entorno laboral.
Sustitución	Prevención	Consiste en reemplazar una actividad, sustancia o equipo por una cuyo riesgo asociado sea menor al del caso inicial.
Controles de Ingeniería	Prevención	Este tipo de medidas tienden a modificar las condiciones del entorno laboral de modo tal que el riesgo asociado a la actividad desarrollada sea menor.
Controles administrativos	Prevención	Abarca todas las medidas tendientes a la capacitación y formación del personal, la creación de protocolos para la realización de las diversas tareas de la planta, el desarrollo de actuaciones ante situaciones de emergencia.
Elementos de protección personal (EPP)	Protección	Incluye el equipo que crea una barrera entre el trabajador y la condición insegura. No elimina la presencia de la situación con potencial dañoso, pero minimiza sus consecuencias.

A continuación se realiza un punteo de las medidas de control propuestas para las actividades riesgosas desarrolladas en la planta de procesos.

- **Operación de caldera y de reactor:** Son dos equipos que se encuentran sometidos a presiones internas altas. Se propone realizar chequeos semanales del estado de los elementos de seguridad constructivos y chequeos anuales de su integridad mecánica. Se propone señalizar los sectores donde se ubican los equipos.

- **Manipulación y presencia de material inflamable:** Se debe capacitar a todo el personal involucrado en la realización de tareas que requieran manipular sustancias inflamables. El sistema de protección contra incendios debe cumplir los requisitos de las normativas vigentes, a la vez que deberá ser eficiente en su tarea. Se propone establecer un protocolo de evacuación de la planta en caso de incendio, señalizar correctamente el camino a seguir y la salida más cercana desde cada punto de la planta y la realización periódica de simulacros para mantener alerta al personal. También se debe almacenar el material inflamable de forma tal que se minimice la propagación del incendio en caso de que este tenga lugar. Con las medidas indicadas, se apunta a disminuir tanto la probabilidad de ocurrencia del daño como la gravedad del mismo.

- **Mantenimiento de instalación eléctrica:** Estas tareas deben ser asignadas únicamente al personal entrenado para tal fin, por lo cual es fundamental la capacitación periódica. Para evitar que el resto de los trabajadores entren en contacto con partes activas de la instalación, las mismas deben ser aisladas físicamente con cercos o rejas según corresponda, a la vez que se tienen que señalizar adecuadamente. Se debe verificar periódicamente la puesta a tierra, los interruptores diferenciales, las llaves termomagnéticas y todos aquellos dispositivos involucrados en la protección tanto del personal como de los equipos. Es necesario proveer los elementos de protección personal adecuados - calzado aislante, casco de seguridad, línea de vida en caso de trabajos en altura - a todos los operarios involucrados en el mantenimiento de la instalación eléctrica dependiendo de las particularidades del proceso.

- **Ruido de equipos:** Se propone construir estructuras que aislen elementos acústicamente, en donde sea posible. Es obligatorio brindar a los trabajadores protecciones auditivas.

- **Manipulación de catalizador en polvo:** Se debe brindar EPP tanto para la carga de catalizador como para su descarga, como lo pueden ser guantes, mascarilla y protecciones oculares. Es recomendable evaluar la instalación de extractores de aire por la posible existencia de polvo en el aire debido a movimientos brownianos.

- **Transporte de fluidos a altas temperaturas:** Chequear anualmente el estado de los aislantes utilizados, además de realizar estudios de integridad mecánica de las cañerías o ductos.

Todas las medidas mencionadas se orientan a disminuir la probabilidad del suceso con consecuencia dañosa, o bien la severidad del daño, de manera tal que el riesgo se ubique en una zona de la matriz para la cual represente un menor potencial.

7.5.2 Implementación

7.5.2.1 Recursos, funciones, responsabilidad y autoridad

Según la norma ISO 45001:2018, las responsabilidades de la alta dirección son las siguientes:

- **Publicar la Política de Seguridad y Salud en el Trabajo:** La dirección tiene que publicar una política, en la que se definirá la intención principal del SGSST.

- **Definir qué dirección seguirá el SGSST y los objetivos que proporcionan una medida clara de si el sistema es eficiente.**

- **Determinar las principales responsabilidades:** La alta dirección tiene que definir quién está a cargo de diferentes elementos que están relacionados con la implementación del SGSST. La norma ISO 45001 requiere de una dirección para designar a los responsables de la dirección, pero la alta dirección también tiene que asignar otras responsabilidades. Además, la dirección tiene que apoyar a todos los directivos y asegurarse de que han hecho su trabajo.

- **Comunicar la importancia:** Los ejecutivos son los que tienen la mayor influencia en una empresa. Si no explican a los empleados por qué el SGSST es importante, entonces nadie creerá que tienen que hacer nada al respecto.

- **Proporcionar todos los recursos necesarios:** Sin recursos económicos y sin suficiente tiempo para los trabajadores la norma ISO 45001 fallará. En este momento es en el que se necesita el apoyo de la dirección, la cual debe llegar a ser real y tangible.

- **Realizar examen de la gestión:** En este momento, la dirección tiene que revisar todo lo que ha sucedido dentro de su SGSST, donde una de las tareas principales es elaborar la conclusión y determinar si se han alcanzado los objetivos.

En un SGSST debe existir al menos un representante de la dirección. Dicha persona será la columna vertebral del Sistema de Gestión y tendrá la responsabilidad de su última eficacia.

Las principales responsabilidades del representante de la dirección serán:

- **Asegurar que se establece el SGSST, se implementa y se mantiene:** El representante tiene que asegurarse que se cumplan todos los requisitos de la norma. Esto incluye la identificación de peligros, evaluación de riesgos y controles que determinan, identifican todos los riesgos legales y determinan la competencia, además de ofrecer capacitaciones necesarias, que establece los procesos de comunicación, se deben preparar para emergencias y procesos de respuesta.

- **Los informes sobre el desempeño del SGSST a la alta dirección:** Se incluye la realización de una auditoría interna, la auditoría de cumplimiento de los requisitos, y el seguimiento de los resultados del Sistema de Gestión.

Los mandos intermedios tienen dos funciones importantes en el SGSST. La primera de ellas es ayudar en la evaluación de los riesgos y determinar los controles operacionales para las actividades y los procesos que están entre sus responsabilidades. La segunda función es, por supuesto, asegurar que todas las reglas son seguidas por los trabajadores.

Los trabajadores son los que obtienen los mayores beneficios de la norma ISO 45001, y su participación depende principalmente de la importancia y el propósito que persigue el sistema de gestión. Nada puede hacer que el sistema funcione como la percepción de la importancia de los trabajadores.

Cuando cada trabajador es claro en sus funciones y responsabilidades, y además es consciente de la forma en la que contribuye al sistema y el motivo por el que es importante para él personalmente, todo esto hace que en la empresa exista un SGSST eficaz. Además, la empresa debe obtener los beneficios que la norma ISO 45001 puede aportar.

7.5.2.2 Capacitación y toma de conciencia

Se debe proporcionar la capacitación suficiente para que un empleado lleve a cabo todas las tareas necesarias que requiere el trabajo asignado y se debe definir la capacitación para cada actividad. Existen seis áreas principales de capacitación en concientización que ISO 45001 define en la sección 7.3 de la norma, siendo:

- Cuáles son las políticas y objetivos de seguridad y salud en el trabajo que afectan a su trabajo. Esto significa saber lo que hacen que afecta la capacidad de la empresa para cumplir con la política y los objetivos.

- Su aporte al sistema de gestión de seguridad y salud en el trabajo. Los empleados deben conocer sus políticas y procedimientos para seguridad y salud en el trabajo y comprender cómo el cumplimiento de estos requisitos los mantiene seguros. Esto también incluye los beneficios de un mejor desempeño de seguridad y salud en el trabajo.

- Consecuencias potenciales de apartarse de los procedimientos y no cumplir con los requisitos del sistema de administración de seguridad y salud en el trabajo. No es suficiente que los empleados sepan que existe un procedimiento, sino que necesitan saber qué sucederá si no se sigue. En cuanto a incidentes pasados relevantes, se observa si ocurrió un incidente que podría afectar la forma en la que el empleado hace su trabajo, y luego se espera que entiendan lo que sucedió y los resultados de la investigación.

- Peligros y riesgos de seguridad y salud en el trabajo relevantes para sus trabajos: Aquí es donde necesita que los empleados conozcan los peligros y riesgos asociados a sus trabajos y cómo su comportamiento impacta sobre estos peligros y riesgos.

- La capacidad de retirarse de situaciones inseguras: Los empleados deben saber que es aceptable dejar de trabajar cuando no es seguro hacerlo. Si su salud y seguridad están en peligro inminente, necesitan entender cómo pueden detenerse y corregirlo.

Al presentar la capacitación, es muy importante recordar que debe asegurarse que las personas comprendan lo que se ha presentado. Para hacer esto, se deben tener en cuenta las habilidades, idiomas y niveles de alfabetización de su audiencia de capacitación. Si la mayoría de sus empleados hablan español, presentar su formación en inglés puede ser una mala idea.

Se debe adaptar su capacitación al riesgo que presentan los empleados que no entienden la capacitación. De ser fundamental que un empleado sepa cierta información para mantenerse a salvo en el trabajo, depende de la alta dirección asegurarse de que haya entendido lo que se enseña. Además se debe realizar un seguimiento y evaluación de la efectividad de las capacitaciones brindadas mediante encuestas para asegurarse del correcto entendimiento de la información por parte del personal.

Este es uno de los motivos principales para implementar un SGSST para controlar los riesgos en sus procesos y utilizar su capacitación de forma adecuada para apoyar este objetivo.

7.5.2.3 Comunicación, participación y consulta

Se deben definir los canales de comunicación, participación y consulta por medio de los cuales la información se transmite entre los diferentes niveles de la organización.

En cuanto a la comunicación interna, se propone que los trabajadores cuenten con un "Registro de Comunicación de Riesgos" que deben completar con los siguientes datos:

- **Sección:** Lugar de la planta donde se ha detectado el riesgo.
- **Puesto de trabajo:** Operación dentro de la sección donde se ha detectado el riesgo.
- **Información del comunicante:** Nombre, fecha en que se realiza la notificación y descripción del riesgo en términos de su naturaleza.

El trabajador entregará la planilla a su superior inmediato que realizará el informe pertinente de la situación y determinará la acción preventiva o correctiva necesaria. El superior elevará un comunicado de riesgo al delegado de prevención.

La comunicación externa será mantenida por el Jefe de Recursos Humanos en todo lo que respecta a la prevención de los riesgos laborales. De todas formas, la Dirección decidirá en última instancia la información que se comunique externamente. En caso de accidente, el Jefe de RRHH se encargará de la comunicación con el organismo público con competencia sobre la legislación laboral.

Por su parte, la consulta y participación de los trabajadores en temas relativos a la prevención de riesgos laborales se hará por medio de los Delegados de Prevención, encargados de notificar a sus superiores cualquier acontecimiento o inquietud de los empleados en lo que respecta a SGSST.

7.5.2.4 Documentación

Para la correcta implementación de la norma ISO 45001:2018 se requiere contar con información documentada. Si bien la norma no hace referencia a qué tipo de documentación se debe utilizar, es esencial contar con el siguiente material:

- Alcance del SGSST
- Política de SST
- Registro de identificación de peligros, evaluación de riesgos y controles establecidos
- Objetivos del programa de Gestión de SST
- Roles, responsabilidades y autoridades
- Competencia y formación
- Comunicación con partes externas
- Elementos del Sistema de Gestión de SST y su interacción
- Procedimientos de control operacional
- Supervisión e información del desempeño
- Registros de calibración
- Evaluación de registros de cumplimiento
- No conformidad, acciones correctivas y preventivas
- Registros de auditorías internas
- Revisión de la gestión de los registros

7.5.2.5 Prevención de emergencias y capacidad de respuesta

El Plan de respuesta a emergencias de una organización es el procedimiento de acción que toda compañía debe de llevar a cabo en caso de que se presenten situaciones de riesgo.

Este tipo de planes se trata de una acción recogida en la legislación referente a la prevención de riesgos laborales de muchos países. Se suele exigir que las organizaciones tengan que analizar posibles situaciones de emergencia, adoptando aquellas medidas necesarias en materia de primeros auxilios, lucha y extinción de incendios y evacuación de los trabajadores de las instalaciones.

Desde un punto de vista general, se puede señalar que el objetivo principal del plan de respuesta a emergencias en una organización es el de afrontar de manera efectiva y oportuna una posible situación de emergencia. De esta manera se reducen al mínimo los posibles daños producidos una vez haya ocurrido un incidente que afecte a la salud y la integridad de

las personas. En este también se tienen en cuenta posibles impactos al medio ambiente, así como la relación con las comunidades de las zonas de influencia de la organización.

Desde un punto de vista específico, cabe destacar los siguientes como principales objetivos de plan de respuesta de emergencias:

- Establecer procedimientos claros y precisos para guiar a los trabajadores sobre las acciones a seguir en situaciones de emergencia.
- Indicar los procedimientos necesarios que requieren guiar al personal especializado en las acciones a llevar a cabo en situación de emergencia.
- Describir de manera precisa las comisiones de los diferentes involucrados en la comunicación, coordinación, administración y soporte (durante y después de la emergencia).
- Evitar que los incidentes, provocados por la realización de las actividades de la empresa alcancen niveles de emergencias mayores.
- Informar de forma oportuna y objetiva a los organismos gubernamentales, medios de comunicación y público en general respecto al origen, evolución, atención y mitigación de una emergencia.
- Contar con medidas de contingencia que les posibilite, una vez ocurrida una emergencia, poder restaurar las operaciones en el menor tiempo posible.
- Cumplir con los requisitos legales pertinentes de cada país en el que se ubique la organización (sobre todo en aquellas que son multisede).

El Plan de Respuesta de Emergencia, debe ser suficientemente flexible en su desarrollo como para hacer frente de forma efectiva a emergencias de diversos tipos y gravedad, lo que incluye situaciones que afectan la vida o la salud de las personas. La organización para la respuesta a emergencias está compuesta por un equipo de personas cuyos objetivos generales son los siguientes:

- Salvar vidas
- Protección del medio ambiente y propiedad
- Seguridad del equipo
- Restablecer las operaciones

7.5.3 Verificación

La empresa debe establecer, implantar y mantener procesos para el seguimiento, la medición, el análisis y la evaluación del desempeño según la norma ISO 45001.

La empresa debe determinar:

- Lo que necesita para realizar el seguimiento y la medición, incluyendo el cumplimiento de los requisitos legales, las actividades relacionadas con peligros, riesgos y oportunidades identificados, el progreso en el logro de los objetivos y la eficacia de los controles.
- Los métodos de seguimiento, medición, análisis y evaluación del desempeño, según sea aplicable para asegurar los resultados.
- Los criterios frente a los que la empresa evaluará su desempeño de seguridad y salud en el trabajo.
- Cuándo se debe realizar el seguimiento y la medición.
- Cuándo se tienen que analizar, evaluar y comunicar los resultados de seguimiento y la medición.

La empresa debe evaluar el desempeño de seguridad y salud en el trabajo, además de determinar la eficacia del sistema de gestión de seguridad y salud. Además, tiene que asegurarse de que el equipo de seguimiento y medición se calibra o se verifica según se aplique, además se mantiene según sea apropiado.

La organización tiene que conservar la información documentada según:

- La evidencia de los resultados de seguimiento, la medición, el análisis y la evaluación del desempeño.
- El mantenimiento, calibración o verificación de los equipos de medición.

La organización tiene que establecer, implantar y mantener los procesos de la norma ISO 45001 para evaluar el cumplimento de los requisitos legales y otros requisitos. Debe:

- Determinar la frecuencia y los métodos para evaluar el cumplimiento
- Evaluar el cumplimiento y tomar acciones si es necesario
- Mantener el conocimiento y la comprensión de su estado de cumplimiento con los requisitos legales
- Conservar la información documentada de los resultados de la evaluación del cumplimiento

7.5.3.1 Auditoría interna

La empresa tiene que llevar a cabo auditorías internas a intervalos planificados, para proporcionar información sobre el SGSST y observar si:

- Se encuentra conforme a los requisitos de la empresa, incluyendo la política y los objetivos.
- Se implanta y mantiene de forma eficiente.

La empresa debe:

- Planificar, establecer, implantar y mantener programas de auditoría que incluye la frecuencia, los métodos, las responsabilidades, la consulta, los requisitos de planificación y la elaboración de informes, que deben tener en consideración la importancia de los procesos involucrados y los resultados de las auditorías previas.

- Definir los criterios de auditoría y el alcance de la auditoría.

- Seleccionar auditores y llevar a cabo auditorías para asegurarse de la objetividad y la imparcialidad de los procesos de auditoría.

- Asegurarse de que los resultados de las auditorías se informen a los directivos pertinentes. Se debe asegurar que se informen los hallazgos de la auditoría pertinentes a los empleados y, cuando existan, a los representantes de los trabajadores, y otras partes interesadas.

- Tomar acciones para abordar las no conformidades y la mejora continua del desempeño de seguridad y salud en el trabajo.

- Conservar información documentada como evidencia de la implantación del programa de auditoría y los resultados de las auditorías.

7.5.3.2 Revisión por la dirección

La alta dirección de la organización deberá revisar el SGSST en intervalos planificados, para asegurarse de su conveniencia, adecuación y eficacia de forma continua.

La revisión por parte de la dirección debe considerar:

- El estado de las acciones de las revisiones por la dirección.
- Los cambios en las cuestiones externas e internas que sean pertinentes al SGSST.
- El grado en el que se ha cumplido la política de seguridad y salud en el trabajo.
- El objetivo que persigue la norma ISO 45001.
- La información sobre el desempeño de seguridad y salud en el trabajo, incluyendo todas las tendencias relativas a incidentes, a los resultados de seguimiento y medición, los resultados de la evaluación del cumplimiento de los requisitos legales, los resultados de auditoría, la consulta y la participación y los riesgos y oportunidades.
- La adecuación de los recursos para mantener un SG eficiente.
- Las comunicaciones pertinentes con las partes interesadas.
- Las oportunidades de mejora continua.

La salida de la revisión por la dirección debe incluir la decisión relacionada con:

- La conveniencia, adecuación y eficacia continua del SGSST para conseguir los resultados previstos.
- Oportunidades de mejora continua.
- Cualquier necesidad de cambio en el SGSST.
- Los recursos necesarios.
- Las acciones, si son necesarias.
- Las oportunidades de mejora de integración del SG con otros procesos de negocio.
- Cualquier implicación para la dirección estratégica de la empresa.

La alta gerencia tiene que comunicar los resultados pertinentes de las revisiones por la alta dirección a los empleados y, cuando existan, a los representantes de los trabajadores. La empresa tiene que conservar información documentada como evidencia de los resultados de las revisiones por la dirección.

7.6 Conclusiones

En conclusión, con la implementación de SGI, se logra una mejor planificación, dirección y control de todas las actividades y una posición más competitiva en el mercado, al ofrecer productos con requisitos recogidos en varias normas internacionales. De esta manera, se garantiza mayor confiabilidad como empresa.

Los beneficios principales de los SGI, se encuentran en la racionalización de la documentación, la armonización de los criterios referidos a la organización, medición y seguimiento de los procesos; así como el logro de una mayor eficiencia en la toma de decisiones por la dirección, al disponer de una visión global de los sistemas. Todo ello contribuye a la mejora de la capacidad de reacción de la organización frente a las nuevas necesidades o expectativas de las partes interesadas.

Es por eso que la integración de la calidad, el medio ambiente y la salud y seguridad de los trabajadores permite una innovación, mejora y aprendizaje continuo, puesto que se logra ofrecer un producto o servicio que cumpla con los requisitos de calidad y satisfaga las expectativas de los clientes, minimizando en todo momento los impactos ambientales

generados y garantizando el cumplimiento de la legislación laboral y de prevención de riesgos; con lo que se garantiza un desarrollo empresarial sostenible.

Si bien el enfoque en este capítulo ha sido en los tres sistemas antes mencionados, no hay que perder de vista y planificar en SG adicionales que sigan ampliando estos beneficios, tanto dentro de la organización, como hacia afuera. Se recomienda a futuro incorporar un Sistema de Gestión de la Información (ISO 27001) y un Sistema de Gestión de la Innovación (ISO 56001), entre otros.

Referencias y bibliografía general

CAPÍTULO 1

[1.1] Federation of Oils, Seeds & Fats Associations Ltd (FOSFA International Organization). "Oleochemicals: A sustainable alternative". Link: https://www.fosfa.org/content/uploads/2014/11/Oleochemicals-Series-Complete-Version.pdf (Última visita: 03/04/2021).

[1.2] Brackmann, B.; Hager, C. "THE STATISTICAL WORLD OF RAW MATERIALS, FATTY ALCOHOLS AND SURFACTANTS " (21-23/06/2004.). LAB FIRP (Laboratorio de Formulación, Interfases, Reología y Procesos). España. Link: http://www.firp.ula.ve/archivos/material_web_4xx/04_CESIO_Brackmann_112.pdf (Última visita: 03/04/2021)

[1.3] Fleming, S. "These 4 companies are turning food waste into cosmetics, clothing and more" (08/03/2021). World Economic Forum. Link: https://www.weforum.org/agenda/2021/03/food-waste-cosmetics-clothing-packaging/ (Última visita: 03/04/2021)

[1.4] Booth, J. (1862). “La Enciclopedia de la Química - Práctico y teórico” (p. 429).

[1.5] CRC Press. “Manual de excipientes de Alimentos, Medicamentos y Cosméticos” (1992).

[1.6] Ritchie, H.; Roser, M. "Meat and Dairy Production". OurWorldInData.org. Link: https://ourworldindata.org/meat-production (Última visita: 03/04/2021).

[1.7] Noweck, K., & Grafahrend, W. (2006). Fatty Alcohols. Ullmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry. doi:10.1002/14356007.a10_277.pub2

[1.8] The World Oleochemcal Industry, Dr Caroline Midgley, LMC International, PIPOC 2017

[1.9] Kreutzer, U. R. (1984). Manufacture of fatty alcohols based on natural fats and oils. Journal of the American Oil Chemists’ Society, 61(2), 343–348. doi:10.1007/bf02678792

[1.10] Sánchez, M. A., Torres, G. C., Mazzieri, V. A., & Pieck, C. L. (2016). Selective hydrogenation of fatty acids and methyl esters of fatty acids to obtain fatty alcohols-a review. Journal of Chemical Technology & Biotechnology, 92(1), 27–42. doi:10.1002/jctb.5039

[1.11] Thakur, D. S., & Kundu, A. (2016). Catalysts for Fatty Alcohol Production from Renewable Resources. Journal of the American Oil Chemists' Society, 93(12), 1575–1593. doi:10.1007/s11746-016-2902-x

[1.12] CARLROTH. "Ficha de datos de seguridad: Alcohol cetílico ≥ 95%" (22/02/2017). España. Link: http://bit.ly/2PIL7Gt (Último acceso: 09/04/2021).

[1.13] CARLROTH. "Ficha de datos de seguridad: Alcohol estearílico ≥ 95%" (03/02/2016). España. Link: http://bit.ly/39Zm60q (Último acceso: 09/04/2021).

[1.14] Munkajohnpong, P., Kesornpun, C., Buttranon, S., Jaroensuk, J., Weeranoppanant, N., & Chaiyen, P. "Fatty alcohol production: an opportunity of bioprocess" (2020). Biofuels, Bioproducts and Biorefining. doi:10.1002/bbb.2112.

[1.15] Markets and Markets. "Market Leader - Fatty Alcohols Market" (7/8/2020). Link: http://www.marketsandmarkets.com/ResearchInsight/fatty-alcohol-market.asp Última visita: 10/4/2021.

[1.16] Garriz, C. "¿PRODUCIR CARNE CON LA RAZA CRIOLLA ARGENTINA?" (2012). INTA Castelar. Link: https://www.produccion-animal.com.ar/informacion_tecnica/raza_criolla/65-criollo_Garriz.pdf (Última visita: 10/4/2021). Bs. As., Argentina.

[1.17] Datos INDEC. Link: comex.indec.gov.ar (Última visita: 9/4/2021).

[1.18] Protokimica "Ficha técnica alcohol cetílico" Colombia. (21/10/2018) Link: https://www.protokimica.com/wp-content/uploads/2019/01/FT-ALCOHOL-CETILICO-10302.pdf

[1.19] Protokimica "Ficha técnica alcohol estearílico" Colombia. (27/10/2018) Link: https://www.protokimica.com/wp-content/uploads/2019/01/FT-ALCOHOL-ESTEARILICO-10303.pdf

[1.20] Noweck, K., & Grafahrend, W. (2006). "Fatty Alcohols". Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. doi:10.1002/14356007.a10_277.pub2

[1.21] Kreutzer, U. R. (1984). Manufacture of fatty alcohols based on natural fats and oils. Journal of the American Oil Chemists' Society, 61(2), 343–348. doi:10.1007/bf02678792

[1.22] Desmet Ballestra. "Fatty alcohols". Link: http://www.desmetballestra.com/oleochemicals-biodiesel/oleochemicals/fatty-alcohols (Última visita: 07/04/2021).

[1.23] Yao, L., Qi, F., Tan, X., & Lu, X. (2014). "Improved production of fatty alcohols in cyanobacteria by metabolic engineering". Biotechnology for Biofuels, 7(1), 94. doi:10.1186/1754-6834-7-94

Otras fuentes consultadas

- Amaya, C., Medina, G. "Recopilación de monografías de excipientes y vehículos utilizados en la fabricación de medicamentos y cosméticos en la cátedra de tecnología farmacéutica" (2007). Universidad de El Salvador.
- Baumann, H., Bühler, M., Fochem, H., Hirsinger, F., Zoebelein, H., & Falbe, J. (1988). Natural Fats and Oils—Renewable Raw Materials for the Chemical Industry. Angewandte Chemie International Edition in English, 27(1), 41–62. doi:10.1002/anie.198800411.
- HILL, K. (2001). "Fats and Oils as Oleochemical Raw Materials". Journal of Oleo Science, 50(5), 433–444. doi:10.5650/jos.50.433.
- Marascio, E. [et al.] "Diseño de una planta de ácidos grasos para la reutilización y valorización de la grasa vacuna". Universidad Nacional de Mar del Plata. 2020
- IPS Engineering. "Oleochemicals: Processing Plant". Link: http://www.ips-engineering.it/images/PDF/Fatty_Acid_Technology.pdf. (Última visita: 02/04/2021).
- Phoenix Equipment Corporation. "OLEOCHEMICAL PROCESS PLANTS: FATTY ACID PRODUCTION AND GLYCERIN PRODUCTION" (03/08/2019). Link: http://www.phxequip.com/resource-detail.44/oleochemical-process-plants-fatty-acid-production-and-glycerin-production.aspx. (Última visita: 04/04/2021).

- Ríos, L. [et al.]. "LA HIDROGENACIÓN SELECTIVA DE ACEITES NATURALES A TRAVÉS DE CATALIZADORES HETEROGÉNEOS" (31/08/2006). Universidad Tecnológica de Pereira. Link: http://www.redalyc.org/pdf/849/84911639038.pdf. (Última visita: 02/04/2021).
- Simasatikul, L., Arpornwichanopa, A., & Gani, R. (2013). “Design methodology for bio-based processing: Biodiesel and fatty alcohol production”. Computers & Chemical Engineering, 57, 48-62. Link: https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2013.01.018
- SULZER. "Oleochemicals - Step into a growing market with Sulzer Chemtech". (07/2019). Link: http://www.sulzer.com/-/media/files/applications/biobased/oleochemicals-step_into_a_growing_market_with_e10624_en_190718_web.ashx (Última visita: 07/04/2021)

CAPÍTULO 2

[2.1] Muttzall KMK. “High-pressure hydrogenation of fatty acid esters to fatty alcohols”. Ph. D. thesis, University of Delft, The Netherlands.

[2.2] Voeste, T. [et al.]. “Production of Fatty Alcohols from Fatty Acids”. Lurgi Kohle und Mineraldltechnik GmbH, Forschungslaboratium, Gwinnerstrasse 27/33, Postfach 11 12 31, D-6000. Frankfurt am Main 11, West Germany.

[2.3] Ríos, Luis.A. [et al.]. "LA HIDROGENACIÓN SELECTIVA DE ACEITES NATURALES A TRAVÉS DE CATALIZADORES HETEROGÉNEOS." (2006). Scientia Et Technica. Universidad Tecnológica de Pereira. Pereira, Colombia. Link: bit.ly/3hcstIx. Última visita: 6/5/2021.

[2.4] Ramírez Rangel E. "Contribution to the Study of Heterogeneous Catalytic Reactions in SCFs: Hydrogenation of Sunflower Oil in Pd Catalysts at Single- Phase Conditions." (2005). Department of Chemical Engineering. Universitat Politècnica de Catalunya. Link: bit.ly/3y1n4DC. Última visita: 7/5/2021.

[2.5] BASF. "The Oleochemical Difference - Oils to Fatty Alcohol: A Catalytic Process" (2016). Link: bit.ly/3xYuRlN. Última visita: 5/5/2021.

[2.6] Sánchez, M. A. [et al.]. “Selective hydrogenation of fatty acids and methyl esters of fatty acids to obtain fatty alcohols–a review” (2016).

[2.7] Rase, H. "Handbook of commercial catalysts: Heterogeneous catalysts" (2000). University of Texas. Department of Chemical Engineering. CRC Press.

[2.8] Ritaldi Siregar A. "Measuring overall equipment effectiveness (OEE) palm oil mill in Indonesia". Link: bit.ly/3tysbIa. Última visita: 8/5/2021.

[2.9] Rimawan, E. [et al.] “Measurement value analysis overall equipment effectiveness (OEE) packaging process in line 2 (Case Study of PT. MBI Tbk)”.

Otras fuentes consultadas

- Bertucco A.; Vetter, G. "High Pressure Process Technology: Fundamentals and Applications" (2001). Elsevier Science B. V. Department of Process Machinery and Equipment. University Erlangen-Nuremberg, Germany.
- Echeverri, D. A. [et al.]. "Synthesising unsaturated fatty alcohols from fatty methyl esters using catalysts based on ruthenium and tin supported on alumina" (2011).
- Horst, J. [et al.]. "Process for purifying crude fatty alcohol" (2012). Google Patents. United States. Link: https://patents.google.com/patent/US9045715B2/en. Última visita: 20/4/2021.
- Michelle D.Alves, Erika C.Cren, Adriano A.Mendes. "Kinetic, thermodynamic, optimization and reusability studies for the enzymatic synthesis of a saturated wax ester", Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic. Link: bit.ly/3ewPgXk.
- Pasi, T. [et al.]. "Esterification of Fatty Acids and Short-Chain Carboxylic Acids with Stearyl Alcohol and Sterols" (2014). Laboratory of Industrial Chemistry and Reaction Engineering. Abo Akademi, Finland.
- Schuett, H. "PROCESS FOR OBTAINING FATTY ALCOHOLS FROM FREE FATTY ACIDS" (1989). United States Patent. Düsseldorf-Benrath, Germany.
- Suyenty, E. [et al.]. "Catalyst in Basic Oleochemicals" (2007). Samarang, Indonesia.

- Thakur, D. S.; Kundu A. "Catalysts for Fatty Alcohol Production from Renewable Resources" (2016).

CAPÍTULO 3

[3.1] Alves, M. D., Cren, É. C., & Mendes, A. A. (2016). *"Kinetic, thermodynamic, optimization and reusability studies for the enzymatic synthesis of a saturated wax ester".* Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic, 133, S377–S387. doi:10.1016/j.molcatb.2017.02.011.

[3.2] Muttzall, K. M. K. (1966) "*HIGH-PRESSURE HYDROGENATION OF FATTY ACID ESTERS TO FATTY ALCOHOLS".* Berlín, Alemania.

[3.3] Eisenlohr K. H. [et al.]. (1961) *"PROCESS FOR THE PRODUCTION OF FATTY ALCOHOLS BY CATALITIC HIDROGENATION OF FATTY ACIDS AND THIER DERIVATES"*. US Patent 3.180.898.

[3.4] Çengel, Y. *"Transferencia de Calor y Masa"* - 3era Edición.

[3.5] AFELMA (Asociación de Fabricantes Españoles de Lanas Minerales Aislantes) y ANDIMAI (Asociación Nacional de Instaladores de Sistemas de Aislamiento Industrial) - (2017). *"Guía de buenas prácticas en el Aislamiento industrial".* Comunidad de Madrid. 2017.

[3.6] Aleación Tubos. *"TUBERÍA Y TUBOS DE ACERO INOXIDABLE 316"*. Link: bit.ly/3xmF2PQ. Última visita: 12/6/2021.

[3.7] Barkley, N. (2018). *"A General Comparison of the Design Margins and Design Rules for ASME Section VIII, Divisions 1 and 2"*. Praga, República Checa.

[3.8] Goodfellow. *"Acero Inoxidable - AISI 316. Información sobre el material"*. Link: bit.ly/35jE1fB. Última visita: 12/6/2021.

[3.9] ISOVER Saint-Gobain. *"Conductividad térmica"*. Link: bit.ly/2RU0FYN. Última visita: 13/6/2021.

[3.10] Rogers, D. W., Hoyte, O. P. A., & Ho, R. K. C. (1978). Heats of hydrogenation of large molecules. Part 2.—Six unsaturated and polyunsaturated fatty acids. Journal of the Chemical Society, Faraday Transactions 1: Physical Chemistry in Condensed Phases, 74(0), 46. doi:10.1039/f19787400046

CAPÍTULO 4

[4.1] Voeste, T.; Buchold, H. "Production of fatty alcohols from fatty acids" (1984). Lurgi Kohle und Mineralöltechnik.

[4.2] "Equipo de separación". Universidad de las Américas Puebla. Link: bit.ly/3kqhfeP. Última visita: 01/07/21.

[4.3] Simons; Harold M. "Self-regenerating system of removing oxygen and water impurities from hydrogen gas" (1982). United States Patent. Link: bit.ly/2Ul1ICb. Última visita: 10/7/21.

[4.4] GIEBEL Adsorbent. "SILICAGEL" (2021). Link: bit.ly/36VVWKh. Última visita: 13/7/21.

[4.5] GIEBEL Adsorbent. "SILICA GEL DRYER" (2021). Link: bit.ly/2UegSJI. Última visita: 13/7/21.

[4.6] Brownell Limited. "Silica Gel Reactivation" (2015). Link: bit.ly/3xPtzsI. Última visita: 13/7/21.

[4.7] Treybal R. E. "Operaciones de transferencia de masa" (1980), McGraw Hill, México

[4.8] Foust, A. [et al.]. "Principios de Operaciones Unitarias" (2006). Compañía Editorial Continental. México.

[4.9] Perry R. H.; Green D. W. "Perry's Chemical Engineer's Handbook" (2008). DOI: 10.1036/0071422943. McGraw-Hill.

[4.10] Kawamoto, A. M., Pardini, L. C., & Rezende, L. C. (2004). Synthesis of copper chromite catalyst. Aerospace Science and Technology, 8(7), 591–598. doi:10.1016/j.ast.2004.06.010.

[4.11] Ruiz I. "Polvo: Prevención de Riesgos y Control en el Ambiente de Trabajo" (2016). Instituto de Seguridade e Saúde Laboral de Galicia. Casella. España. Link: bit.ly/3wJNO9Z. Última visita: 11/7/21.

[4.12] American Elements. "Copper Chromite: Adkins Catalyst". Link: bit.ly/3kyhHrz. Última visita: 10/7/21.

[4.13] Flottweg Separation Technology. "Flottweg Disc Stack Centrifuges: Innovative liquid-solid separation". Link: bit.ly/2Ud7vdi. Última visita: 11/7/21.

[4.14] Flottweg Separation Technology. "La centrífuga de discos Flottweg: Hecha en Alemania - robusta y de fácil mantenimiento". Link: bit.ly/3wFJc4M. Última visita: 11/7/21.

[4.15] Univar Solutions. “C18 Stearyl Alcohol 98%” (2021). Link: bit.ly/2T3tNO5. Última visita: 27/6/2021. Estados Unidos

[4.16] Sulzer ChemTech “Structured Packings for Distillation, Absorption and Reactive Distillation “ (2006)

[4.17] Walas, S. m. "Chemical Process Equipment" (1990). Reed Publishing Inc. USA.

CAPÍTULO 5

[5.1] Almentero, Antonio de la Rosa; Marriaga Marimon, Alfredo Rafael. “El análisis Pinch: integración y optimización en una planta de obtención de biodiesel”. Diplomado en Procesos Químicos. Universidad de San Buenaventura, Facultad de Ingeniería, Arquitectura, Artes y Diseño, Programa de Ingeniería Química.

[5.2] Escobedo, Christian Álvarez; Brito Bazán, María Magalena. “Síntesis Óptima y Minimización de Servicios Auxiliares para el Proceso de Hidrodealquilación de Tolueno”. Licenciatura en Ingeniería Química con área en Ingeniería de Procesos. Departamento de Ingeniería Química y Alimentos. Escuela de Ingeniería, Universidad de las Américas Puebla.

[5.3] Cao, Eduardo. “Intercambiadores de calor”.

[5.4] ACUMAR. “TABLA CONSOLIDADA DE LÍMITES ADMISIBLES DE VERTIDO DE EFLUENTES LÍQUIDOS” (2017). Link: bit.ly/2XTxS9o. Última visita: 27/9/2021.

[5.5] Tescom. "A world of regulators, valves and systems" (2019). Emerson Electric Co.

[5.6] Pneumix Injection Units. "Datasheet Model C + C XL". Netherlands. Link: bit.ly/3EXToe5. Última visita: 25/9/2021.

[5.7] Castillo Uribe, Vladimir. "Diseño y cálculo de un agitador de fluidos" (Octubre 2013). Universidad del Bío-Bío. Facultad de Ingeniería. Departamento de Ingeniería Mecánica. Link: bit.ly/3ARb74K. Última visita: 25/9/2021.

[5.8] Holland and Chapman. "Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks" (1966). New York, USA.

[5.9] Kayode Coker, A. "Modeling of chemical kinetics and reactor design". Link: bit.ly/3EYbkFC. Última visita: 25/9/2021.

[5.10] Derksen, J. J. (2006). Long-time Solids Suspension Simulations by Means of a Large-Eddy Approach. Chemical Engineering Research and Design, 84(1), 38–46. doi:10.1205/cherd.05069. Link: bit.ly/30cyAjs.

[5.11] FluidiMix Effective Mixing. "SERIE VTS4" (2014). Link: bit.ly/3ofHPsW. Última visita: 25/9/2021. Madrid, España.

[5.12] Comité Argentino del Consejo Mundial de Energía. "Guía de eficiencia energética en sistemas de vapor" (2020). Programa de Formación de Líderes Energéticos. Link: bit.ly/3zI8sZv. Última visita: 25/9/2021.

[5.13] ONUDI. “Optimización de sistemas de vapor”.

[5.14] Jenkins, B. M., Baxter, L. L., & Koppejan, J. “Biomass Combustion. Thermochemical Processing of Biomass” (2019) p. 49–83. Doi:10.1002/9781119417637.ch3.

[5.15] Burckhardt Compression. "Process gas compressors - Comprehensive API 618 compressor portfolio". Link: bit.ly/3ugrMfk. Última visita: 25/9/2021.

[5.16] SPA (Star Pump Alliance). "Canned motor pumps". Link: bit.ly/2Y5nUSS. Última visita: 26/9/2021.

[5.17] SPA (Star Pump Alliance). "Radial Pumps". Link: bit.ly/3B1Y14N. Última visita: 26/9/2021.

[5.18] SPA (Star Pump Alliance). "Piston diaphragm pump". Link: bit.ly/3o1wx9Y. Última visita: 26/9/2021.

[5.19] Bungartz. "Pumps, compressors and process components" (2013). Pumps and vacuum technology. Link: bit.ly/3idnMra. Última visita: 26/9/2021.

[5.20] Kumar Yadav, Krishna. "PERFORMANCE OPTIMIZATION OF RADIAL FLOW CENTRIFUGAL PUMP IMPELLER USING CFD" (Noviembre 2016). Link: bit.ly/2Y9nwTf. Última visita: 26/9/2021.

[5.21] Archivo meteorológico Gerli (2020). Link: bit.ly/3qfnHrT. Última visita: 7/11/2021.

[5.22] García, Constanza [et al.]. Tesis de producción de ácidos grasos a partir de sebo vacuno (2020). Facultad de Ingeniería, UNMDP. Mar del Plata, Buenos Aires, Argentina.

[5.23] CALTEC. TORRE DE ENFRIAMIENTO DE AGUA (Junio 2004). Link: bit.ly/3o6U3SZ. Última visita: 7/11/2021.

Otras fuentes consultadas

- "Energía Biomasa" (2008). Energías renovables. Secretaría de Energía. Argentina. Link: bit.ly/3m9ccyD. Última visita: 26/9/2021.

CAPÍTULO 6

[6.1] Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., West, R.E. (2002). Equipment Cost. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 5ta edición. McGraw Hill Higher Education, Nueva York, Estados Unidos.

[6.2] Use of Air Cooled Condenser in Biomass Power Plants: A Case Study in Cuba - Scientific Figure on ResearchGate. Available from: bit.ly/3JcIeDC [último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.3] Cruz Villarraga, N. H. La formación a través de la lúdica en el diseño de áreas de trabajo. Editorial Uniagustiniana. Link: bit.ly/35YAwyL[último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.4] Colliers. Industrias S2 2020: Reporte de mercado. Link: bit.ly/34pKjNU [último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.5] Chongqing Chuandong Chemical Group Co. Copper chromite catalyst manufacturer made in china. Link: bit.ly/3owufAE [último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.6] Dev Coatings & Catalysts LLP. "Powder Copper Chromite Catalyst, Grade Standard: Chemical". Indiamart. Link: bit.ly/34sEYoV [último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.7] Dev Coatings & Catalysts LLP. "Catalysts". Link: bit.ly/3gvLiyv [último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.8] Statista. "Forecast hydrogen selling price of selected giga-scale projects worldwide by 2021 wind and solar costs". Link: bit.ly/3uEdXd7 [último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.9] Marca Chile. "The six projects that will mark the launch of green hydrogen in Chile" (5 de enero de 2022). Link: bit.ly/3Gxzzd9 [último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.10] ENPA (Envases Plásticos Atérmicos SAICIFA). "Recipientes Cilíndricos". Link: bit.ly/3uwHpkW [último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.11] FEDERACIÓN DE SINDICATOS DE TRABAJADORES DE INDUSTRIAS QUIMICAS Y PETROQUIMICAS DE LA REPÚBLICA ARGENTINA. "GRILLA SALARIAL (Desde el 1 de MAYO al 30 de JUNIO de 2021)". Link: bit.ly/34i5di1 [último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.12] IDESA. "Cargas sociales representan 43% de los salarios" (21 de febrero de 2016). Link: bit.ly/3ss8KlA [último acceso: 8 de febrero de 2022]

[6.13] Neil A Burns. "Surfactants Monthly - June 2021". Link: http://www.neilaburns.com/surfactants-monthly-june-2021/. Última visita: 1/3/2022.

[6.14] La Nación. "Cambios en el Impuesto a las Ganancias para empresas: advierten que traerá más carga fiscal para el sector privado" [3 de junio de 2021]. Link: bit.ly/3rzSPmn [último acceso: 8 de febrero de 2022]

CAPÍTULO 7

[7.1] ISO Tools. "Evaluar la gestión de calidad ISO 9001: 4 pilares fundamentales" (27/7/2017). Link: https://www.isotools.cl/evaluar-la-gestion-de-calidad-iso-9001/. Última visita: 21/2/2022.

[7.2] Campus UTN Buenos Aires. "Las Normas ISO 9000". Link: https://frrq.cvg.utn.edu.ar/pluginfile.php/17343/mod_resource/content/0/000000_SISTEMA%20DE%20GESTI%C3%93N%20DE%20LA%20CALIDAD%20ISO%209000.pdf. Última visita: 21/2/2022.

[7.3] AENOR (Asociación Española Normalización y Certificación). "Sistemas de gestión de calidad" (2008). Link: https://www.emaya.es/media/2356/une-en-iso-9001_2008.pdf. Última visita: 21/2/2022.

[7.4] Ingertec. "ISO 9001:2015 Planificación para el sistema de gestión de calidad". Link: https://ingertec.com/certificado-iso-9001-guia-practica-4-planificacion/. Última visita: 21/2/2022.

[7.5] EALDE Business School. "8 herramientas para la planificación de la calidad en Proyectos" (6/12/2019). Link: https://www.ealde.es/control-calidad-proyectos/. Última visita: 21/2/2022.

[7.6] ISO Tools. "Cómo usar herramientas de control de calidad para mejorar su SGC" (24/8/2017). Link: https://www.isotools.cl/herramientas-de-control-de-calidad/. Última visita: 21/2/2022.

[7.7] ISO Tools. "Evaluar la gestión de calidad ISO 9001: 4 pilares fundamentales" (27/7/2017). Link: https://www.isotools.cl/evaluar-la-gestion-de-calidad-iso-9001/. Última visita: 21/2/2022.

[7.8] Ingenio Empresa. "Diseño y desarrollo de los productos y servicios en ISO 9001 ==> Planificación del diseño y desarrollo". Link: https://www.ingenioempresa.com/diseno-desarrollo-iso-9001/#Planificacion_del_diseno_y_desarrollo. Última visita: 21/2/2022.

[7.9] Ingenio Empresa. "El proceso de compras en ISO 9001: Cómo se gestiona y cuál es su importancia". Link: https://www.ingenioempresa.com/compras-iso-9001/. Última visita: 21/2/2022.

[7.10] Ribó Castellá, Marc. "Guía para la gestión integral de la calidad en proyectos EPC" (Julio 2013). Sevilla. Link: https://biblus.us.es/bibing/proyectos/abreproy/30187/fichero/PFC+Marc+Rib%C3%B3+Castell%C3%A1.+Guia+Para+la+Gestion+Integral+de+la+Calidad+en+Proyectos+EPC.pdf. Última visita: 21/2/2022.

[7.11] Serrano Bedia, Ana María [et al.]. "Gestión de Operación ==> Tema 7: Sistemas de aseguramiento de la calidad". Universidad de Cantabria. Link: https://ocw.unican.es/pluginfile.php/2881/course/section/2702/tema_07.pdf. Última visita: 21/2/2022.

[7.12] Chauvet, Susana [et al.]. "Bases para implementar un Sistema de Gestión Ambiental" (2002). Congreso regional de ciencia y tecnología. Universidad Nacional de Catamarca. Link: http://editorial.unca.edu.ar/Publicacione%20on%20line/CD%20INTERACTIVOS/NOA2002/Bases%20Sistema%20Gestion.pdf. Última visita: 21/2/2022.

[7.13] Gayoso, Jorge; Alarcón, Diego. "Manual de Implementación de un Sistema de Gestión Ambiental en la Empresa Forestal" (1999). Universidad Austral de Chile. Valdivia, Chile. Link: https://www.researchgate.net/publication/284174030_Manual_de_Implementacion_de_un_Sistema_de_Gestion_Ambiental_en_la_Empresa_Forestal. Última visita: 21/2/2022.

[7.14] USAID. "GUÍA DE BUENAS PRÁCTICAS EN EFICIENCIA ENERGÉTICA PARA SISTEMAS DE VAPOR" (Junio 2011). Link: http://cnpml-honduras.org/wp-content/uploads/docu_tecnicos/OTROS/Guia_Sistemas_de_Vapor.pdf. Última visita: 21/2/2022.

[7.15] SRT Argentina. "SRT - Estadísticas". Link: https://www.srt.gob.ar/estadisticas/acc_ultimos_datos.php. Última visita: 21/2/2022.

[7.16] ISO.org. "Certification & Conformity ==> ISO SURVEY 2020". Link: https://www.iso.org/the-iso-survey.html. Última visita: 21/2/2022.

- García, Constanza [et al.]. "Tesis sobre planta productora de ácidos grasos ==> Capítulo 7" (2020). Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Mar del Plata. Mar del Plata, Buenos Aires.

- ISO. "ISO 9000 - Sistemas de gestión de la calidad — Fundamentos y vocabulario" (2015). Link: https://justicialarioja.gob.ar/planificacion/pagina/Norma%20ISO%209000_2015%20Vocabulario%20Fundamentos.pdf. Última visita: 21/2/2022.

- ISO. "ISO 9001 - Sistemas de gestión de la calidad — Requisitos" (2015). Link: http://www.itvalledelguadiana.edu.mx/ftp/Normas%20ISO/ISO%209001-2015%20Sistemas%20de%20Gesti%C3%B3n%20de%20la%20Calidad.pdf. Última visita: 21/2/2022.

- ISO. "ISO 14001 - Sistemas de gestión ambiental — Requisitos con orientación para su uso" (2015). Link: http://www.itvalledelguadiana.edu.mx/ftp/Normas%20ISO/ISO%2014001-2015%20Sistemas%20de%20Gestion%20Mabiental.pdf. Última visita: 21/2/2022.

➢ Rapport Consultores. "TRADUCCIÓN DE LA NORMA OHSAS 18001:2007". Link: https://www.cip.org.ec/attachments/article/111/OHSAS-18001.pdf. Última visita: 21/2/2022.

➢ ISO. "ISO 45001 - Sistemas de administración/gestión en seguridad y salud ocupacional — Requerimientos con guías para uso" (2018). Link: https://auto-q-consulting.com.mx/Muestra07.ISO45.2020/Norma_ISO_45001_2018_espanol.pdf. Última visita: 21/2/2022.