



UTN

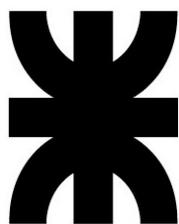
**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA**

**RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ
DE DESTILERÍA A PARTIR DE
BURLANDA HÚMEDA**

Autor:

RENÉ ERIC MASSOLA

**Villa María
2017**



**UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA
DEPARTAMENTO INGENIERÍA QUÍMICA**

Autor: René Eric Massola

Año 2017

Recuperación de Aceite de Maíz de Destilería a partir de
Burlanda Húmeda

Miembros del Tribunal de Tesis

Presidente.:

1º Vocal.:

2º Vocal.:

Villa María, 29 de octubre de 2017.



AGRADECIMIENTOS

Más allá del esfuerzo personal, la culminación de esta tesis de grado no hubiese sido posible sin el apoyo de muchas personas que pusieron su granito de arena para culminar esta etapa de mi vida, es por eso que quiero agradecer:

A mis padres René y Olga, a mi hermana Vanina y a mi novia Pamela, quienes fueron pilares fundamentales para llevar a cabo este proyecto.

A mis amigos Rodrigo, Marcos, Juan, Nicolas, Marcela, Cecilia, Laura, Maite, Jimena, Ademir y Lisandro por apoyarme siempre.

A la Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional Villa María, por la formación académica, humana e intelectual recibida.

A los Ingenieros Roger Illanes y Rubén Baccifava por sus aportes y sugerencias sobre el proyecto, y especialmente al Ingeniero Diego Semprini, cuya guía y consejos fueron fundamentales para la realización del mismo.

Al Sr Eduardo Durán por su ayuda para la realización de los planos de la planta.

Al resto de mi familia y seres queridos que no los nombro porque son muchos, pero sepan que están en mi corazón.

¡Mil Gracias!

René Eric Massola.



*“Si vas a intentarlo, ve hasta el final.
De otra forma ni siquiera comiences.*

*Si vas a intentarlo, ve hasta el final.
Esto puede significar perder novias,
esposas, parientes, trabajos
y quizá tu cordura.*

*Ve hasta el final.
Esto puede significar no comer por 3 o 4 días.
Esto puede significar congelarse en la banca de un parque.
Esto puede significar la cárcel.
Esto puede significar burlas, escarnios, soledad...
La soledad es un regalo.
Los demás son una prueba de tu insistencia, o
de cuánto quieres realmente hacerlo.
Y lo harás,
a pesar del rechazo y de las desventajas,
y será mejor que cualquier cosa que hayas imaginado.*

*Si vas a intentarlo, ve hasta el final.
No hay otro sentimiento como ese.
Estarás a solas con los dioses
y las noches se encenderán con fuego.*

*Hazlo, hazlo, hazlo.
Hazlo.
Hasta el final,
hasta el final.*

*Llevarás la vida directo a la perfecta carcajada.
Es la única buena lucha que hay”*

“Lanzar los Dados (Role the Dice)”, Charles Bukowski



ÍNDICE

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS	1
1.1 Introducción	1
1.2 Objetivos	1
CAPÍTULO 2: DESCRIPCIÓN DE PRODUCTOS Y MATERIAS PRIMAS	2
2.1 Productos	2
2.1.1 Aceite de Maíz de Destilería	2
2.1.1.1 Definición	2
2.1.1.2 Características	2
2.1.2 Granos Secos de Destilería Con Solubles Reducidos en Grasa	2
2.1.2.1 Definición	2
2.1.2.2 Composición Física de los Granos Secos de Destilería con Solubles Reducidos en Grasa	2
2.1.2.3 Composición de los Granos Secos de Destilería con Solubles Reducidos en Grasa	3
2.2 Materias Primas	4
2.2.1 Introducción	4
2.2.2 Bioetanol y Alcohol Buen Gusto	4
2.2.2.1 Definiciones	4
2.2.2.2 Obtención	4
2.2.2.2.1 Alcohol Buen Gusto y Bioetanol a Partir de Caña de Azúcar	4
2.2.2.2.2 Bioetanol a Partir de Maíz	5
2.2.2.3 Características generales	7
2.2.2.3.1 Bioetanol	7
2.2.2.3.2 Alcohol Etílico Buen Gusto	8
2.2.3 Granos de Destilería con Solubles	8
2.2.3.1 Introducción	8
2.2.3.2 Definiciones	8
2.2.3.3 Breve Resumen del Proceso de Obtención de Granos de Destilería con Solubles	8
2.2.3.4 Características Energéticas y Nutricionales de los Granos Húmedos y Secos de Destilería con Solubles	9
2.2.3.5 Características Mecánicas y Físicas de la Burlanda Seca	10
2.2.3.5.1 Color	10
2.2.3.5.2 Tamaño de Partícula	12
2.2.3.5.3 Propiedades de Fluidez	13
CAPÍTULO 3: ESTUDIO DE MERCADO	14
3.1 Materias Primas	14
3.1.1 Bioetanol	14
3.1.1.1 Capacidad Instalada	14



RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

3.1.1.2	Oferta	18
3.1.1.3	Demanda.....	20
3.1.1.4	Corte obligatorio y Logrado de Nafta con Bioetanol.....	24
3.1.1.5	Oferta y Demanda	27
3.1.1.6	Precio.....	28
3.1.1.7	Volumen de Bioetanol Disponible para el Proyecto	33
3.1.1.8	Alcohol Etilico Buen Gusto	35
3.1.1.8.1	Mercado Nacional del Alcohol Buen Gusto	35
3.1.1.8.2	Precios de Alcohol Buen Gusto.....	36
3.1.2	Granos de Húmedos y Secos Destilería con Solubles.....	37
3.1.2.1	Capacidad Instalada.....	37
3.1.2.2	Oferta	42
3.1.2.3	Demanda.....	48
3.1.2.4	Oferta y Demanda	51
3.1.2.5	Precios de Maíz y Burlandas	52
3.2	Productos.....	55
3.2.1	Aceite de maíz de destilería	55
3.2.1.1	Introducción.....	55
3.2.1.2	Capacidad Instalada Teórica	56
3.2.1.3	Demanda.....	61
3.2.1.3.1	Producción Mundial de Aceite de Soja	61
3.2.1.3.2	Mercado Nacional de Aceite Crudo de Soja.....	64
3.2.1.3.3	Mercado Nacional de Biodiesel.....	67
3.2.1.3.3.1	Capacidad Instalada.....	67
3.2.1.3.3.2	Producción y Venta de Biodiesel	69
3.2.1.3.3.3	Producción de Biodiesel y Gasoil	72
3.2.1.3.3.4	Precio de Biodiesel y Aceite de Soja	73
3.2.1.4	Evolución de la Utilización de Aceite de Maíz de Destilería en Estados Unidos. 76	
3.2.1.5	Precio de Aceite de Maíz de Destilería en Argentina	79
3.2.1.6	Oferta y Demanda	82
3.2.2	Granos Secos de Destilería Desgrasados con Solubles.....	87
3.2.2.1	Mercado	87
3.2.2.2	Competitividad.....	87
3.2.2.2.1	Alimento para Vacas Lecheras	87
3.2.2.2.1.1	Forrajes.....	87
3.2.2.2.1.1.1	Pastos y Leguminosas.....	88
3.2.2.2.1.1.2	Residuos de Cosechas y Subproductos Agroindustriales de Baja Calidad.....	88
3.2.2.2.1.2	Concentrados.....	88



3.2.2.2.1.2.1	Tipos de Alimentos Concentrados	89
3.2.2.2.1.3	Minerales y Vitaminas	89
3.2.2.3	Precio	89
3.2.2.3.1	Introducción	89
3.2.2.3.2	Concentrados Elegidos para la Comparación	89
3.2.2.3.3	Evolución de Precios de Concentrados.....	90
3.2.2.4	Comparación Nutricional y Energética entre Concentrados.....	92
3.2.2.5	Comparación entre GHDS, GSDS y GSDSRG.....	103
3.3	Análisis FODA.....	115
3.3.1	Análisis Interno.....	115
3.3.1.1	Fortalezas	115
3.3.1.2	Debilidades.....	115
3.3.2	Análisis Externo	115
3.3.2.1	Oportunidades.....	115
3.3.2.2	Amenazas	116
3.4	Conclusiones.....	116
CAPÍTULO 4: CAPACIDAD INSTALADA Y LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.....		118
4.1	Capacidad Instalada.....	118
4.1.1	Ciclo de Vida del Producto	118
4.1.2	Factores que Condicionan la Dimensión de la Planta	119
4.2	Localización	122
4.2.1	Macrolocalización.....	122
4.2.2	Microlocalización.....	127
4.2.2.1	Método de Puntuaciones Ponderadas	133
4.2.2.2	Parque Industrial y Tecnológico Villa María S.E.M.	134
4.3	Conclusión	137
CAPÍTULO 5: PROCESO DE OBTENCIÓN.....		138
5.1	Introducción	138
5.2	Proceso Tradicional de Extracción de Aceite.....	138
5.3	Proceso de Extracción de Aceite a Partir de Burlanda Húmeda	138
5.3.1	Preparación de la Materia Prima para la Extracción de Aceite	138
5.3.1.1	Secado de Burlanda Húmeda.....	138
5.3.1.2	Clasificación de Tamaño	139
5.3.1.3	Extrusado	139
5.3.1.4	Acondicionamiento de Pellets.....	139
5.3.2	Operación de Lixiviación	139
5.3.2.1	Solvente	139
5.3.2.1.1	Comportamiento del Etanol Anhidro como Solvente	140
5.3.2.2	Extracción de Aceite.....	141



5.3.3	Recuperación de Solvente	141
5.3.3.1	Recuperación de Solvente a Partir del Refinado	141
5.3.3.2	Recuperación de Solvente a Partir de la Micela	141
5.3.3.3	Sistema de Anhidración.....	142
5.3.4	Etapa de Refinación o Neutralización.....	142
5.3.4.1	Neutralización.....	142
5.3.4.2	Separación de Catalizador y Absorbente.....	143
5.3.4.3	Recuperación de Catalizador	143
5.3.4.4	Incineración	144
5.3.4.5	Tamizado	144
5.4	Esquema General del Proceso.....	144
CAPÍTULO 6: BALANCES DE MASA Y ENERGÍA		146
6.1	Introducción	146
6.2	Codificación de Equipos.....	146
6.3	Diagrama de Flujos	147
6.4	Balances de Masa y Energía.....	154
6.4.1	Secador Rotativo.....	154
6.4.2	Zaranda Vibratoria	154
6.4.3	Expander.....	155
6.4.4	Secador de Banda	156
6.4.5	Lixiviación	156
6.4.6	Intercambiador de Calor E-0202	157
6.4.7	Intercambiador de calor E-0203	158
6.4.8	Sistema Desolventizador.....	158
6.4.9	Bloque 1: Separación de Etanol de Micela	159
6.4.10	Bloque 2: Etapa de Anhidración	162
6.4.11	Mezclador 1	168
6.4.12	Sistema de Reactores Tanque Agitado	169
6.4.13	Centrifuga Decanter	172
6.4.14	Intercambiador de Calor E-0407A/B.....	173
6.4.15	Mezclador 2	174
6.4.16	Incinerador Vertical Pirofítico.....	174
6.4.17	Tamiz Vibratorio Circular.....	175
CAPÍTULO 7: ADOPCIÓN Y DISEÑO DE EQUIPOS		177
7.1	Introducción	177
7.2	Secador Rotatorio	177
7.3	Zaranda Vibratoria	178
7.4	Extrusora o Expander.....	179
7.5	Secador de Banda	180



7.6	Extractor de Aceite tipo Carrusel o Rotocel	181
7.7	Secador de Discos	184
7.8	Centrífuga de Discos	185
7.9	Centrífuga Tubular	186
7.10	Sistema de Adsorción con Variación de Presión	187
7.11	Torre Rectificadora	188
7.12	Sistema de Reactores	189
7.13	Centrífuga Decanter	193
7.14	Incinerador Pirolítico	194
7.15	Tamiz Vibratorio	195
CAPÍTULO 8: EQUIPOS AUXILIARES		196
8.1	Introducción	196
8.2	Intercambiadores de Calor	196
8.2.1	Intercambiador E-0202	196
8.2.2	Intercambiador E-0203	198
8.2.3	Intercambiador E-0204	200
8.2.4	Intercambiador E-0205	204
8.2.5	Intercambiador E-0206A/B	206
8.2.6	Intercambiador E-0407A/B	208
8.2.7	Intercambiador E-0310	208
8.3	Bombas	209
8.3.1	Bombas de Proceso	211
8.3.1.1	Tramo: Tanque de Almacenamiento de Etanol – Extractor Rotocel 211	
8.3.1.2	Tramo 2: Centrífugas – Intercambiador E-0205	214
8.3.1.3	Tramo 3: Evaporador – Tanque Pulmón	216
8.3.1.4	Tramo 4: Tanque Pulmón – Reactor	219
8.3.1.5	Tramo 5: Centrífuga Decanter – Tanque de Almacenamiento de Aceite de Maíz de Destilería	221
8.3.2	Bombas Auxiliares o de Servicio	222
8.3.2.1	Tramo 6: Alimentación a Torre de Enfriamiento	222
8.3.2.2	Tramo 7: Torre de Enfriamiento – Intercambiador E-0206A/B	223
8.3.2.3	Tramo 8: Torre de Enfriamiento – Intercambiador E-0407A/B	225
8.4	Caldera Humutubular (SG-0501)	225
8.5	Torre de Enfriamiento (CT-0501)	226
CAPÍTULO 9: SERVICIOS AUXILIARES		228
9.1	Introducción	228
9.2	Consumo de Gas Natural	228
9.3	Consumo de Nitrógeno	228
9.4	Catalizador	228



9.5	Polímero Súper Absorbente (SAP).....	228
9.6	Zeolita	228
9.7	Consumo de Energía Eléctrica.....	229
9.8	Consumo de Vapor	229
9.9	Consumo de Agua	230
CAPÍTULO 10: CONTROL Y ASEGURAMIENTO DE CALIDAD		231
10.1	Introducción	231
10.2	Buenas Prácticas Manufactureras (BPM) y Procedimientos Operativos Estandarizados de Saneamiento (POES).....	231
10.2.1	Introducción	231
10.2.2	BPM.....	231
10.2.2.1	Instalaciones y Áreas Auxiliares	231
10.2.2.2	Zonas de Almacenamiento	232
10.2.2.3	Área de Producción.....	232
10.2.2.4	Equipos	233
10.2.2.5	Materias Primas y Productos.....	233
10.2.2.6	Personal.....	233
10.2.2.7	Validación y Reclamos de Productos.....	234
10.2.3	POES.....	234
10.3	Plan de Calidad.....	235
10.3.1	Codificación	235
10.3.2	Plan de Calidad para Materias Primas	236
10.3.3	Plan de Calidad Para el Control del Proceso.....	238
10.3.3.1	Controles en los Reactores	238
10.3.4	Plan de Calidad para los Productos Terminados.....	240
10.3.5	Registros.....	243
CAPÍTULO 11: ORGANIZACIÓN DE LA EMPRESA.....		246
11.1	Introducción	246
11.2	Conformación de la Organización	246
11.3	Estructura de la Compañía.....	246
11.3.1	Funciones por Área o Departamento.....	247
11.4	Personal.....	248
11.5	Horarios de Trabajo.....	249
11.6	Conclusión	249
CAPÍTULO 12: TRATAMIENTO DE EFLUENTES.....		250
12.1	Introducción	250
12.2	Residuos Proveniente de Centrifuga de Discos	250
12.3	Corriente de Fondo de Torre Rectificadora de Etanol.....	250
12.4	Cenizas y Humos Emitidos por el Incinerador	250
12.4.1	Humos	251



12.4.2	Cenizas.....	251
CAPÍTULO 13: ESTUDIO ECONÓMICO Y FINANCIERO		252
13.1	Introducción	252
13.2	Inversión Inicial de Capital.....	252
13.3	Costos de Producción	254
13.3.1	Costos Directos.....	255
13.3.2	Costos Indirectos	257
13.3.3	Costos Generales de la Planta.....	258
13.3.4	Gastos Generales	258
13.3.5	Resumen de Costos.....	259
13.4	Depreciación	259
13.5	Capital de Trabajo	262
13.6	Punto de Equilibrio	262
13.7	Costo Total Unitario.....	263
13.8	Inversión Total.....	265
13.9	Tasa Mínima Aceptable de Rendimiento (TMAR).....	265
13.10	Pago de la Deuda	265
13.11	Estado de Resultados.....	266
13.12	Indicadores del Proyecto	269
13.12.1	Valor Actual Neto (VAN).....	269
13.12.2	Tasa Interna de Retorno (TIR).....	269
13.12.3	Período de Recuperación de la Inversión (PRI).....	270
13.13	Análisis de Sensibilidad	270
13.14	Conclusiones	273
CAPÍTULO 14: CONCLUSIONES DEL PROYECTO		275
14.1	Introducción	275
14.2	Análisis del Mercado	275
14.3	Análisis del Proceso	275
14.4	Análisis Económico	276
ANEXO I: ABREVIATURAS		278
A-I 1	Secador Rotativo.....	278
A-I 1.1	Corrientes y Fracciones Másicas	278
A-I 1.2	Temperaturas y Calores Específicos	278
A-I 1.3	Densidades, Relaciones y Otros.....	278
A-I 2	Zaranda Vibratoria	278
A-I 2.1	Corrientes y Otros.....	278
A-I 3	Expander.....	278
A-I 3.1	Corrientes y Fracciones Másicas	278
A-I 3.2	Temperaturas	279



A-I 3.3	Vapor.....	279
A-I 3.4	Relaciones y Otros	279
A-I 4	Secador de Banda	279
A-I 4.1	Corrientes y Fracciones Másicas	279
A-I 4.2	Temperaturas y Otros.....	279
A-I 5	Extractor Rotocel.....	279
A-I 5.1	Corrientes y Fracciones Másicas	279
A-I 5.2	Relaciones.....	279
A-I 6	Intercambiador de Calor E-0202.....	279
A-I 6.1	Corrientes y Fracciones Másicas	279
A-I 6.2	Temperaturas y Otros.....	280
A-I 7	Intercambiador de Calor E-0203.....	280
A-I 7.1	Corrientes y Fracciones Másicas	280
A-I 7.2	Vapor.....	280
A-I 7.3	Temperaturas, Otros y Sifijos.....	280
A-I 8	Sistema Desolventizador.....	280
A-I 8.1	Corrientes y Fracciones Másicas	280
A-I 9	Bloque 1: Separación de Etanol de Micela	280
A-I 9.1	Corrientes y Fracciones Másicas	280
A-I 9.2	Temperaturas, Calores Específicos y Presiones.....	281
A-I 9.3	Vapor.....	281
A-I 9.4	Relaciones y Sufijos	281
A-I 10	Bloque 2: Sistema de Anhidración de Etanol.....	281
A-I 10.1	Corrientes y Fracciones Másicas	281
A-I 10.2	Temperaturas y Presiones	282
A-I 10.3	Vapor	282
A-I 10.4	Calor Específico, Relaciones y Sufijos	282
A-I 11	Reacción de Neutralización, Reactor	282
A-I 11.1	Corrientes y Fracciones Másicas	282
A-I 11.2	Pesos Moleculares, Relaciones y Sufijos	282
A-I 12	Centrifuga Decanter	283
A-I 12.1	Corrientes y Fracciones Másicas	283
A-I 13	Mezclador 2	283
A-I 13.1	Corrientes y Fracciones Másicas	283
A-I 14	Incinerador Pirolítico.....	283
A-I 14.1	Corrientes y Fracciones Másicas	283
A-I 15	Tamiz Vertical Circular	283
A-I 15.1	Corrientes y Fracciones Másicas	283
A-I 16	Mezclador 1	283



A-I 16.1	Corrientes y Fracciones Másicas	283
ANEXO II: DATOS Y CÁLCULOS DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA		286
A-II 1	Introducción	286
A-II 2	Secador Rotatorio	286
A-II 2.1	Datos	286
A-II 2.2	Cálculos	286
A-II 3	Zaranda Vibratoria	288
A-II 3.1	Datos	288
A-II 3.2	Cálculos	288
A-II 4	Expander.....	289
A-II 4.1	Datos	289
A-II 4.2	Cálculos	289
A-II 5	Secador de Banda	290
A-II 5.1	Datos	290
A-II 5.2	Cálculos	290
A-II 6	Extractor Rotocel.....	291
A-II 6.1	Datos	291
A-II 6.2	Cálculos	291
A-II 7	Intercambiador de Calor E-0202.....	293
A-II 7.1	Datos	293
A-II 7.2	Cálculos	293
A-II 8	Intercambiador de Calor E-0203.....	294
A-II 8.1	Datos	294
A-II 8.2	Cálculos	294
A-II 9	Sistema Desolventizador.....	294
A-II 9.1	Datos	294
A-II 9.2	Cálculos	295
A-II 10	Bloque 1: Separación de Etanol de Micela	295
A-II 10.1	Datos	295
A-II 10.2	Cálculos	296
A-II 11	Bloque 2: Sistema de Anhidración de Etanol.....	300
A-II 11.1	Datos	300
A-II 11.2	Cálculos	301
A-II 12	Reacción de Neutralización, Reactor	304
A-II 12.1	Datos	304
A-II 12.2	Cálculos	305
A-II 13	Centrifuga Decanter	305
A-II 13.1	Datos	305
A-II 13.2	Cálculos	306



A-II 14	Mezclador 2	306
A-II 14.1	Datos	306
A-II 14.2	Cálculos	306
A-II 15	Incinerador Pirolítico Vertical	306
A-II 15.1	Datos	306
A-II 15.2	Cálculos	307
A-II 16	Tamiz Vertical Circular	307
A-II 16.1	Datos	307
A-II 16.2	Cálculos	308
A-II 17	Mezclador 1	308
A-II 17.1	Datos	308
A-II 17.2	Cálculos	308
ANEXO III: SIMULACIONES EN CHEMCAD		309
A-III 1	Intercambiadores de Calor E-0202 Y E-0203	309
A-III 1.1	Corrientes	309
A-III 1.2	Resumen de Equipos	309
A-III 2	Bloque 1: Parte del Sistema de Separación de Etanol de Micela	309
A-III 2.1	Corrientes	309
A-III 2.2	Resumen Equipos	310
A-III 3	Bloque 2: Parte del Sistema de Anhidración de Etanol	311
A-III 3.1	Corrientes	311
A-III 3.2	Resumen de Equipos	312
A-III 4	Intercambiador de Calor E-0407A/B	313
A-III 4.1	Corrientes	313
A-III 4.2	Resumen de Equipo	313
A-III 5	Condensador Sistema Desolventizador	313
A-III 5.1	Resumen de Equipo	313
A-III 6	Bloque 3: Sistema de Enfriamiento de Agua	314
A-III 6.1	Corrientes	314
A-III 6.2	Resumen de Equipos	315
A-III 7	Diagramas Realizados en Chemcad	315
ANEXO IV: DISEÑO DE EQUIPOS		320
A-IV 1	Etapas Teóricas de Operación de Lixiviación	320
A-IV 2	Diseño de Reactor Tanque Agitado	323
ANEXO V: REFERENCIAS		330
A-V 1	Referencias Capítulo 2	330
A-V 2	Referencias Capítulo 3	330
A-V 3	Referencias Capítulo 4	333
A-V 4	Referencias Capítulo 5	333



UTN - FRVM

RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

A-V 5	Referencias Capítulo 6.....	337
A-V 6	Referencias Capítulo 7.....	337
A-V 7	Referencias Capítulo 8.....	337
A-V 8	Referencias Capítulo 9.....	338
A-V 9	Referencias Capítulo 10.....	339
A-V 10	Referencias Capítulo 11.....	339
A-V 11	Referencias Capítulo 12.....	340
A-V 12	Referencias Capítulo 13.....	340
ANEXO VI: PLANOS.....		342



CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

1.1 INTRODUCCIÓN

La creciente necesidad de diversificar la matriz energética y la necesidad estratégico/económica de reducir las importaciones de combustibles fósiles, el 19 de abril del año 2006 se sanciona la Ley 26.093. Estableciendo a partir de esta Ley el marco legal necesario para el comienzo de la producción de bioetanol y biodiesel para el corte de naftas y gasoil. El bioetanol es producido principalmente a partir de dos materias primas: caña de azúcar y maíz. Y actualmente su destino prioritario es el mercado interno. El biodiesel es producido únicamente a partir de aceite de soja y es exportado o destinado al mercado interno dependiendo del tipo de empresa que lo produzca. Así, las grandes empresas integradas (que producen su propia materia prima) y no integradas vuelcan la mayoría de su producción en el mercado externo, mientras que las Pymes son las encargadas de satisfacer al mercado nacional. En los últimos años, como consecuencia de la inexistencia de una materia prima alternativa al aceite de soja, las Pymes están enfrentando diversas situaciones que ponen en jaque al sector.

Los granos de destilería con solubles, también conocidos con el nombre de burlanda, son un subproducto que generan las plantas productoras de bioetanol a partir de maíz, los cuales son comercializados principalmente como concentrados para rumiantes de bajo precio. Sin embargo, estos granos poseen un contenido de aceite que limita su aplicación, especialmente en los vacunos utilizados para la producción de leche, ya que disminuye el contenido graso de la misma.

El aceite de maíz de destilería contenido en la burlanda puede ser recuperado y neutralizado para utilizarse como materia prima de menor costo para la producción de biodiesel, brindando una opción de menor costo para las Pymes. Además como resultado de la extracción del aceite se obtiene un segundo producto, los granos secos de destilería reducidos en grasa, los cuales no poseen los problemas de aplicación relacionados con la burlanda normal.

1.2 OBJETIVOS

El desarrollo del siguiente trabajo tiene como objetivo principal la evaluación técnico-económica de la instalación de una planta recuperadora de aceite de maíz de destilería utilizando como materia prima granos húmedos de destilería con solubles y bioetanol. De esta manera se obtiene como producto principal al aceite de maíz de destilería listo para ser convertido en biodiesel y además, granos secos de destilería con solubles reducidos en grasas, los cuales poseen un mayor límite de inclusión que la burlanda seca y húmeda, sin los problemas que esta última presenta en relación a la logística, manejo, y almacenamiento debido a su corto periodo de vida útil como consecuencia de su alto contenido de humedad.

El aceite de maíz de destilería podrá ser destinado a las medianas y pequeñas empresas productoras de biodiesel como alternativa de menor costo al aceite de soja. Por último los granos secos de destilería con solubles reducidos en grasa serán destinados a las principales cuencas lecheras como concentrado de alto valor proteico y de bajo costo.



CAPÍTULO 2: DESCRIPCIÓN DE PRODUCTOS Y MATERIAS PRIMAS

2.1 PRODUCTOS

2.1.1 ACEITE DE MAÍZ DE DESTILERÍA

2.1.1.1 DEFINICIÓN

Aceite vegetal industrial, no comestible, que se obtiene a partir de la burlanda a través de operaciones de extracción por solvente, y por posteriores procesos neutralización.

2.1.1.2 CARACTERÍSTICAS

El aceite de maíz de destilería será utilizado principalmente para la producción de biodiesel, es por esto que a continuación se resumen las principales características que interesan para este propósito.

Tabla 2.1: Principales características del aceite de maíz de destilería

Parámetro	Valor
Ácidos Grasos Libre	≤ 3,0%
Contenido de Etanol	≤ 500ppm
Humedad	≤ 1%
Índice de Cetano	47-51
Viscosidad Cinemática a 40°C	1.9-6mm ² /s
Estabilidad Oxidativa	≥3
Punto de Nube	-1°C
Punto de obstrucción de filtro frío	(-5,0) – (-7,0)°C
Peso Específico a 20°C	0,8 – 0,9

Fuente: elaboración a partir de datos de Moser, B. R., & Vaughn, S. F. (2012) y Pereira Bulla E. (2014).

2.1.2 GRANOS SECOS DE DESTILERÍA CON SOLUBLES REDUCIDOS EN GRASA

2.1.2.1 DEFINICIÓN

Los granos secos de destilería con solubles reducidos en grasa (GSDSRG), también llamados Burlanda Seca Desgrasada, son el producto que se obtiene luego de retirar el aceite crudo de maíz de los granos de destilería con solubles. Su principal aplicación se encuentra en la alimentación a rumiantes destinados a la producción de leche, ya que su menor contenido graso permite una mayor aplicación y elimina los problemas relacionados con el contenido graso de la leche que si poseen los granos secos de destilería con solubles (GSDS).

2.1.2.2 COMPOSICIÓN FÍSICA DE LOS GRANOS SECOS DE DESTILERÍA CON SOLUBLES REDUCIDOS EN GRASA

El producto se presenta en forma de pellet, los cuales tendrán un diámetro que estará en el rango de los 6,3-12,7mm y una longitud de 12,7 a 50,8mm. Por último, se debe de mencionar que los valores promedios de porosidad, peso específico aparente (bulk density) y densidad de partícula son 41,64%, 609,9kg/m³ y 1.603,34kg/m³ respectivamente.



Figura 2.1: Pellets de Burlanda seca de distinto tamaño¹.

2.1.2.3 COMPOSICIÓN DE LOS GRANOS SECOS DE DESTILERÍA CON SOLUBLES REDUCIDOS EN GRASA

A continuación se presentan los ítems más importantes que define la composición química de los granos secos de destilería con solubles reducidos en grasa.

Tabla 2.2: Composición química de los granos secos de destilería con solubles reducidos en grasa.

Nutrientes	Materia seca [%]
Materia Seca	86,9
Proteína Cruda	34,3
Proteína Soluble [% De Proteína Cruda]	10,9
Proteína Cruda Detergente Ácida Insoluble	4,5
Fibra Detergente Neutra	43,8
Fibra Detergente Ácida	12,7
Lignina	SD
Almidón	4,7
Materia Grasa Cruda	3,5
Cenizas	5,2
Calcio	0,12
Fosforo	0,81
Magnesio	0,36
Potasio	0,98
Sodio	SD
Azufre	0,78
Parámetros Energéticos [Mcal/Kg]	
Energía Neta Para Lactancia	1,58

Nota: SD (sin datos).

Fuente: elaboración a partir de datos de Makkar H. (2012)

¹ https://www.buhlergroup.com/.../Brochure_DDGS_2015_EN.pdf



2.2 MATERIAS PRIMAS

2.2.1 INTRODUCCIÓN

A continuación, se resumirán juntas las características primordiales del bioetanol o alcohol anhidro, que es la materia prima principal para el proyecto, y la materia prima secundaria, alcohol buen gusto, que se utilizará en casos de contar con la primera.

2.2.2 BIOETANOL Y ALCOHOL BUEN GUSTO

2.2.2.1 DEFINICIONES

El alcohol buen gusto o hidratado se define como aquel obtenido por la fermentación alcohólica de distintos materiales:

- Ricos en sacarosa: caña de azúcar, melaza o sorgo dulce.
- Cuantiosos en almidón: cereales (maíz, trigo) y tubérculos (papa, yuca, camote).
- Abundantes en celulosa: madera y residuos agrícolas.

Mientras que el bioetanol o alcohol anhidro es el que nace como consecuencia de la aplicación de métodos de deshidratación al alcohol hidratado o buen gusto.

2.2.2.2 OBTENCIÓN

2.2.2.2.1 ALCOHOL BUEN GUSTO Y BIOETANOL A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR

En nuestro país los principales volúmenes de alcohol buen gusto son producidos por las empresas que utilizan a la caña de azúcar como materia prima. A continuación, se resume el proceso de obtención de este producto.

El proceso se inicia con la molienda de la caña de azúcar para separar el jugo azucarado de la fibra. Del primero se extrae la melaza para la producción de alcohol, mientras que la fibra o bagazo, es utilizada para la producción de energía. Una vez obtenida la melaza se comienza por la etapa de dilución, en la cual se ajusta la cantidad de azúcar o alcohol al final del proceso a través del agregado de agua. Esta etapa es necesaria para evitar concentraciones excesivas de alcohol en la etapa de fermentación que pueden matar a la levadura. Posteriormente se tienen las fases de conversión y fermentación, donde en la primera, se convierten los almidones y celulosas en azúcares fermentables, los cuales se transformarán en la segunda en dióxido de carbono y alcohol como consecuencia del agregado de levaduras. Así, al final de estas etapas se obtiene el mosto, del cual se separa la "Crema de Levadura" y el "Vino", donde este último será sometido a tres etapas de destilación para obtener finalmente el alcohol. En la primera columna de destilación, llamada "Agotadora" o "Destiladora", se forman los vapores de alcohol que serán transferidos a una segunda etapa, dejando como primer subproducto la vinaza con un 0.05% de alcohol. Estos vapores en la segunda columna denominada como "De depuración", en la cual, las sustancias con mayor volatilidad se extraen por la parte superior, mientras que por el fondo las sustancias menos volátiles se condensan para obtener el Alcohol Mal Gusto. Finalmente, en la tercera columna llamada "Rectificadora" de la cual se obtiene el Alcohol Buen Gusto y un residuo denominado "Flemaza" que, junto con la vinaza, se utilizan para el mejoramiento de suelos para la actividad agrícola.

Para la obtención del bioetanol o alcohol anhidro, se pueden utilizar distintos procesos para la deshidratación del alcohol buen gusto. A continuación se resumen las técnicas que se utilizan en el país.

- Destilación azeotrópica: en este proceso se utiliza un solvente como agente de separación con el objetivo de modificar la condición de azeotropía etanol – agua. El agente más utilizado a nivel nacional es el ciclohexano.
- Destilación extractiva con solventes: al igual que el proceso anterior se utiliza un agente para romper el azeótropo, pero en este caso, el solvente debe de



tener un alto punto de ebullición. El solvente que generalmente se elige para este proceso es el etilenglicol.

- Destilación extractiva con sal: durante la destilación se adiciona una sal iónica no volátil y soluble, siendo las sales más utilizadas las de cloruro de calcio y de potasio.
- Tamices moleculares: en este proceso se logra la deshidratación del alcohol buen gusto como consecuencia de la adsorción del agua en zeolitas. Estas son sustancias granulares de forma cilíndrica o esférica, las cuales pueden ser de origen natural o artificial a partir de aluminosilicatos de potasio.

2.2.2.2.2 BIOETANOL A PARTIR DE MAÍZ

A nivel nacional el proceso elegido por la mayoría de las empresas para la obtención de bioetanol a partir de maíz es el de molienda seca. El proceso comienza con la limpieza del maíz para su posterior molturación. La harina obtenida se somete primero a la etapa de licuefacción con el objetivo de obtener un puré de almidón. En esta etapa el maíz molido se mezcla con la enzima alfa amilasa, agua y otros componentes químicos para obtener una mezcla a pH 7. La licuefacción se desarrolla en dos etapas, una primera a alta temperatura 120-150°C, y una segunda a 95°C. El mosto obtenido es llevado a la etapa de Sacarificación, en donde se le agrega la enzima gluco-milasa, que convertirá al almidón en azúcares fermentables. Por último, el puré obtenido se lleva a la etapa de fermentación, en la cual, como consecuencia del agregado de levaduras se producen procesos anaerobios que convierten los azúcares en alcohol y dióxido de carbono. El puré fermentado, ahora llamado cerveza, contendrá alcohol, agua y todos los sólidos no fermentados del maíz y de la levadura. La cerveza es llevada a la etapa de destilación, donde se hierve la cerveza, obteniéndose así alcohol hidratado y como residuo la vinaza o *whole stillage*. Por último, el alcohol hidratado pasa por un sistema de tamices moleculares para obtener finalmente el alcohol anhidro o bioetanol.

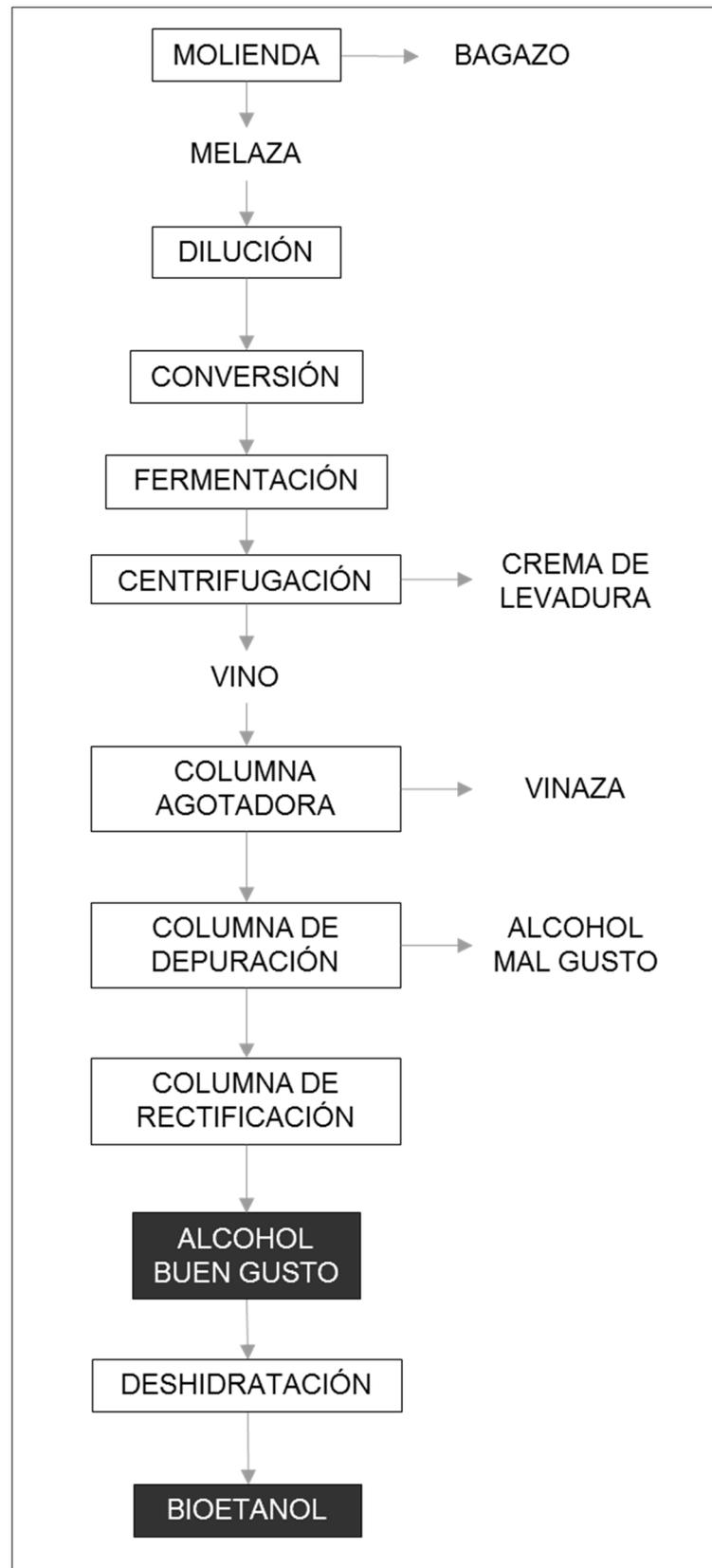


Figura 2.2: esquema de obtención de alcohol buen gusto y anhidro a partir de caña de azúcar.

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Alconoa y CAA.

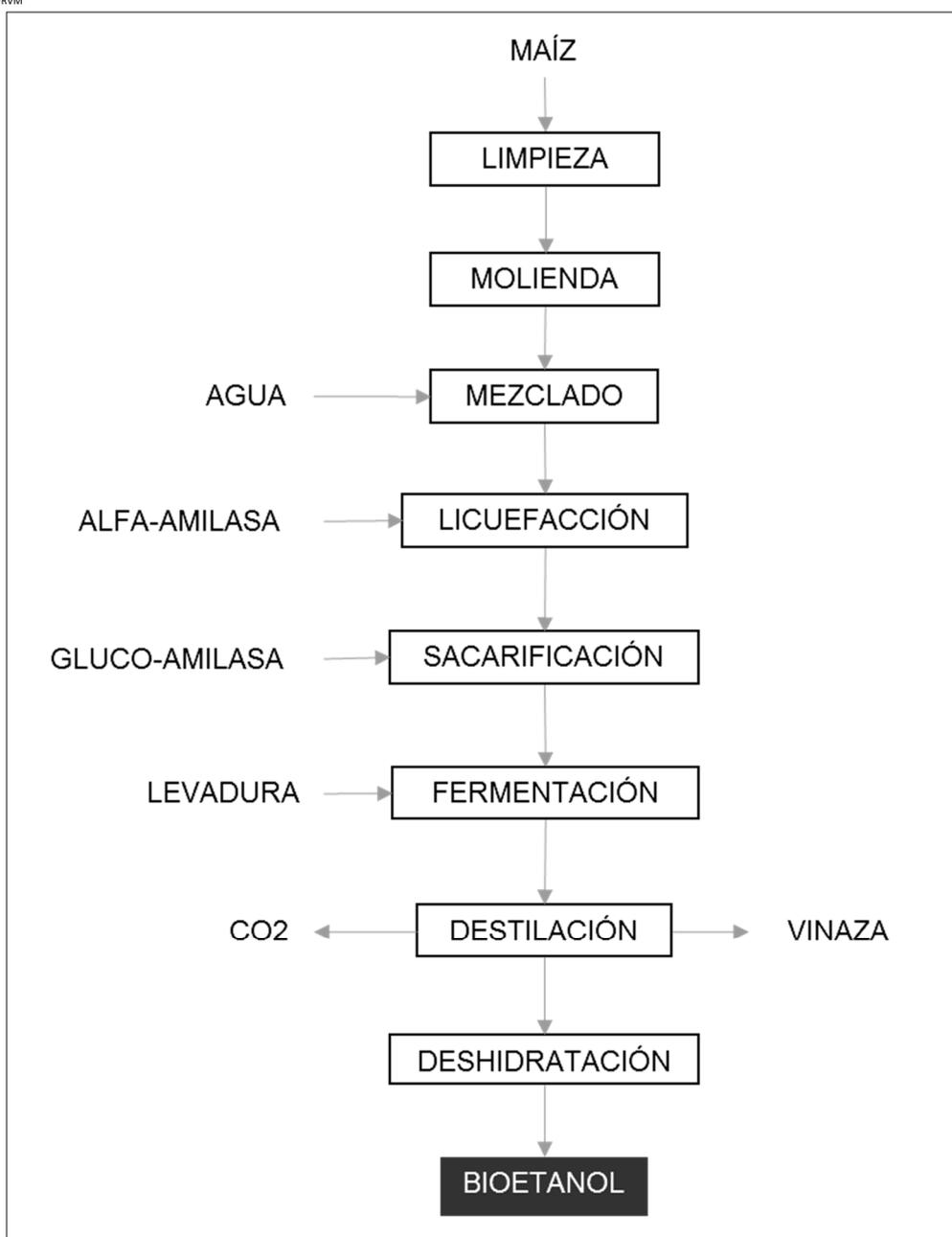


Figura 2.3: esquema de obtención de bioetanol a partir de maíz

Fuente: elaboración propia a partir de datos MAIZAR website.

2.2.2.3 CARACTERÍSTICAS GENERALES

2.2.2.3.1 BIOETANOL

El alcohol etílico anhidrido o bioetanol debe contener al menos 99.2% en peso, correspondiente a no menos de 99.5% en volumen de alcohol etílico. A temperatura ambiente se presenta como un líquido claro, incoloro, neutro, inflamable, higroscópico y de olor característico. Su fórmula química es C_2H_5OH y su número CAS es 64-17-5. Es miscible en agua, éter, cloroformo y acetona. Reacciona lentamente con hipoclorito cálcico, óxido de plata y amoníaco originando peligro de incendio y explosión. Reacciona violentamente con oxidantes fuertes tales como ácido nítrico, nitrato de plata, nitrato de mercurio o perclorato magnésico, originando peligro de incendio y explosión.

A continuación se resumen las principales propiedades físicas del etanol anhidro.



Tabla 2.3: Propiedades físicas del etanol anhidro.

Ítem	Valor
Punto de ebullición	79°C
Punto de fusión	-117°C
Densidad relativa (agua = 1)	0.7954
Solubilidad en agua	Miscible
Presión de vapor a 20°C	5.8kPa
Densidad relativa de vapor (aire = 1)	1.6
Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1)	1,03
Punto de auto ignición	363°C

Fuente: datos tomados de hoja de seguridad etanol anhidro © IPCS, CE 2005.

2.2.2.3.2 ALCOHOL ETÍLICO BUEN GUSTO

El alcohol hidratado o buen gusto debe contener no menos de 92,3% y no más de 93,8% en peso, correspondiente a no menos de 94,9% y no más de 96,0% en volumen de etanol a 15 °C. Su fórmula es C_2H_6O , su peso molecular es 46,1 y su número de identificación CAS es 64-17-5. A temperatura ambiente se presenta como un líquido incoloro y transparente, también es inflamable, higroscópico y posee olor característico. Finalmente se debe de mencionar que es miscible en agua y con prácticamente todos los solventes orgánicos.

2.2.3 GRANOS DE DESTILERÍA CON SOLUBLES

2.2.3.1 INTRODUCCIÓN

Debido a que la burlanda húmeda y burlanda seca (materia prima y secundaria) son granos de destilería resultantes del proceso de obtención de etanol a partir de maíz, pero con diferente humedad. Es por eso que se presentarán conjuntamente las características nutricionales y energéticas de ambos. Luego, se puntualizará en características de la burlanda seca, tales como color, fluidez y tamaño de partícula, debido a que la burlanda seca desgrasada tendrá características similares a la burlanda seca por compartir una cantidad similar de humedad.

2.2.3.2 DEFINICIONES

Los granos húmedos de destilería con solubles son el producto que se obtiene después de la eliminación del alcohol etílico en la destilación de los fermentados por medio de levaduras de maíz en donde se lleva a cabo una primera separación de los sólidos y solubles para luego agregar nuevamente a estos últimos a los sólidos, tras un proceso de condensación.

Por último, se definen a los granos secos de destilería con solubles como el producto que resulta de exponer a operaciones de secado a los granos húmedos de destilería con solubles.

2.2.3.3 BREVE RESUMEN DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE GRANOS DE DESTILERÍA CON SOLUBLES

La vinaza o *whole stillage*, compuesta por agua y los sólidos no fermentables del maíz y de la levadura, es centrifugada para separar los sólidos suspendidos y disueltos, obteniéndose granos de destilería y el jarabe o *thin stillage*. El jarabe es concentrado por evaporación y agregado a los granos de destilería para conseguir los granos húmedos de destilería con solubles. Una parte de los mismos son comercializados, mientras que otra parte, se procede a secar, utilizando hornos rotatorios, para obtener los granos secos de destilería con solubles.

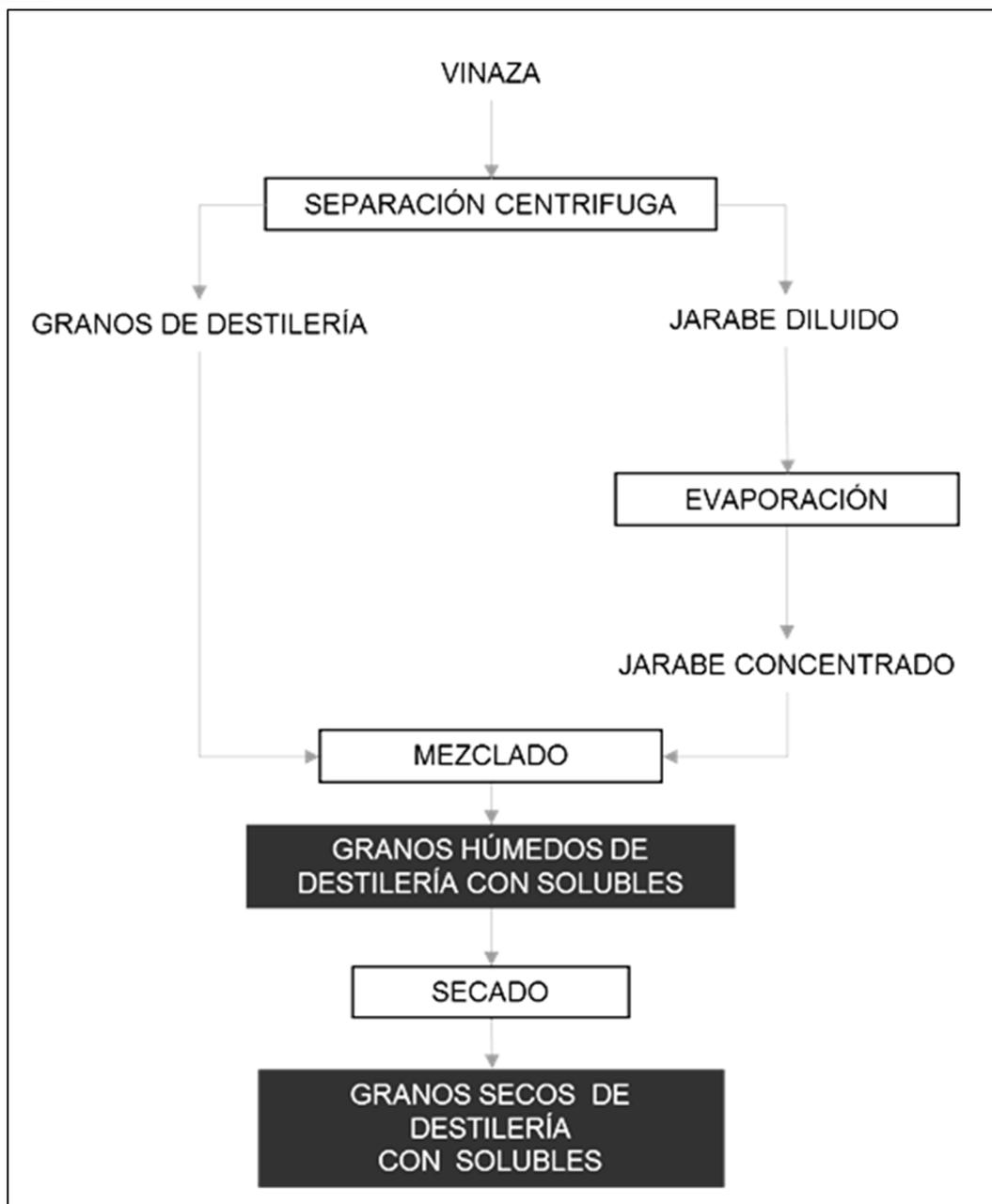


Figura 2.4: Diagrama de flujo de obtención de los granos secos de destilería con solubles.

Fuente: Elaboración propia datos de Liu, K., & Rosentrater, K. A. (Eds.).

2.2.3.4 CARACTERÍSTICAS ENERGÉTICAS Y NUTRICIONALES DE LOS GRANOS HÚMEDOS Y SECOS DE DESTILERÍA CON SOLUBLES.

La burlanda está compuesta por granos heterogéneos formados por fragmentos de maíz, proteína soluble cristalizada, recubrimientos de lípidos en la superficie de estos fragmentos y aglomerados.

Las características nutricionales de la burlanda varían tanto si consideramos distintas plantas y hasta si consideramos distintos batch en la misma planta, ya que depende de innumerables factores como:

- Características del maíz.
- Configuración del molino de martillos
- Estado y tipo de químicos y aditivos utilizados en el proceso.



- Tipo de secador utilizado.
- Tiempo y temperaturas de secado.

Sin embargo, durante los últimos veinte años se han realizado estudios que permiten encerrar las características nutricionales de los granos de destilería en ciertos valores promedios que en la actualidad se toman como referencia.

En las siguientes tablas, se resumen las principales características nutricionales y energéticas de los granos húmedos de destilería con solubles.

Tabla 2.4 Composición nutricional de burlanda húmeda y seca.

Nutrientes	Valor (% bs)	
	GHDS	GSDS
Materia seca	33,40 ± 12,98	88,10 ± 6,18
Proteína Cruda	30,10 ± 9,40	31,20 ± 4,30
Proteína soluble (% PC)	22,40 ± 14,60	16,70 ± 7,1
Proteína Cruda acido detergente insoluble	3,7 0± 2,10	4,40 ± 2,10
Proteína cruda neutra detergente insoluble	8,30 ± 3,60	9,50 ± 2,90
Fibra detergente neutro	31,20 ± 8,90	34,00 ± 4,70
Fibra detergente acido	15,40 ± 5,20	16,80 ± 3,50
Lignina	4,80± 1,60	5,10 ± 1,70
Almidón	5,50 ± 8,50	5,30 ± 4,10
Aceite o Grasa Cruda	12,70 ± 3,80	12,60 ± 3,20
Cenizas	5,50 ± 1,60	5,90 ± 1,10
Calcio	0,08 ± 0,17	0,08 ± 0,19
Fosforo	0,85 ± 0,18	0,88 ± 0,17
Magnesio	0,32 ± 0,09	0,32 ± 0,07
Potasio	0,99 ± 0,30	1,05 ± 0,26
Sodio	0,17 ± 0,13	0,19 ± 0,20
Azufre	0,58 ± 0,50	0,64 ± 0,18
Nutrientes digeribles totales	84,80 ± 5,10	83,00 ± 5,00

Nota: GHDS (Granos húmedos de destilería con solubles), GSDS (Granos secos de destilería con solubles), PC (Proteína cruda).

Fuente: elaboración a partir de datos de Bodolich C. y Miazzo D. (2014).

Tabla 2.5: Composición energética de burlanda húmeda y seca.

Parámetros Energéticos	Valor [Mcal/kg]	
	GHDS	GSDS
Energía neta para la lactación	2,10	2,06
Energía neta para mantenimiento	2,22	2,17
Energía neta para ganancia	1,53	1,49

Nota: GHDS (Granos húmedos de destilería con solubles), GSDS (Granos secos de destilería con solubles).

Fuente: elaboración a partir de datos de Bodolich C. y Miazzo D. (2014).

2.2.3.5 CARACTERÍSTICAS MECÁNICAS Y FÍSICAS DE LA BURLANDA SECA

2.2.3.5.1 COLOR

El color de los GSDS de maíz varía desde un color amarillo dorado y claro hasta un color café oscuro. Existen varios factores que producen el oscurecimiento de los granos,

como por ejemplo, una alta cantidad de solubles, un prolongado tiempo de residencia en el secador o el sometimiento a los granos a altas temperaturas.

La variación del color puede ser medida por distintos métodos de laboratorio, siendo uno de ellos, la medición mediante un colorímetro Hunter Lab, el cual puede medir el espacio de color CIELAB². Este espacio es un modelo cromático utilizado para describir todos los colores que puede percibir el ojo humano. Los tres parámetros del modelo son:

- Luminosidad del color (L^*), cuyo valor es 100 indica blanco o claro y 0 para oscuro o negro.
- Posición entre magenta y verde (a^*): valores positivos indican magenta mientras que valores negativos indican verde.
- Posición entre amarillo y azul (b^*): valores negativos indican azul y valores positivos indican amarillo.

A continuación se presenta una imagen del espacio color CIELAB y lo valores obtenidos al aplicar este método a los granos secos de destilería con solubles para ser utilizados como patrón.

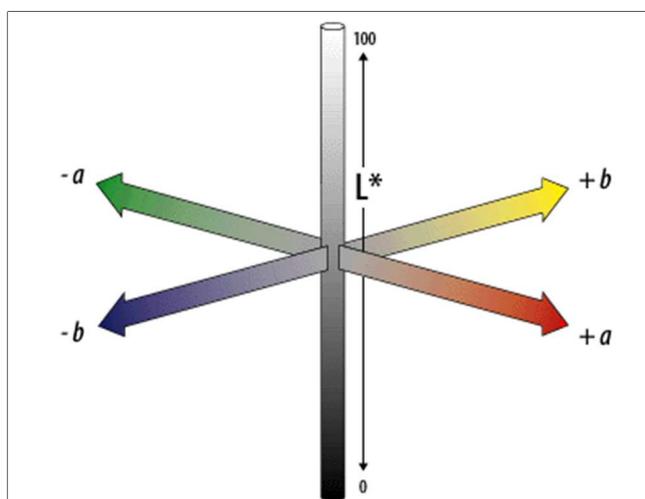


Figura 2.5: Espacio de color CIELAB.

Fuente: University of South Carolina. School of medicine.

Tabla 2.6: Medición colorimétrica para granos secos de destilería con solubles.

Ítem/Valor	Mínimo	Máximo	Promedio
Color, Hunter L^*	40,00	49,80	43,10
Color, Hunter a^*	8,00	9,80	8,70
Color, Hunter b^*	18,20	23,50	19,40

Fuente: U.S. Grain Council.

Por último, cabe mencionar que el color es utilizado en muchos mercados como un indicador de la calidad de los granos secos de destilería, donde la calidad disminuye desde el color amarillo dorado hasta el color café oscuro, formando un ranking del 1 al 5. A pesar de esto, debe de tenerse en claro que el color no puede ser el único indicador de calidad de los GSDS y que deben incluirse otros parámetros, como por ejemplo, el tamaño de partículas, el contenido de humedad y la energía metabolizable (EM) para tener una verdadera idea de la calidad de la burlanda seca.

² CIELAB: Commission Internationale d'Eclairage (Comisión Internacional de Iluminación), L^* , a^* b^* .



Figura 2.6: Ejemplo de tabla colorimétrica para la clasificación de granos secos de destilería con solubles ³.

Fuente: U.S. Grain Council.

2.2.3.5.2 TAMAÑO DE PARTÍCULA

El tamaño de partícula tiene un efecto sobre distintos aspectos nutricionales, por ejemplo: la digestibilidad de nutrientes, la palatabilidad, la cantidad de consumo de los GSDS por los animales y la eficiencia de mezclado con los demás componentes de la dieta animal. También influye en otras cuestiones en las que interviene el manejo del producto durante el transporte, la densidad, la calidad del pellet, etc.

La distribución de tamaño de partículas depende mucho del tamaño promedio de las mismas, el cual a su vez depende de las características del maíz, el método de procesamiento y la cantidad y tipo de levadura utilizada. Por ello se presenta a modo de ejemplo la distribución de partículas de GSDS cuyo diámetro geométrico principal (dgw) es $0,894 \pm 0,027$ y su desviación standard es $0,549 \pm 0,021$ (Liu, K., & Rosentrater, K. A. (Eds.). (2011)). Cabe destacar que se respeta para los distintos tamaños geométricos principales la forma de la curva que representa la distribución de tamaño de partículas, ya que, el porcentaje retenido comienza en cero para una malla A.S.T.M. mayor que 8, se alcanza el máximo en la malla 35 y disminuye hasta su valor mínimo en el colector.

Tabla 2.7: Distribución de partículas de granos secos de destilería con solubles.

Número de Malla A.S.T.M.	Muestra [%]
6	0,0
8	4,8
12	7,7
18	31,5
35	43,2
60	10,0
100	2,0
Colector	0,6

Nota: A.S.T.M. (American Society for Testing Materials), siglas en inglés de Sociedad Americana para la Prueba de Materiales.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Liu K. (2009)

³ Nota: DDGS (distiller's died grains with solubles). Siglas en inglés de granos secos de destilería con solubles.

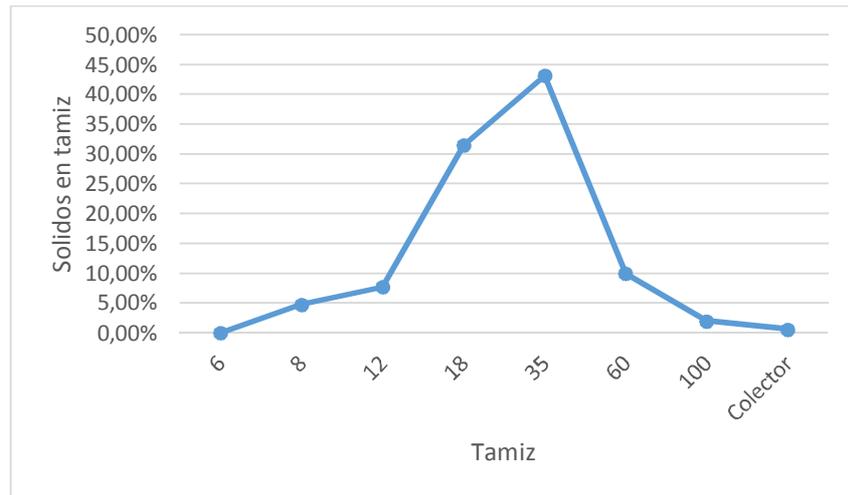


Figura 2.7: Distribución de partículas de granos secos de destilería con solubles

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Liu K. (2009)

2.2.3.5.3 PROPIEDADES DE FLUIDEZ

Una de las maneras de medir las propiedades de fluidez de los polvos es a través de la utilización del Índice de Carr, el cual utiliza el ángulo de reposo del material para clasificarlo.

Las propiedades de fluidez dependen de otras características físicas de los granos, por ejemplo, al aumentar la humedad la fluidez del polvo disminuye. Por lo tanto para el caso de los GSDS con propiedades normales (humedad promedio del 10% y una cantidad de solubles del 12,65% en base seca), se tienen ángulos de reposo que varían entre 35.94 y 41.6°. Por lo tanto se encuentra que los GSDS tendrán una fluidez normal o pasable.

Tabla 2.8: Clasificación de fluidez según ángulo de reposo

Ángulo de Reposo [°]	Tipo de fluidez
< 25	Excelente
26-35	Buena
36-40	Normal. Quizás se requiera algún tipo de vibración.
41-45	Pasable. Algunas veces puede haber problemas de flujo.
46-55	Pobre. Se requiere agitación o vibración
56-65	Muy pobre. Se necesita vibración
66-90	Extremadamente pobre. Se requieren agitadores especiales o tolvas.

Fuente: Bhadra, R et al (2009)



CAPÍTULO 3: ESTUDIO DE MERCADO

3.1 MATERIAS PRIMAS

3.1.1 BIOETANOL

3.1.1.1 CAPACIDAD INSTALADA

Hasta el año 2012 el total del bioetanol producido a nivel nacional provenía de la caña de azúcar. La producción estaba geográficamente centrada en el NOA (Noroeste argentino) ocupando Tucumán el 70% de la producción, mientras que Salta y Jujuy se repartían el 30% restante. El destino de esta producción no era el sector petrolero, sino que el objetivo era el abastecimiento para la producción de alimentos, cosméticos, bebidas y agroquímicos.

Tabla 3.1: Listado de empresas productoras de bioetanol a partir de caña de azúcar en funcionamiento y con cupo otorgado.

Empresa	Localidad	Provincia	Capacidad Instalada [m ³ /año]	Cupo Otorgado [m ³ /año]
Alconoa S.R.L.	Orán	Salta	120.000,00	110.000,00
Bio Ledesma	Libertador General San Martín	Jujuy	83.000,00	82.000,00
Bio San Isidro	Campo Santo	Salta	27.000,00	25.000,00
Bioenergía La Corona	San Miguel de Tucumán	Tucumán	35.000,00	30.000,00
Biotrinidad			30.000,00	28.000,00
Compañía Bioenergética La Florida			150.000,00	101.000,00
Compañía Bioenergía Santa Rosa			30.000,00	34.000,00
Energías Ecológicas de Tucumán - Grupo Colombres	La Esperanza	Jujuy	32.400,00	31.100,00
Río Grande Energía	La Mendieta	Jujuy	27.000,00	25.000,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de INTA, CADER, Boletín Oficial de la República Argentina, Ministerio de Economía de la República Argentina.

Incentivado por el déficit energético se sancionó en el año 2009 la Ley 26.093 que establece el corte obligatorio de combustibles fósiles con biocombustibles. Este hecho tuvo principalmente dos consecuencias, la primera fue el cambio de destino y ampliación de la producción de alcohol anhidro a partir de caña de azúcar, y la segunda fue el comienzo de construcción de nuevas plantas para la producción de bioetanol con el objetivo de la comercialización del mismo para el corte de naftas reemplazando a la caña de azúcar por maíz como materia prima. En la tabla 3.1 y 3.2 se presentan las plantas en funcionamiento hasta el 31 de diciembre del 2016 que se dedican a la producción de alcohol anhidro para el corte de naftas. Por último cabe aclarar que en la tabla 3.2 se ha omitido a la empresa Porta Hermanos debido a que si bien produce bioetanol a partir de maíz, el mismo es destinado a la producción de alcohol y otros productos, y por lo tanto, no posee un cupo otorgado por la Secretaría de Energía de la Nación (MINEM).

Tabla 3.2: Listado de empresas productoras de bioetanol a partir de maíz en funcionamiento y con cupo otorgado.

Empresa	Localidad	Provincia	Capacidad Instalada [m ³ /año]	Cupo Otorgado [m ³ /año]
Vicentín S.A.I.C.	Avellaneda	Santa Fe	60.000	48.000
Bio4	Río Cuarto	Córdoba	82.500	50.000
Promaíz S.A.	Alejandro Roca		145.000	135.000
Acabio	Villa María		145.000	125.000
Diaser	Villa Mercedes	San Luis	82.500	82.500

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de INTA y CADER

Como se puede, apreciar en las tablas 3.1 y 3.2, el bioetanol producido en el país puede realizarse a base de caña de azúcar o maíz. Si se divide al alcohol anhidrido según su materia prima y se analiza la evolución de la participación de este en el mercado, como se muestra en la figura 3.1, existe un incremento de la participación del bioetanol a partir de maíz sosteniendo un aporte superior al 50% a partir en el año 2014, a pesar de que sólo 5 de las 14 empresas dedicadas a la realización de este producto utilicen al maíz como elemento básico.

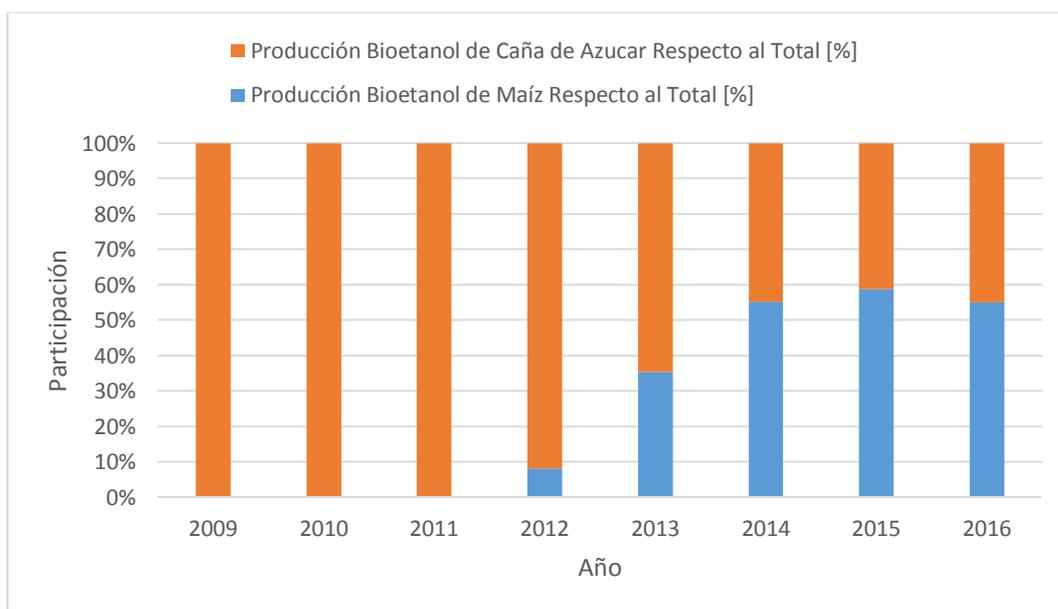


Figura 3.1: Grado de participación de bioetanol en el mercado según materia prima.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de BCR, AABH, INV, MINEM y CAA.

Tabla 3.3: Crecimiento de la Capacidad Instalada del Sector.

Año	Capacidad Instalada Sector
2009	60.000,00
2010	324.400,00
2011	324.400,00
2012	616.900,00
2013	761.900,00
2014	989.400,00
2015	989.400,00
2016	1.049.400,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA.

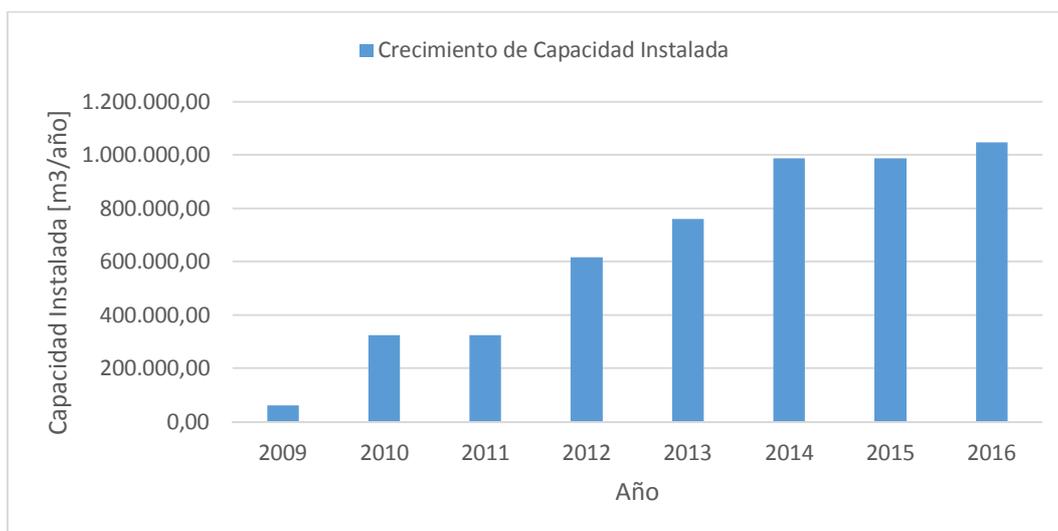


Figura 3.2: Evolución de la Capacidad Instalada de Producción de Bioetanol.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA.

También se debe de mencionar, que además de las empresas productoras de etanol existen otras que se dedican a la anhidración del alcohol.

Tabla 3.4: Número de Refinerías y Nivel de Utilización de Capacidad Instalada.

Año	Número de Plantas Anhidradoras	Uso de la Capacidad [%]
2008	0,0	0,00
2009	3,0	19,00
2010	9,0	58,00
2011	9,0	49,00
2012	11,0	42,00
2013	12,0	69,00
2014	14,0	76,00
2015	14,0	86,00
2016	17,0	70,00
2017 (Est.)	17,0	83,00

Nota: Est. (Estimación). Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA.

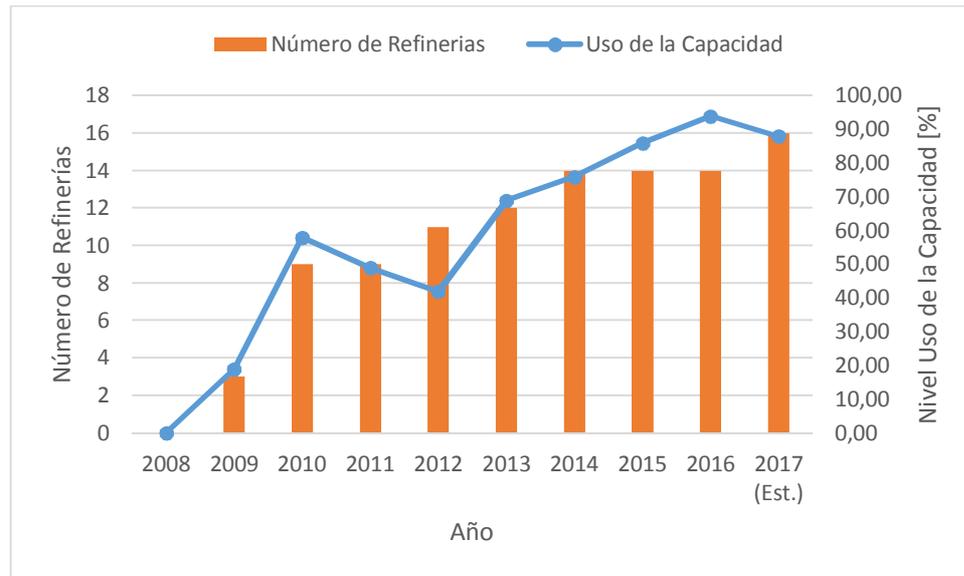


Figura 3.3: Número de Refinerías y Nivel de Uso de Capacidad Instalada.

Nota: Est. (Estimación).

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de US.

En la actualidad, se encuentran empresas en distintas fases de construcción, capaces de obtener bioetanol a partir de maíz o anhidrar alcohol obtenido a partir de caña de azúcar, algunas de las cuales poseen cupo y otras no.

Tabla 3.5: Empresas productoras de bioetanol en proyecto con y sin cupo otorgado.

Empresa	Localidad	Provincia	Cupo Otorgado [m ³ /año]	Capacidad Instalada [m ³ /año]
<i>A partir de Maíz</i>				
Bahía Energías Renovables	Bahía Blanca	Buenos Aires	100.000,00	100.000,00
Bioterai	Santa Fe	Santa Fe	121.000,00	121.000,00
Agroctanos	La Carlota	Córdoba	83.000,00	83.000,00
Biosanfe	Alcorta	Santa Fe	100.000,00	100.000,00
Balba Bioenergías	Junín	Buenos Aires	105.000,00	105.000,00
Biomadero	La Matanza	Buenos Aires	50.000,00	50.000,00
Alimentos Del Sur	Diamante	Entre Ríos	-	80.000,00
Indagro	Las Lajitas	Salta	-	50.000,00
Green Pampas	Tambúes	Santa Fe	-	450.000,00
<i>A partir de Caña de Azúcar</i>				
Bio Atar	-	Tucumán	47.000,00	-
Bioenergética Leales	-	Tucumán	14.300,00	-
Fronterita Energía	-	Tucumán	32.000,00	-

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de BCR, CARBIO e INTA.

Teniendo en cuenta estas nuevas empresas y la intensión del gobierno nacional de llegar a un porcentaje de corte de naftas con bioetanol del 20% para el año 2024, se puede ver el crecimiento que se espera que tenga la capacidad de producción.

Tabla 3.6: Evolución de la capacidad productiva de bioetanol.

Ítem	Actual	Futura (2026)	Total
Capacidad Instalada	1.049.400,00	1.139.000,00	2.188.400,00
Grado de Desarrollo	48%	52%	100%

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Elaboración propia en base a datos de MINEM, CAA, BCR y AABH.

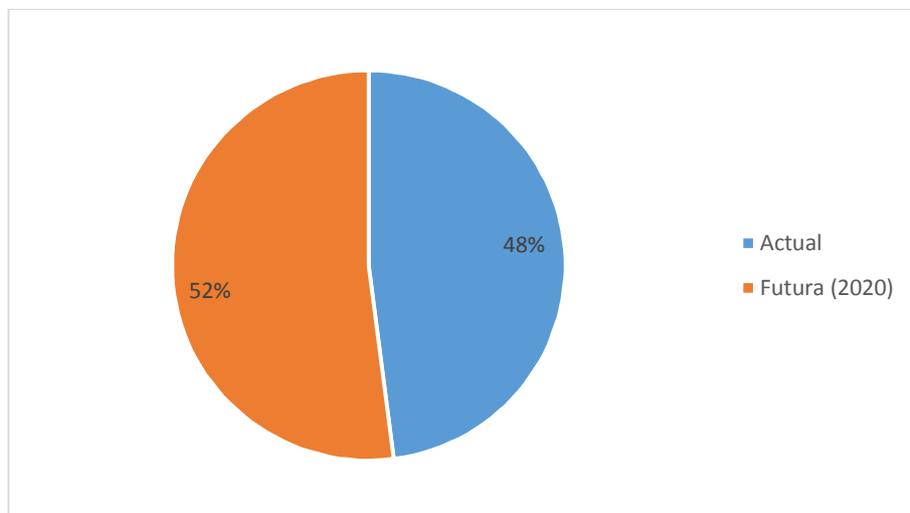


Figura 3.4: Evolución de la capacidad instalada de las empresas productoras de bioetanol.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Elaboración propia en base a datos de MINEM, CAA, BCR, USDA y AABH.

3.1.1.2 OFERTA

La producción de alcohol anhídrido para el corte de naftas comienza en el año 2009 como consecuencia de la creación del marco regulatorio compuesto por la Ley 26.093 "Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentable de Biocombustibles", sancionada en 2006, y el Decreto del Poder Ejecutivo 109/2007, promulgado en 2007, que la reglamenta.

Tabla 3.7: Producción de bioetanol en el periodo 2009-2016

Año	Producción de Bioetanol [m ³ /año]		
	Base Maíz	Base Caña de Azúcar	Total
2009	0,00	23.297,00	23.297,00
2010	0,00	124.930,00	124.930,00
2011	0,00	173.623,00	173.623,00
2012	20.500,00	229.989,00	250.489,00
2013	167.594,00	304.786,00	472.380,00
2014	371.257,00	299.864,00	671.121,00
2015	479.265,00	336.144,00	815.408,00
2016	489.836,80	400.108,68	889.945,48

Fuente: MINEM.

Al realizar la comparación de la capacidad instalada junto a los cupos otorgados por la MINEM y el volumen producido tomando como referencia el año 2016, se observa que la producción alcanzó cerca del 98,16% del cupo otorgado y las industrias trabajaron a un 84,80% de capacidad instalada.



Tabla 3.8: Comparación entre capacidad instalada, total de cupos otorgados y volumen producido.

Año	Capacidad Instalada [m³/año]	Total de cupos otorgados [m³/año]	Producción [m³/año]
2016	1.049.400,00	906.600,00	889.945,00

Fuente: Elaboración propia.

Para tener una idea de los volúmenes de bioetanol que pueden ser producidos en el futuro se han establecido dos situaciones basándose la primera en una proyección lineal de crecimiento, tomando como base de datos los expuestos en la tabla 3.7, la segunda basada en las proyecciones internacionales hechas sobre el país, las cuales fueron realizadas conjuntamente por la Organización para la Cooperación y Desarrollo Económico (OECD en sus siglas en inglés) y por la Organización de Agricultura y Comida de los Estados Unidos (FAO en sus siglas en inglés).

Tabla 3.9: Proyecciones de producción de bioetanol.

Año	Lineal	FAO OECD	Fundación INAI
2016	889.945,48	889.945,48	889.945,48
2017	1.029.428,42	1.121.760,00	947.421,77
2018	1.163.158,35	1.244.910,00	976.358,80
2019	1.296.888,28	1.281.120,00	1.006.271,38
2020	1.430.618,21	1.315.940,00	1.038.464,46
2021	1.564.348,14	1.342.680,00	1.071.696,44
2022	1.698.078,07	1.361.290,00	1.105.992,65
2023	1.831.808,00	1.390.450,00	1.141.391,11
2024	1.965.537,93	1.419.150,00	1.177.917,14
2025	2.099.267,86	1.449.140,00	1.215.608,77
2026	2.232.997,79	1.504.910,00	1.244.469,78

Fuente: Construcción propia a partir de datos de INDEC, MINEM, Fundación INAI y OECD-FAO.

En la figura 3.5 se puede ver que las proyecciones indican que en el año 2018 se alcanzaría la actual capacidad instalada, pero, la realidad indica que mientras no se inauguren las nuevas plantas proyectadas no se tendrá un aumento de la oferta de bioetanol. Por último se debe de mencionar que la proyección internacional dada por OECD – FAO es más optimista que la nacional brindada por la Fundación INAI, pero que ambas son menores a la lineal, por lo que es de esperarse que el escenario de oferta este entre estas dos proyecciones.

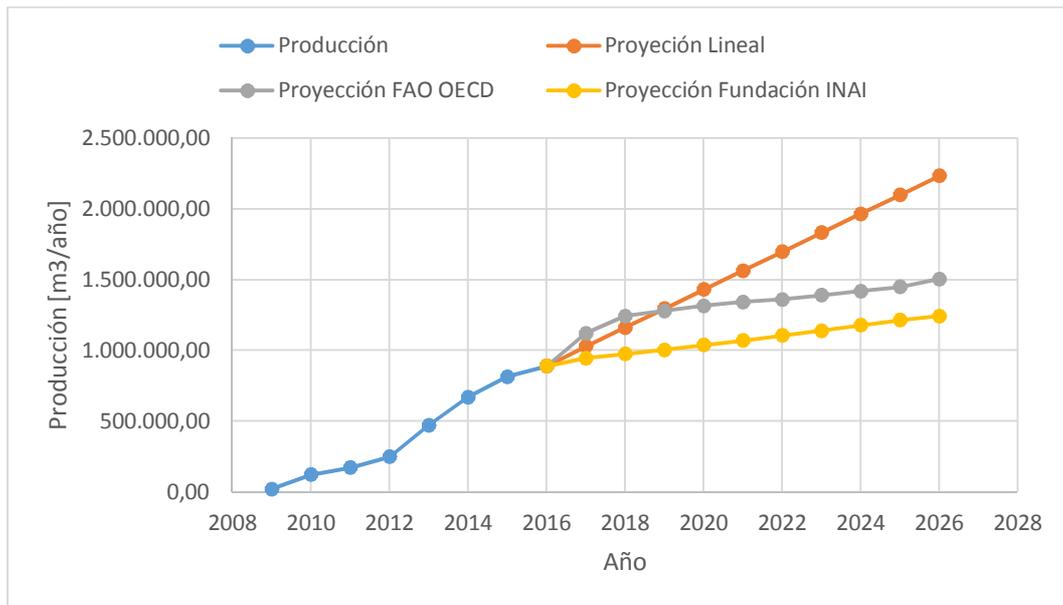


Figura 3.5: Producción presente y futura de bioetanol

Fuente: Construcción propia a partir de datos de INDEC, MINAGRI y OECD-FAO.

3.1.1.3 DEMANDA

Para entender la demanda nacional de bioetanol, primero se debe de dar un vistazo al consumo nacional de naftas. Argentina posee una industria petroquímica capaz de producir gasolina, pero su capacidad de producción está estancada, lo que obliga al país a importar naftas para poder cubrir las ventas en el mercado local. Se puede utilizar la ecuación 3.1 para calcular el consumo aparente anual de naftas teniendo en cuenta que la exportación de gasolina es nula.

$$\text{Producción} + \text{Importación} = \text{Exportación} + \text{Consumo Aparente} \quad \text{Ec.3.1}$$

Cabe mencionar que a partir de ahora, se denominará nafta, a la suma que nace de adicionar las cantidades de nafta común (grado 1), súper (grado 2) y ultra (grado 3).

Tabla 3.10: Evolución del consumo, importación y producción nacional de naftas.

Año	Producción [m3]	Importación [m3]	Consumo [m3]
2006	4.260.046,27	33.241,21	4.293.287,48
2007	4.966.756,51	22.984,66	4.989.741,17
2008	5.518.147,95	51.718,64	5.569.866,59
2009	5.759.280,17	0,00	5.759.280,17
2010	6.150.229,80	140.244,00	6.290.473,80
2011	6.853.643,20	143.028,80	6.996.672,00
2012	7.302.136,00	52.962,00	7.355.098,00
2013	7.609.783,00	378.720,80	7.988.503,80
2014	7.280.890,60	449.155,50	7.730.046,10
2015	8.320.073,40	14.997,00	8.335.070,40
2016	8.431.038,10	246.520,00	8.677.558,10

Fuente: Elaboración a partir de datos de MINEM.

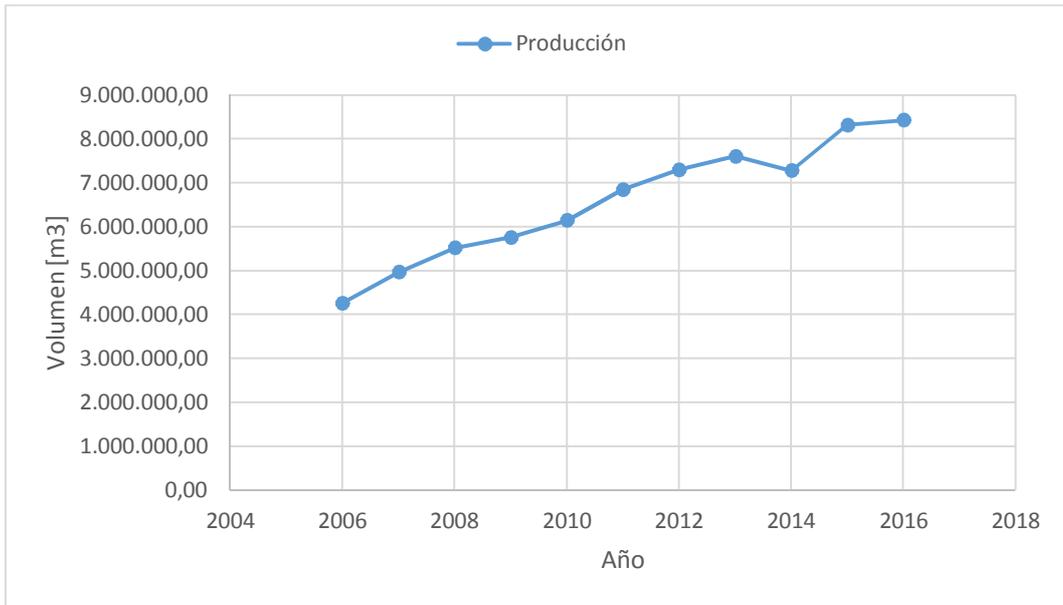


Figura 3.6: Producción de naftas.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

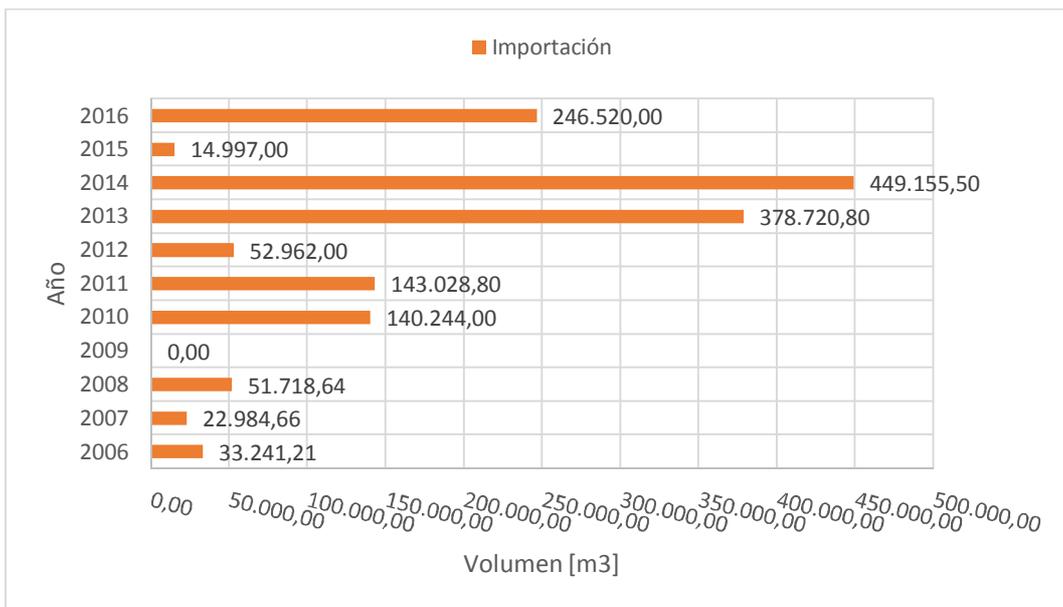


Figura 3.7: Importación de nafta.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

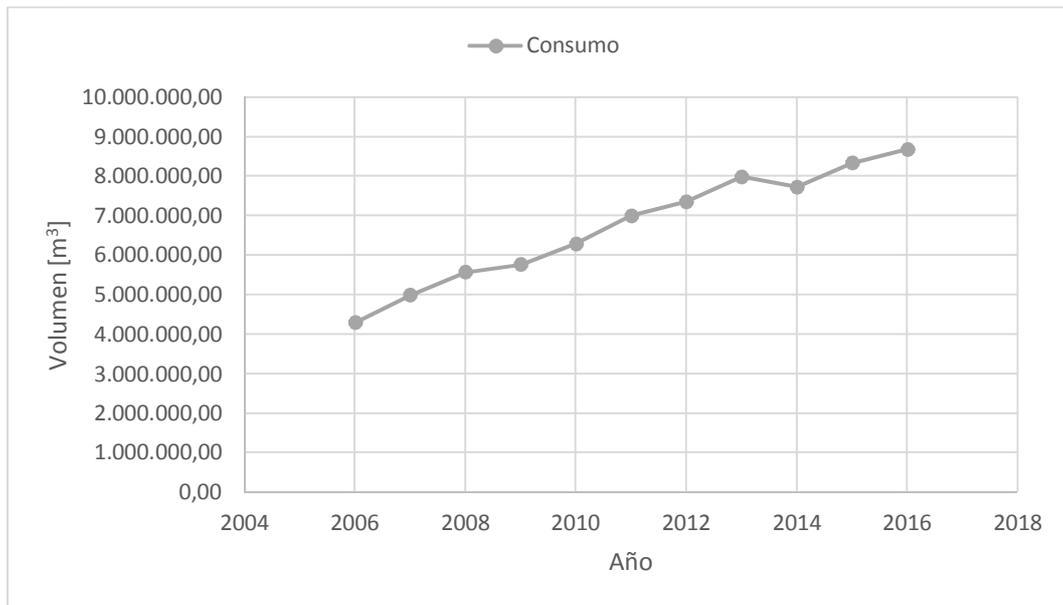


Figura 3.8: Consumo de naftas.

Fuente: Elaboración propia.

Como se puede ver en la figuras 3.6, 3.7 y 3.8, en el periodo 2004-2016 hubo una creciente producción de naftas acompañado por un aumento variable de las importaciones, dando como resultado una tendencia alcista en lo que respecta al consumo nacional de gasolina. Por último se hace foco en la variación mensual interanual del consumo en el periodo 2013 – 2016.

Tabla 3.11: Diferencia mensual entre consumo de naftas

Mes/año	Consumo Mensual de Naftas [m ³]			
	2013	2014	2015	2016
Enero	670.520,70	748.029,84	727.061,51	778.805,42
Febrero	617.906,28	666.785,29	649.713,36	709.538,39
Marzo	697.688,91	657.084,28	700.322,95	722.941,94
Abril	659.130,14	690.431,59	687.035,92	698.690,45
Mayo	618.400,89	614.606,35	697.335,50	704.082,44
Junio	714.952,43	649.932,03	647.483,13	680.791,04
Julio	668.746,47	591.124,37	714.869,78	697.225,46
Agosto	687.517,00	592.419,10	701.252,68	701.781,50
Septiembre	653.573,62	611.235,07	683.947,66	698.507,86
Octubre	650.555,85	624.540,46	707.024,54	735.033,89
Noviembre	644.120,04	611.111,40	652.547,25	701.651,63
Diciembre	705.392,32	672.746,35	766.476,12	849.017,71

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM

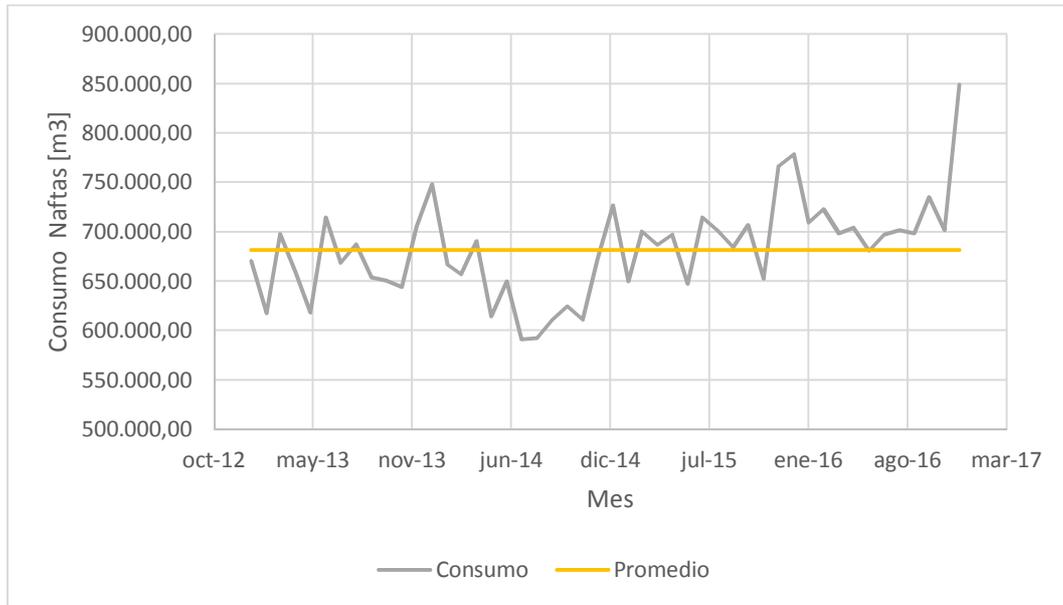


Figura 3.9: Consumo mensual de naftas

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

De la figura 3.9 se puede ver que, por un lado, el consumo se comporta de manera cíclica con picos en el verano y valles en el invierno, mientras que por el otro, durante el periodo 2013 – 2015 el mismo se movió alrededor el promedio de 681.910.19m3, elevándose el mismo el año 2016. Esto indica que el consumo depende de varios factores, como por ejemplo, la evolución del tamaño e intensidad de uso de combustibles por parte del parque automotor, los cuales que escapan al análisis de este trabajo. Por este motivo se concluye que realizar una proyección lineal sobre los datos presentados en la tabla 3.11 sería erróneo, de esta manera, se toma como referencia a las proyecciones realizadas por USDA.

Tabla 3.12: Consumo de naftas proyectados por USDA.

Año	Proyección USDA	Proyección CEARE	Proyección EIA
2017	8.700.000,00	8.851.109,26	8.998.627,75
2018	9.150.000,00	9.028.131,45	9.331.576,98
2019	9.600.000,00	9.208.694,08	9.676.845,32
2020	10.100.000,00	9.392.867,96	10.034.888,60
2021	10.600.000,00	9.580.725,32	10.406.179,48
2022	11.700.000,00	9.772.339,82	10.791.208,12
2023	11.700.000,00	9.967.786,62	11.190.482,82
2024	12.250.000,00	10.167.142,35	11.604.530,69
2025	12.900.000,00	10.370.485,20	12.033.898,32
2026	13.500.000,00	10.577.894,90	12.479.152,56

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA.

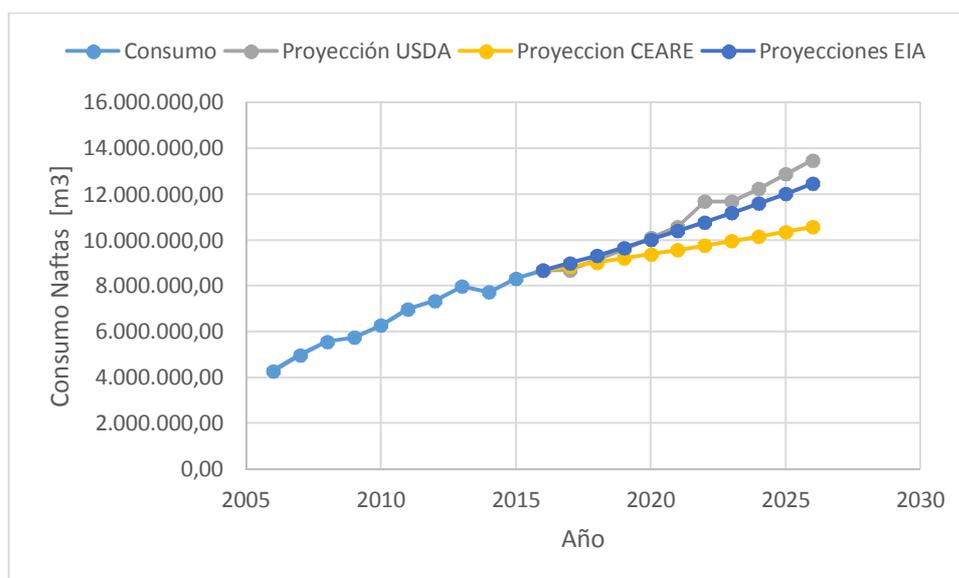


Figura 3.10: Consumo actual y futuro de nafta.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de la MINEM, USDA, CEARE y EIA.

Como se desprende la figura 3.10 las proyecciones de crecimiento planteadas por USDA, EIA y CEARE son 5, 3,7 y 2% respectivamente.

3.1.1.4 CORTE OBLIGATORIO Y LOGRADO DE NAFTA CON BIOETANOL

El 13 de abril del 2008 la Secretaría de Energía de la Nación estableció a través de la resolución 1294/2008 el corte obligatorio de naftas con biocombustibles, el cuál debía de ser del 5%, la misma fue luego modificada por la resolución 44/2014, promulgada el 16 de septiembre del año 2014, la cual establecía que el corte no podía ser menor al 8,5% para luego subir al 9% el primero de Octubre y al 10% a partir del primero de diciembre de dicho año Finalmente la resolución 37/2016 difundida en abril del 2016 subió el corte al 12%.

Para lograr cumplir con estas resoluciones, desde el 2009 las empresas productoras de bioetanol entregan su producción a petroleras para que las mismas realicen el corte de combustibles fósiles. Si se realiza el cociente entre la cantidad de bioetanol entregado a petroleras y el volumen de nafta vendida se tiene lo que se denomina como corte logrado. A continuación se presenta la evolución de la venta de Bioetanol junto al corte logrado y corte obligatorio en el periodo 2009-2016.

Tabla 3.13: Bioetanol entregado a petroleras.

Año	Ventas de Bioetanol al Corte [m³]	Consumo de Nafta [m³]	Corte Logrado [%]	Corte Obligatorio [%]
2009	2.664,00	5.759.280,17	0,05	5,00
2010	117.806,00	6.290.473,80	1,87	5,00
2011	165.392,00	6.996.672,00	2,36	5,00
2012	237.843,00	7.355.098,00	3,23	5,00
2013	474.752,00	7.988.503,80	5,94	5,00
2014	663.102,00	7.730.046,10	8,58	10,00
2015	803.639,00	8.335.070,40	9,64	10,00
2016	910.890,86	8.677.558,10	10,50	12,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

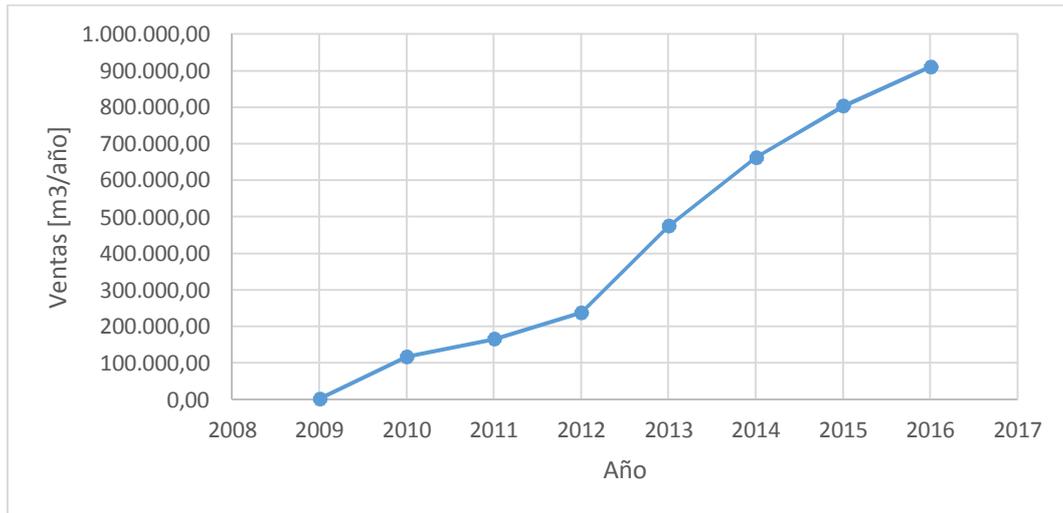


Figura 3.11 Ventas de Bioetanol.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

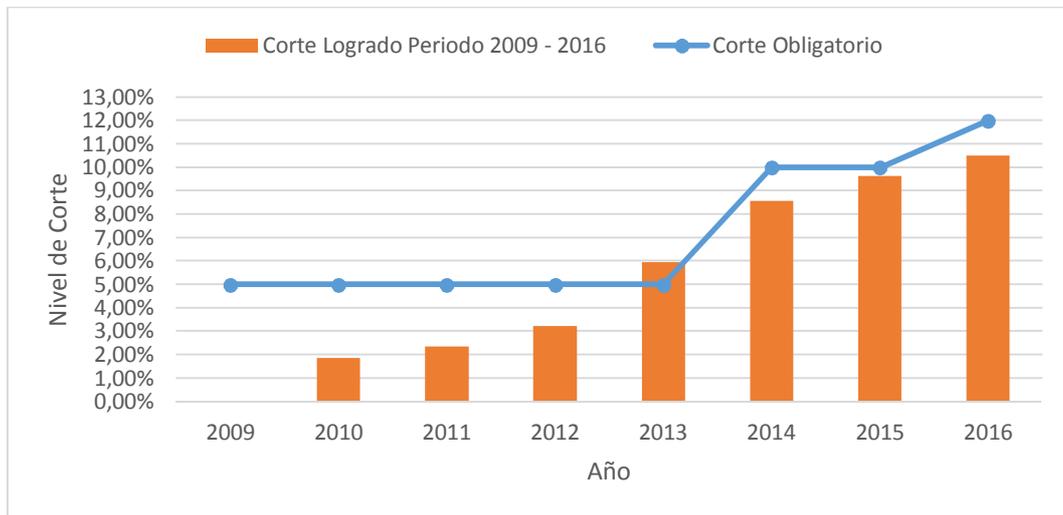


Figura 3.12 Corte logrado y obligatorio.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

Para tener una idea del volumen de bioetanol que se entregará a petroleras en el próximo decenio, por un lado se realiza una proyección lineal teniendo en cuenta los datos de la tabla 3.13 y por el otro lado, teniendo en cuenta que el total del biocombustible producido es vertido al mercado interno, se puede proyectar como escenario de venta uno que esté relacionado con las proyecciones de producción, tomando como ejemplo el de la fundación INAI por ser el más desfavorable. Así, se puede estimar que las ventas en 2026 aumentarían un 40% con respecto a las del año 2016.

Tabla 3.14: Proyección de volúmenes de bioetanol entregado a petroleras.

Año	Proyección Lineal [m3]	Proyección OECD-FAO [m ³]	Proyección con Producción según Fundación INAI [m ³]
2017	1.038.988,35	972.831,44	947.326,49
2018	1.176.093,02	1.034.772,02	983.762,13
2019	1.313.197,69	1.096.712,60	1.020.197,76
2020	1.450.302,36	1.158.653,17	1.056.633,40
2021	1.587.407,03	1.220.593,75	1.093.069,03
2022	1.724.511,70	1.282.534,33	1.129.504,67
2023	1.861.616,37	1.344.474,91	1.165.940,30
2024	1.998.721,04	1.406.415,49	1.202.375,94
2025	2.135.825,71	1.468.356,07	1.238.811,57
2026	2.272.930,38	1.530.296,64	1.275.247,20

Fuente: Elaboración propia.

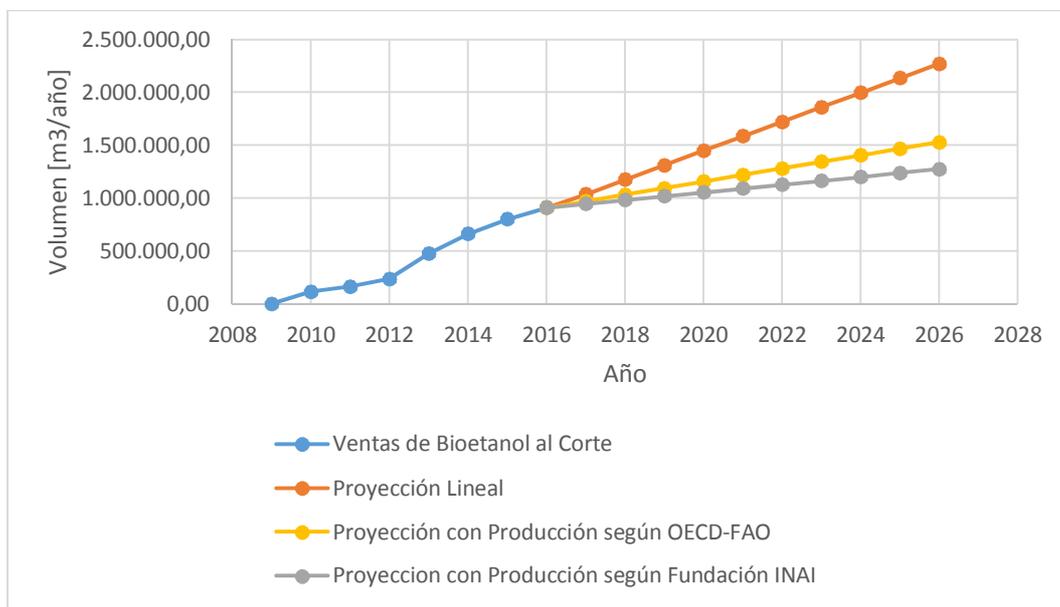


Figura 3.13: Volúmenes de bioetanol entregados a petroleras y proyección de los mismos.

Fuente: Elaboración propia.

Con estos escenarios de proyección planteados, y teniendo en cuenta la proyección de consumo de nafta anteriormente planteada por CEARE, se procede a calcular los cortes logrados para el futuro.

Tabla 3.15: Proyección de corte para distintas proyecciones de consumo de nafta.

Año	Corte Logrado [%]		
	P1	P2	P3
2017	11,55	10,81	10,53
2018	12,60	11,09	10,54
2019	13,57	11,33	10,54
2020	14,45	11,55	10,53
2021	15,25	11,73	10,50
2022	15,98	11,88	10,47
2023	16,64	12,01	10,42
2024	17,22	12,12	10,36
2025	17,75	12,20	10,29
2026	18,21	12,26	10,22

Fuente: Elaboración propia.

Nota: P1 (Proyeccion Ventas Lineal /Proyeccion Consumo Nafta CIARA), P2 (Proyeccion Ventas OECD-FAO /Proyeccion Consumo Nafta CIARA) P3 (Proyeccion Ventas INAI /Proyeccion Consumo Nafta CIARA)

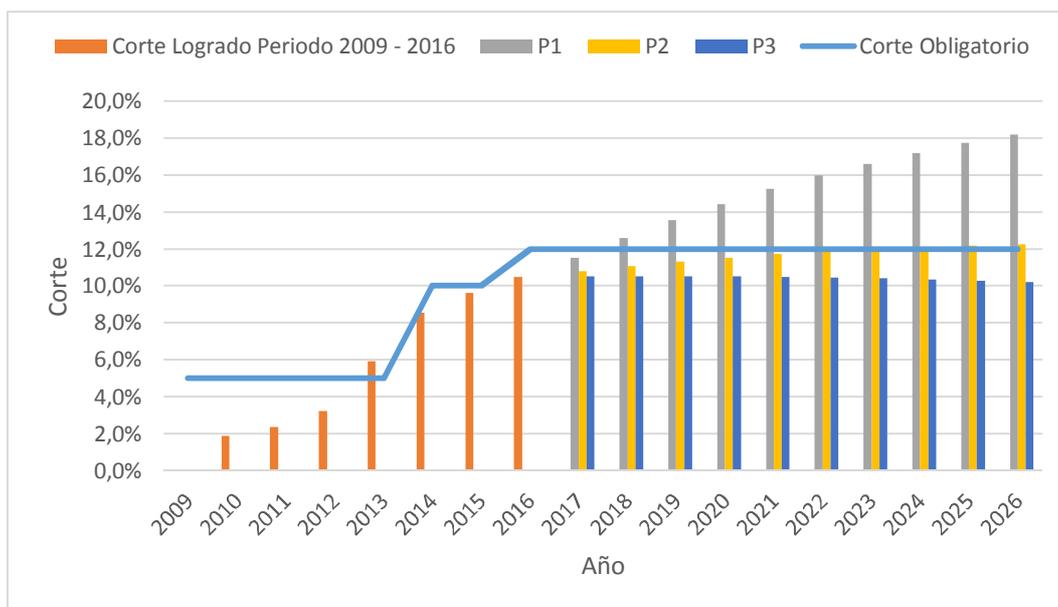


Figura 3.11: Corte logrado y sus proyecciones.

Nota: P1 (Proyeccion Consumo Nafta USDA/Proyeccion Ventas Lineal), P2 (Proyeccion Consumo Nafta USDA/Proyeccion Producción según OECD-FAO), P3 (Proyeccion Consumo Nafta USDA/Proyeccion Producción según Fundación INAI)

Fuente: Elaboración propia.

Como era de esperarse, a medida que aumentan los volúmenes proyectados de biocombustible vendidos es menor el tiempo en que se tarda en alcanzar el corte obligatorio del 12%.

3.1.1.5 OFERTA Y DEMANDA

Luego de analizar la oferta se puede concluir que la misma se encuentra estancada debido a que, si bien están en construcción nuevas empresas, no existe información de las mismas sobre el estado de cada proyecto. De esta manera, sin importar que ocurra



con la demanda, la cual crecerá según lo visto en la sección anterior, la misma quedará insatisfecha y no se podrá lograr el objetivo del corte del 20% a menos que se agreguen nuevas empresas al mercado.

Desde el punto de vista de este proyecto, si bien la oferta está estancada, hay existencias suficientes de etanol anhidro para el uso como solvente.

3.1.1.6 PRECIO

En un principio la Secretaría de Energía estableció el precio del bioetanol a través de la resolución 1294/2008 tomando como precio de referencia la mayor cotización de dos fórmulas sin discriminar por materia prima utilizada para la producción del mismo. En la primera se fijaba el precio en base a un promedio de ponderación de costos (precio del gasoil, precio del gas natural, índice del costo de construcción y valor de la producción) más una rentabilidad. La otra, representaba el precio promedio ponderado de la nafta súper sin plomo más impuestos, siendo esta última la preponderante como consecuencia de las continuas subas en los precios de combustible, lo que llevo a un aumento continuo de precios independientemente de la caída del precio internacional del maíz. El 16 de setiembre del año 2014 la Secretaría de Energía dicto la resolución 44/2014 cambiando la forma de cálculo del precio de bioetanol. La nueva norma establece una ecuación distinta para el bioetanol a base de caña de azúcar y de maíz y se elimina la fórmula que utilizaba el precio ponderado de nafta súper sin plomo. Para la industria a base de caña de azúcar se mantiene con leves modificaciones la ecuación que calculaba el precio en base al promedio de costos. Para el maíz los costos relevantes para calcular el precio se basan en el precio FAS (Free Alongside Ship o franco al costado del buque en español) del maíz, el costo de mano de obra, el precio de la electricidad y el precio de vapor. Como consecuencia de estos cambios el precio de etanol maicero cayó hasta un 20%, mientras que el etanol a partir de caña de azúcar sólo cayó un 10%. Por último cabe mencionar que la nueva disposición establece que los precios oficiales del etanol, tanto de maíz como de caña de azúcar no podrán tener una variación intermensual superior a 5%. A continuación se presenta en la ecuación 3.2 la fórmula utilizada para el cálculo del precio a partir de caña de azúcar y en la ecuación 3.3 la fórmula para el cálculo del precio de alcohol anhidro a partir de maíz y la evolución del precio de bioetanol.

$$\text{Precio} = \left[\left(\frac{\text{Costo de combustible} + \text{Costo de Mano de Obra} + \text{Costo de Gas Natural} + \text{Resto de Costos}}{\text{Resto de Costos}} \right) * (1 + \text{Factor de Correlación}) \right] \quad \text{Ec 3.2}$$

$$\text{Precio} = \left[\left(\frac{\text{Costo de Maíz} + \text{Costo de Mano de Obra} + \text{Costo del Vapor} + \text{Costo de la Electricidad} + \text{Resto de Costos}}{\text{Resto de Costos}} \right) * (1 + \text{Factor de Correlación}) \right] \quad \text{Ec. 3.3}$$



RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

Tabla 3.16: Precio de bioetanol.

Mes	Precio del bioetanol según Res. MINEM 1294/2008 [\$/l]	Mes	Precio del bioetanol según Res. MINEM 1294/2008 [\$/l]	Mes	Precio de bioetanol a base de caña de azúcar según Res. MINEM 44/2014 [\$/l]	Precio de bioetanol a base de maíz según Res. MINEM 44/2014 [\$/l]
dic-08	2,064	nov-11	3,929	nov-14	8,614	8,614
ene-09	2,138	dic-11	3,946	dic-14	8,595	8,183
feb-09	2,189	ene-12	3,957	ene-15	8,622	7,774
mar-09	2,190	feb-12	4,030	feb-15	8,613	7,385
abr-09	2,154	mar-12	4,153	mar-15	8,534	7,016
may-09	2,160	abr-12	4,215	abr-15	8,558	6,954
jun-09	2,245	may-12	4,336	may-15	8,559	6,965
jul-09	2,247	jun-12	4,520	jun-15	8,987	7,032
ago-09	2,248	jul-12	4,563	jul-15	9,437	7,171
sep-09	2,391	ago-12	4,563	ago-15	9,628	7,402
oct-09	2,402	sep-12	4,618	sep-15	9,730	7,296
nov-09	2,440	oct-12	4,935	oct-15	9,794	7,347
dic-09	2,491	nov-12	4,940	nov-15	9,819	7,472
ene-10	2,546	dic-12	4,967	dic-15	9,832	7,638
feb-10	2,580	ene-13	4,980	ene-16	10,324	8,020
mar-10	2,648	feb-13	5,039	feb-16	10,648	8,421
abr-10	2,660	mar-13	5,057	mar-16	10,915	9,431
may-10	2,700	abr-13	5,078	abr-16	11,055	10,374
jun-10	2,798	may-13	5,095	may-16	12,456	11,295
jul-10	2,870	jun-13	5,336	jun-16	12,774	11,872
ago-10	2,958	jul-13	5,611	jul-16	13,042	12,473
sep-10	2,953	ago-13	5,647	ago-16	13,335	12,555
oct-10	2,968	sep-13	5,743	sep-16	13,398	12,628
nov-10	2,691	oct-13	5,830	oct-16	13,296	12,457
dic-10	2,956	nov-13	5,892	nov-16	13,309	12,630
dic-10	2,956	dic-13	5,953	dic-16	13,335	12,784
ene-11	2,957	ene-14	6,229	-	-	-
feb-11	3,010	feb-14	6,621	-	-	-
mar-11	3,112	mar-14	7,162	-	-	-
abr-11	3,123	abr-14	7,695	-	-	-
may-11	3,114	may-14	8,203	-	-	-
jun-11	3,280	jun-14	8,616	-	-	-
jul-11	3,335	jul-14	8,976	-	-	-
ago-11	3,819	ago-14	9,467	-	-	-
sep-11	3,864	sep-14	9,544	-	-	-
oct-11	3,920	oct-14	9,067	-	-	-

Fuente: Elaboración a partir de datos de MINEM.

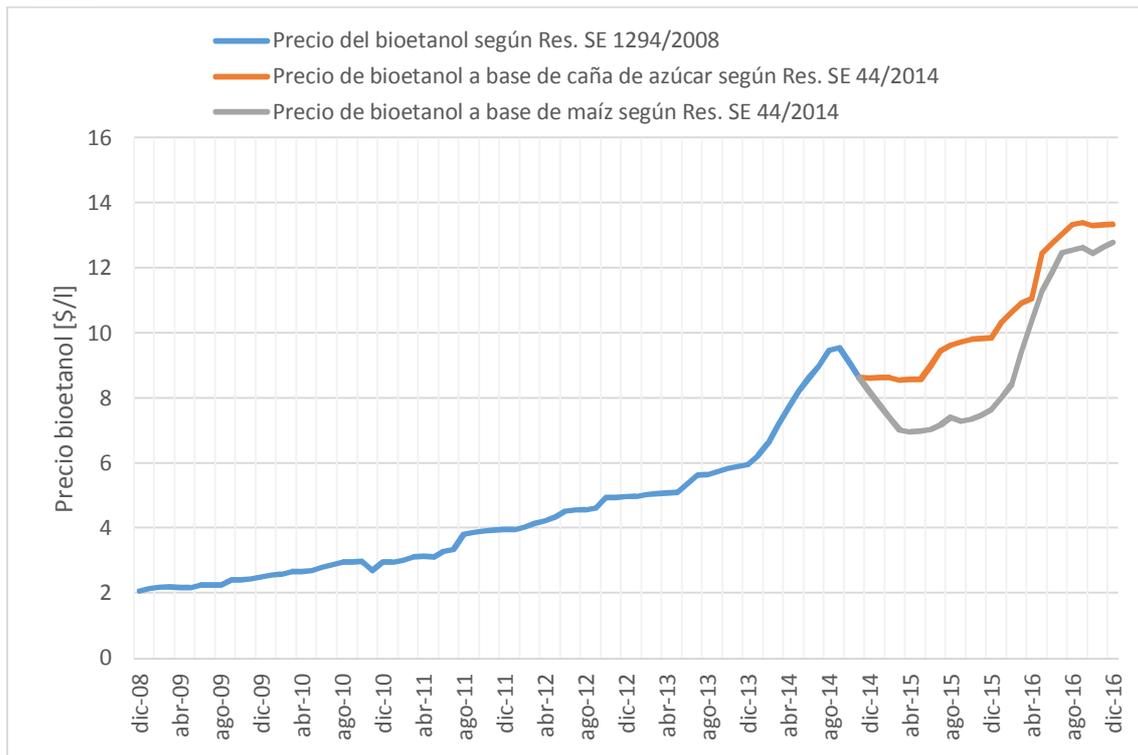


Figura 3.12: Evolución de precios de bioetanol.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

Queda en claro en la gráfica que el cambio de fórmula para el precio de bioetanol según su materia prima tuvo una consecuencia negativa en los precios, siendo esta mayor para el caso del alcohol producido a partir de maíz, cayendo un 5% mensual. Esta caída no fue mayor porque, como se expresó anteriormente, el precio no puede tener una variación mensual del 5%. Como consecuencia de ello se pidió al gobierno nacional un cambio en dicha fórmula para poder elevar el precio. Esto ocurrió a través de la resolución de la Disposición 1/2015, promulgada el 1 de Marzo del 2015, al sustituir el término de la fórmula anterior "Resto de Costos", por un nuevo termino denominado "Otros Conceptos", quedando la ecuación 3.2 modificada de la siguiente manera:

$$\text{Precio} = \left[\left(\begin{array}{l} \text{Costo de Maíz} + \\ \text{Costo de Mano de Obra} + \\ \text{Costo del Vapor} + \\ \text{Costo de la Electricidad} + \\ \text{Otros Conceptos} \end{array} \right) * (1 + \text{Factor de Correlación}) \right] \quad \text{Ec. 3.4}$$

Cabe mencionar que aún es muy pronto para conocer el efecto del cambio en la fórmula de cálculo para el establecimiento de precio de bioetanol maicero, ya que si bien el precio se estancó luego de su modificación, lo mismo ocurrió con el precio del alcohol a partir de caña de azúcar, como se puede apreciar en la gráfica 3.13. Por último se muestra la evolución de la diferencia de precios entre el bioetanol cañero y maicero, la cual fue aumentando progresivamente hasta superar el 18%.

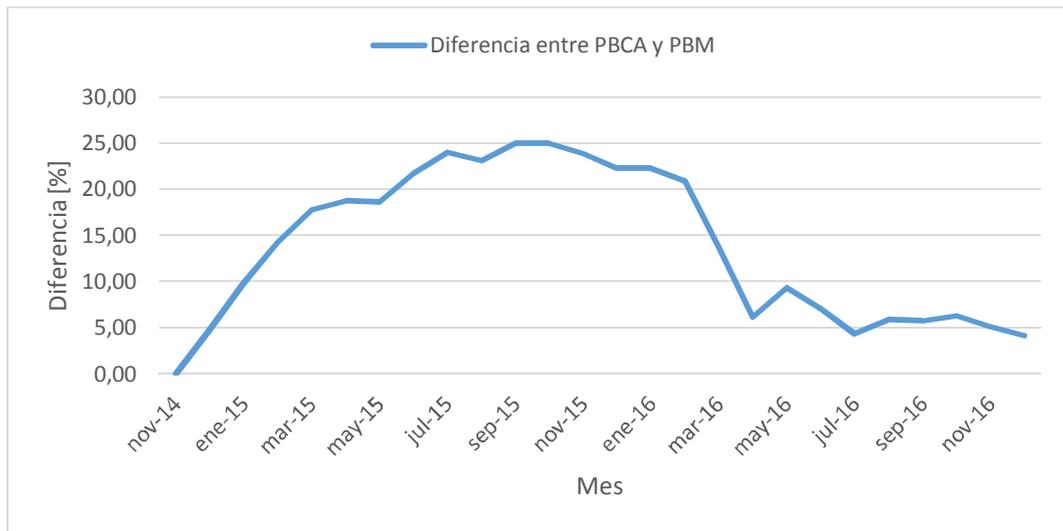


Figura 3.13: Evolución mensual de la diferencia de precios de bioetanol según origen.

Nota: PBCA (Precio de bioetanol a partir de caña de azúcar), PBM (Precio de bioetanol a partir de maíz).

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

Como consecuencia de los continuos cambios en lo que respecta a la manera de calcular el precio del alcohol anhidro para combustible y con la tarea de tratar de tener la noción de lo que ocurrirá con los precios del mismo en los próximos 10 años, se construyeron tres relaciones que pueden servir de herramienta para este propósito.

El primero que se presenta es la relación entre el precio de bioetanol respecto a la cotización del dólar tomada del BNA (Banco de la Nación Argentina).

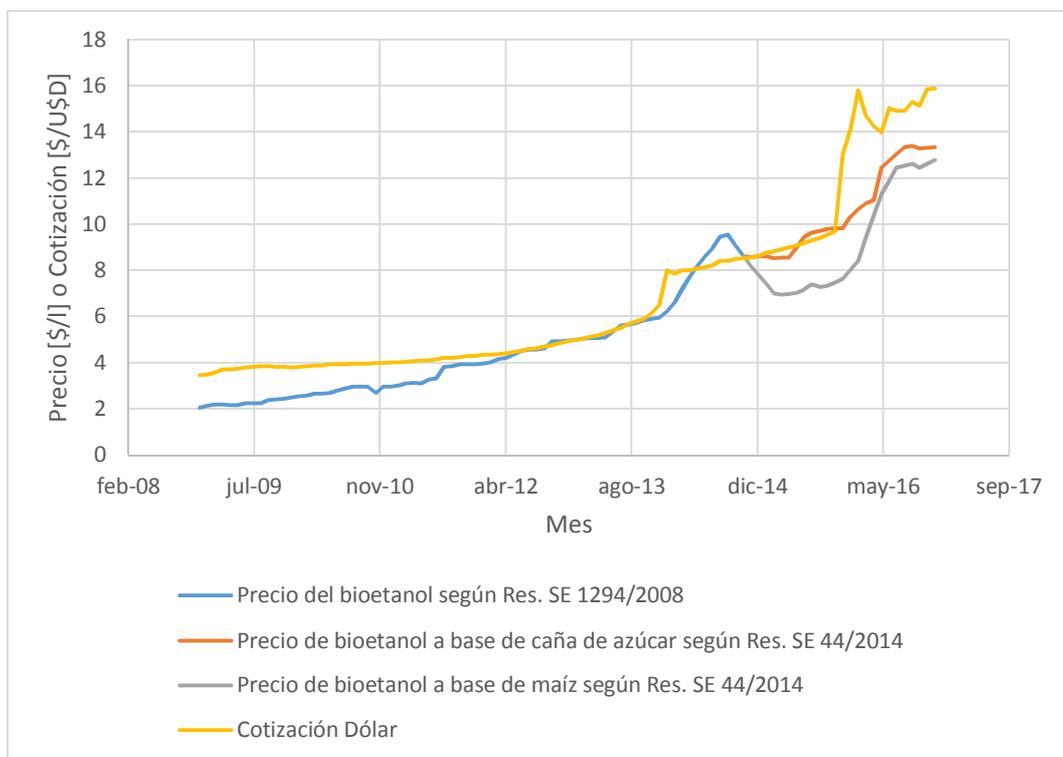


Figura 3.14: Precio bioetanol y cotización dólar.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de la MINEM y BNA.

En un principio se puede notar que hasta el año 2014, momento en que se desdobra el precio de bioetanol según su origen, existía una relación entre la cotización del dólar y el precio del biocombustible. A partir de este momento se puede notar que existe un comportamiento diferente ya que en periodos en los que la cotización del dólar aumento de manera progresiva, el precio de bioetanol a partir de maíz sufre una caída mientras que el realizado a partir de caña de azúcar no sufre cambios en su ritmo de crecimiento. Sin embargo, resulta obvio que si bien la cotización del dólar no es el elemento fundamental que marca el precio del bioetanol, si tiene injerencia en el mismo.

Debido a que la mayoría de la participación del mercado está en manos de las empresas elaboradora de etanol a partir de maíz, y a que este último es uno de los principales commodities a nivel mundial, se puede analizar la relación que guarda el precio del alcohol anhidro para combustible con el precio del maíz, o como se lo conoce a este último "moneda maíz".

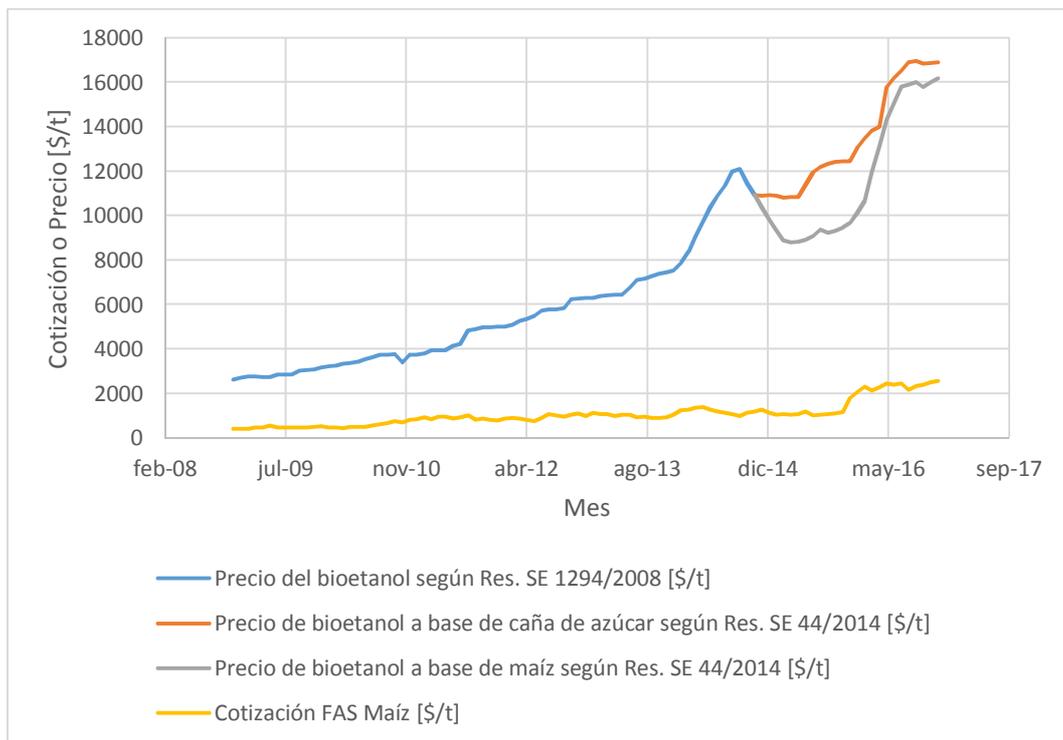


Figura 3.15: Precio de bioetanol y cotización FAS maíz.

Nota: PBU (Precio único de bioetanol), PBCA (Precio de bioetanol a partir de caña de azúcar), PBM (Precio de bioetanol a partir de maíz), CM (Cotización maíz).

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de la MINEM y MINAGRI.

Durante el periodo de precio único de bioetanol es claro que no existía una relación entre el costo del maíz y la cotización del biocombustible, pero, luego de la segregación según materia prima, se puede notar una etapa en la que aumenta la cotización del grano y por lo tanto aumenta el precio del bioetanol maicero. Algo que parece lógico si se tiene en cuenta la ecuación de formación del precio de este producto (Ec. 3.4).

Finalmente se analiza la conexión existente entre el precio del bioetanol y su sustituto, la gasolina. Para ello se tomó como referencia la cotización de la nafta súper de la empresa YPF – OPESSA en Capital Federal, datos que fueron extraídos de CECHA (Confederación de Entidades del Comercio de Hidrocarburos y Afines de la República Argentina).

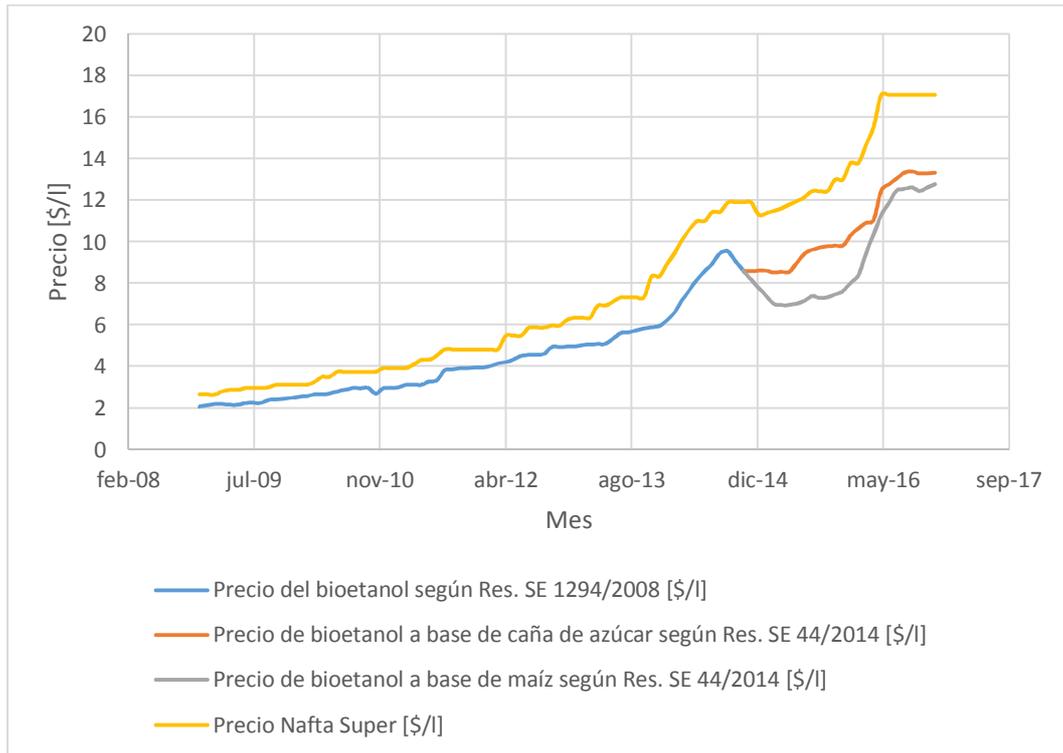


Figura 3.16: Precio de bioetanol y cotización de nafta súper.

Nota: PBU (Precio único de bioetanol), PBCA (Precio de bioetanol a partir de caña de azúcar), PBM (Precio de bioetanol a partir de maíz), CNS (Cotización nafta súper).

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de la MINEM y CECHA.

En la figura queda en claro que a pesar de la caída del precio del bioetanol maicero luego de la separación de precios, los mismos siguieron una progresión similar al de la nafta.

Así, luego de analizar estos factores se puede decir que, en orden de importancia, la nafta es el elemento que mayor influencia tiene sobre el precio del etanol sin importar su origen seguido de la cotización del dólar. En el caso de la cotización del maíz, como era de esperarse, tiene su mayor influencia sobre el etanol a base de este producto.

3.1.1.7 VOLUMEN DE BIOETANOL DISPONIBLE PARA EL PROYECTO

En la tabla 3.8 se presentó, los valores de capacidad instalada, cupo otorgado y producción, correspondientes al año 2016, donde puede notarse que la producción está por debajo de la capacidad instalada el sector, lo que indica la existencia de capacidad ociosa, la cual se muestra a continuación según el origen del alcohol.

Tabla 3.17: Capacidad ociosa.

Origen de Bioetanol	Capacidad Instalada [m ³ /año]	Producción [m ³ /año]	Capacidad Ociosa [%]
Maíz	515.000,00	489.836,80	4,89
Caña de Azúcar	534.400,00	400.108,68	25,13

Fuente: Elaboración Propia.

Además de la capacidad ociosa, existe un stock de bioetanol para la utilización del mismo en otras aplicaciones. Utilizando la ecuación 3.5 y los datos suministrados por INDEC, se puede calcular el stock disponible en el mercado. Como se puede apreciar en la figura 3.20, el mercado se encuentra en pleno desarrollo con un stock creciente de bioetanol que puede ser utilizado para otras aplicaciones.

A continuación se procede a calcular el stock final de etanol maicero y cañero a través de la siguiente ecuación.

$$\text{Stock Final} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{año}} \right] = \text{Stock Inicial} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{año}} \right] + \text{Producción} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{año}} \right] - \text{Venta} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{año}} \right] \quad \text{Ec. 3.5}$$

Tabla 3.18: Producción, venta, stock inicial y final de etanol a partir de maíz.

Año	Stock Inicial [m ³ /año]	Producción [m ³ /año]	Venta [m ³ /año]	Stock final [m ³ /año]
2012	0,00	20.500,00	17.395,00	3.105,00
2013	3.105,00	167.594,00	169.143,00	1.556,00
2014	1.556,00	371.257,00	364.900,00	7.913,00
2015	7.913,00	479.265,00	475.570,00	11.608,00
2016	11.608,00	489.836,80	490.525,25	10.919,55

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

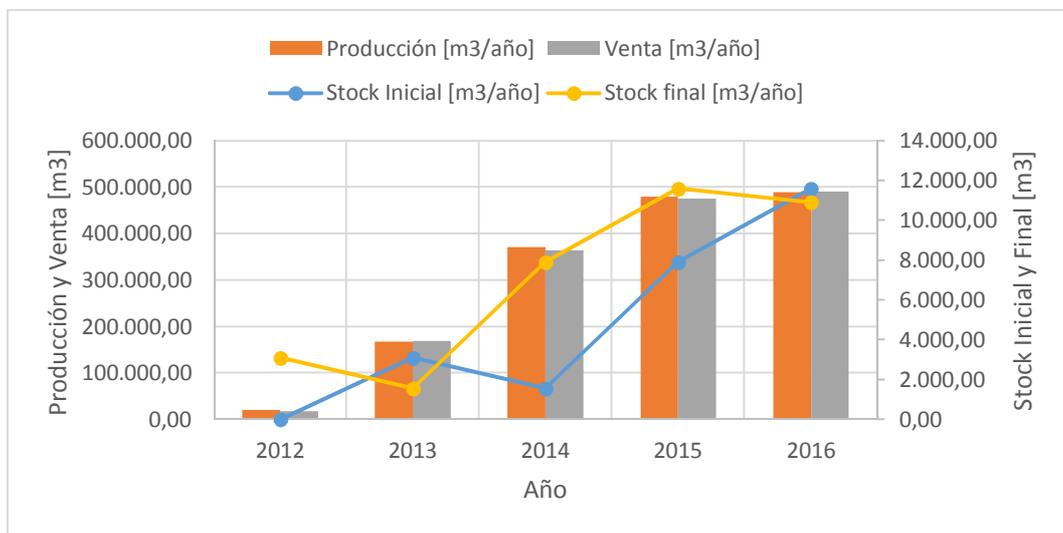


Figura 3.17: Evolución del stock inicial, final, producción y venta de bioetanol a partir de maíz.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

Tabla 3.19: Producción, venta, stock inicial y final de etanol a partir de caña de azúcar.

Año	Stock Inicial [m ³ /año]	Producción [m ³ /año]	Venta [m ³ /año]	Stock final [m ³ /año]
2009	0,00	23.297,00	2.664,00	20.633,00
2010	20.633,00	124.930,00	117.806,00	27.757,00
2011	27.757,00	173.623,00	165.392,00	35.988,00
2012	35.988,00	229.989,00	220.448,00	45.529,00
2013	45.529,00	304.786,00	305.609,00	44.706,00
2014	44.706,00	299.864,00	298.202,00	46.368,00
2015	46.368,00	336.144,00	328.069,00	54.443,00
2016	54.443,00	400.108,68	420.365,60	34.186,08

Fuente: Elaboración propia a partir de datos MINEM.

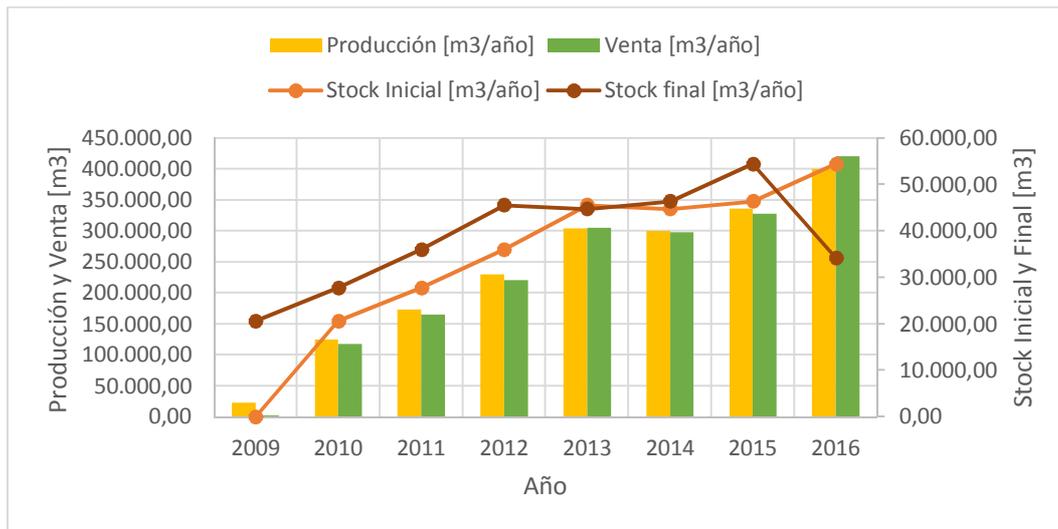


Figura 3.18: Evolución del stock inicial, final, producción y venta de bioetanol a partir de caña de azúcar.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

De lo anterior presentado, se puede ver que además de la existencia de una capacidad ociosa existe un stock que puede ser utilizado en la fabricación de otros productos.

3.1.1.8 ALCOHOL ETÍLICO BUEN GUSTO

A continuación se presenta un breve análisis del mercado nacional del alcohol etílico buen gusto, debido a que se puede considerar al mismo, luego de pasar por una etapa de anhidración, como materia prima secundaria capaz de sustituir al bioetanol.

3.1.1.8.1 MERCADO NACIONAL DEL ALCOHOL BUEN GUSTO

Se presentan los datos correspondientes a la producción, exportación e importación de alcohol etílico buen gusto, y finalmente su consumo interno, el cual fue calculado utilizando la ecuación 3.1.

Tabla 3.20: Producción, exportación, importación y consumo aparente de alcohol buen gusto.

Año	Producción [l/año]	Importación [l/año]	Exportación [l/año]	Consumo Aparente [l/año]
2010	227.866.050,00	2.807.878,00	13.475.212,00	217.198.716,00
2011	222.666.436,00	17.237.773,00	7.613.234,00	232.290.975,00
2012	252.564.932,00	9.280.755,00	5.353.551,00	256.492.136,00
2013	271.586.135,00	320.320,00	8.457.365,00	263.449.090,00
2014	136.642.133,00	546.000,00	5.029.912,00	132.158.221,00
2015	180.517.900,00	80.745,19	21.106.665,00	159.491.980,19
2016	209.934.984,00	3.855.875,01	15.443.748,00	198.347.111,01

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de CAA y Scavage.



Figura 3.24: Producción, exportación, importación y consumo aparente de alcohol buen gusto.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de CAA y Scavage.

Como se puede ver, en la figura anterior, desde el año 2008 existe un crecimiento sostenido del consumo aparente, esto se debe no solo a la evolución positiva de la producción, sino también a la caída de las exportaciones, las cuales tenían una tendencia alcista hasta el año 2009. También se debe observar que estos cambios ocurren al mismo tiempo en que comienza a caminar la industria del bioetanol para el corte de naftas, lo que indica que la caída de las exportaciones y el aumento del consumo aparente son consecuencia de la derivación de parte de producción de alcohol buen gusto a la obtención de alcohol anhidro. Por último las importaciones se mantuvieron a nivel con excepción de lo ocurrido en los años 2011 y 2013.

3.1.1.8.2 PRECIOS DE ALCOHOL BUEN GUSTO

Se analizan los precios del mercado interno y de importación de alcohol buen gusto junto con los precios de bioetanol a partir de maíz y de caña de azúcar.

Tabla 3.21: Evolución de precios de alcohol etílico buen gusto y anhidro.

Año	Precio de exportación de ABG [\$/l]	Precio de importación de ABG [\$/l]	Precio del bioetanol según Res. MINEM 1294/2008 [\$/l]	Precio de bioetanol a base de caña de azúcar según Res. MINEM 44/2014 [\$/l]	Precio de bioetanol a base de maíz según Res. MINEM 44/2014 [\$/l]
2010	3,57	5,64	2,96	-	-
2011	5,12	6,27	3,95	-	-
2012	7,06	6,10	4,97	-	-
2013	7,72	249,72	5,95	-	-
2014	7,51	101,78	-	8,60	7,64
2015	9,19	32,52	-	9,83	8,18
2016	13,19	8,55	-	13,34	12,78

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Scavage, BNA y MINEM.

Nota: ABG (Alcohol buen gusto).

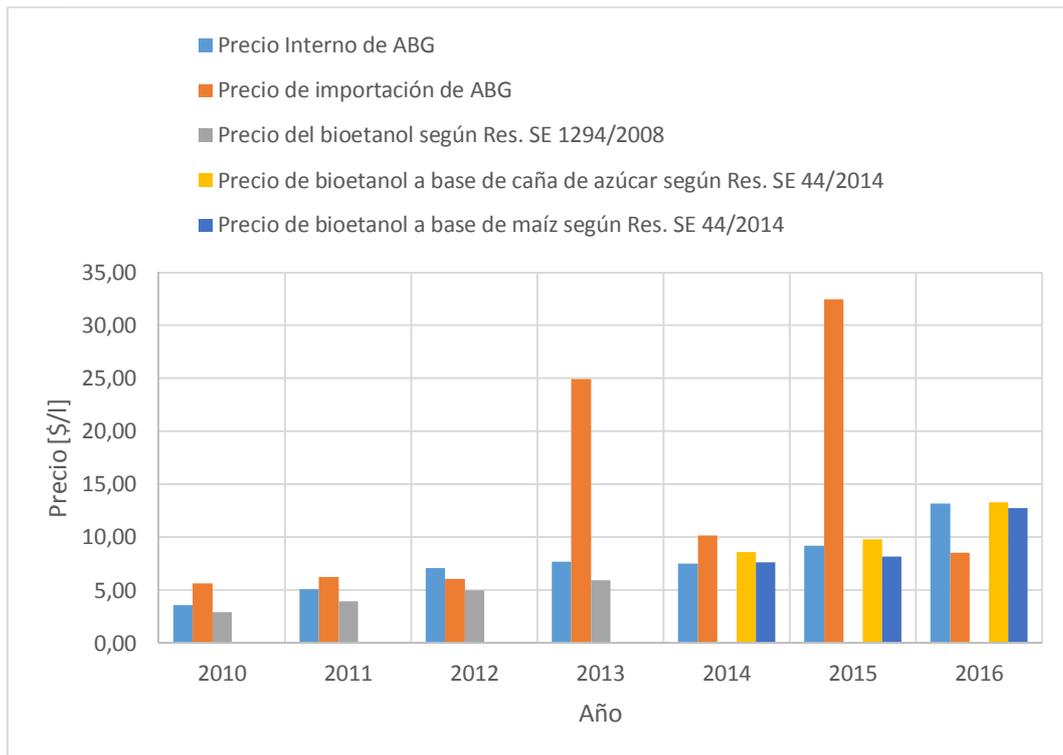


Figura 3.19: Evolución de precios de alcohol etílico buen gusto y anhidro.

Nota: ABG (Alcohol buen gusto).

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Scavage y MINEM.

En la figura, queda en claro que, si bien por momentos el precio interno del alcohol buen gusto y el de alcohol anhidro tuvo valores similares, hay que tener en cuenta que al primero se le debe de hacer un pre tratamiento para ser utilizado, lo que aumenta el costo de este último aumentando su costo real por litro.

3.1.2 GRANOS DE HÚMEDOS Y SECOS DESTILERÍA CON SOLUBLES

En esta sección se realizará el estudio de mercado de la burlanda húmeda y seca, tomando a la primera como materia prima principal, y a la segunda como materia prima secundaria.

3.1.2.1 CAPACIDAD INSTALADA

En el país existen seis empresas que utilizan al maíz como materia prima para la producción de etanol generando como subproducto granos de destilería con solubles. Cinco de ellas poseen cupo otorgado por la Secretaría de Energía de la Nación, ya que elaboran bioetanol con el objetivo de colocarlo en el sector energético; mientras que la sexta, destina su producción a la elaboración de bebidas alcohólicas. Esta última empresa es Porta Hermanos S. A., ubicada en Córdoba capital, la cual produce 33.000m³ anuales de etanol.



Figura 3.26: Localización de plantas productoras de burlanda seca.

Fuente: Elaboración propia.

La capacidad de secado es un dato importante para el cálculo de la capacidad instalada y oferta de burlanda húmeda y seca. Así, las únicas empresas que nacieron con una línea de secado fueron Acabio y Porta Hnos., aunque con distintas maneras de trabajar, ya que la primera empresa seca sólo el 50% del total de la burlanda húmeda producida, mientras que Porta Hnos. seca el 96% de su producción. Para el caso de Bio4, el 7 de junio del 2015 se comenzó con la colocación de tres hornos rotativos de secado para llegar a 190t/día de granos secos de destilería con solubles, lo que equivale a secar aproximadamente el 95% del total de su producción anual de granos húmedos de destilería con solubles. Por último se encuentran los casos de Promaíz S.A., Vicentín S.A.I.C. y Diaser, de las cuales se tiene registro que en la actualidad producen burlanda seca pero, no se conoce en concreto la capacidad de secado de las mismas. De esta manera, para estas tres empresas se abren tres posibilidades respecto a la capacidad de secado:

- Las empresas operan de manera similar a la empresa Acabio secando el 50% de los granos de destilería húmedos con solubles producidos,
- Las plantas secan casi el total de la burlanda húmeda producida como el caso de Porta Hnos. y Bio4.
- Una situación intermedia entre estos extremos.

Para este trabajo, se tomara la hipótesis de la capacidad secado más desfavorable en lo que concierne a la oferta de burlanda húmeda (materia prima), y favorezca a la oferta de burlanda seca (materia prima sustituta de mayor valor). En otras palabras que; las empresas Promaíz S.A., Vicentín S.A.I.C. y Diaser secan aproximadamente el 95% de su producción, lo que da un promedio de una capacidad de secado del 88% para el sector.



De esta manera, con los datos de producción de bioetanol de las empresas, la capacidad de secado y teniendo en cuenta la regla empírica que establece que por cada *bushel* de maíz procesado (25,4kg) se obtienen aproximadamente 11 litros de etanol (azeótropo) y 8,2 kilogramos de granos de destilería en base seca. (Liu, K., & Rosentrater, K. A. (Eds.). (2011) se procede a calcular la capacidad de producción de burlanda húmeda y seca de cada empresa.

$$CI(az) \left[\frac{m^3}{año} \right] = CI \left[\frac{m^3}{año} \right] \times \left(\frac{1}{Az} \right) \quad \text{Ec. 3.6}$$

$$GDS(bs) \text{ producido} \left[\frac{t}{año} \right] = CI \left[\frac{l}{año} \right] \times \left(\frac{8,2 \text{ kg de GDS (bs)}}{11 \text{ l Etanol (az)}} \right) \times \frac{1}{1.000} \quad \text{Ec. 3.7}$$

$$GHDS \text{ producido} \left[\frac{t}{año} \right] = \frac{(GDS \text{ producido} \left[\frac{t}{año} \right]) \times (Z \text{ GSDS})}{(Z \text{ GHDS})} \quad \text{Ec. 3.8}$$

$$GHDS \text{ para secar} \left[\frac{t}{año} \right] = GHDS \text{ producido} \left[\frac{t}{año} \right] \times CS \left[\frac{\%}{100} \right] \quad \text{Ec. 3.9}$$

$$GHDS \text{ disponible} \left[\frac{t}{año} \right] = GHDS \text{ producido} \left[\frac{t}{año} \right] - GHDS \text{ para secar} \left[\frac{t}{año} \right] \quad \text{Ec. 3.10}$$

$$GSDS \text{ producido} \left[\frac{t}{año} \right] = \frac{(GHDS \text{ disponible} \left[\frac{t}{año} \right]) \times (Z \text{ GSDS})}{(Z \text{ GSDS})} \quad \text{Ec. 3.11}$$

Dónde:

- CI_(az): capacidad instalada de las empresas para producir bioetanol azeótropo.
- GDS(bs): Granos de Destilería con Solubles, expresados en base seca..
- GHDS: granos húmedos de destilería con solubles.
- Z: fracción de materia seca de granos de destilería.
- Az.: Grado Alcohólico de Etanol Azeótropo (0,968).
- GSDS: granos secos de destilería con solubles.
- CI: capacidad instalada de la empresas para producir bioetanol.
- CS: capacidad de secado.

Estos mismos cálculos se repiten para el caso en donde se tiene en cuenta el cupo otorgado, reemplazando dicho valor por la capacidad instalada de producción de bioetanol. En la próxima tabla, se resumen los resultados encontrados.

Tabla 3.22: Volumen Máximo de Producción de Burlanda Húmeda y Seca.

Empresa	BS Producido [t/año]		BH Para Consumo [t/año]	
	Capacidad Instalada	Cupo Otorgado	Capacidad Instalada	Cupo Otorgado
Vicentín S.A.I.C.	44.357,63	35.781,82	58.747,45	47.389,61
Bio4	60.356,40	36.884,47	8.077,77	4.936,42
Promaíz S.A.	107.197,60	100.636,36	11.357,84	10.662,66
Acabio	55.832,08	48.532,20	141.973,01	123.410,44
Porta Hermanos	24.396,69	24.600,00	3.231,11	3.258,04
Diaser	60.356,40	60.859,38	80.777,74	81.450,89
Total	352.496,81	307.294,22	304.164,93	271.108,06

Fuente: Elaboración Propia.

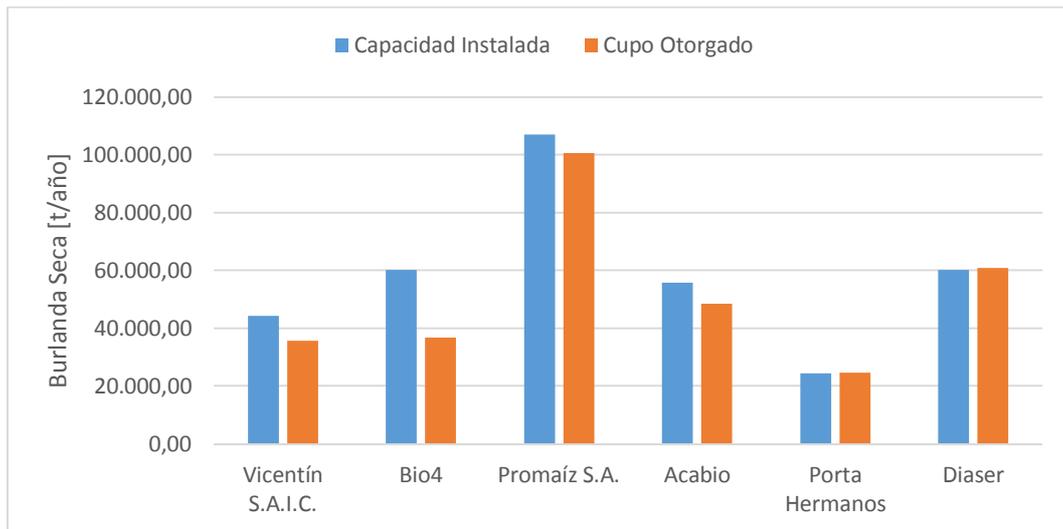


Figura 3.20 Volumen Máximo de Producción de Burlanda Seca por Empresa.

Fuente: Elaboración Propia.

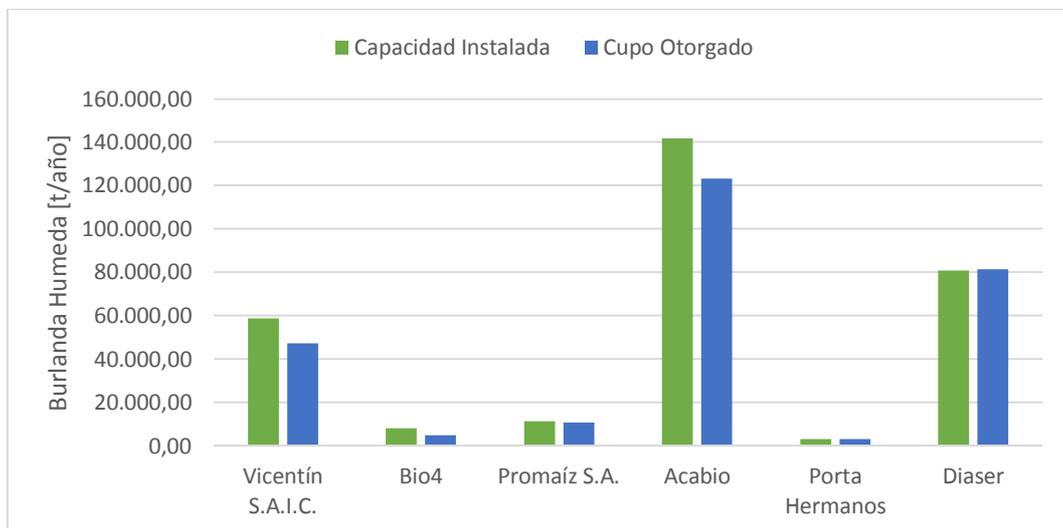


Figura 3.21: Volumen Máximo de Producción de Burlanda por Empresa.

Fuente: Elaboración Propia.

De lo anterior se puede ver que la cantidad de granos de destilería con solubles que puede producir cada empresa depende en primer lugar de la cantidad de etanol que las mismas pueden producir, y en segundo lugar, de la capacidad de secado de las mismas. Así, se destaca la empresa Promaíz en la figura 3.20 debido a que es una de las mayores productoras de etanol y que además, según se supuso, seca el 96% de los sólidos que produce. Por el otro lado, en la figura 3.21 se distingue Acabio por su capacidad de producción de alcohol y su baja capacidad de secado.

El mismo criterio se aplicó a las empresas que se encuentran en proyecto con el objetivo de conocer las cantidades de burlanda que pueden adicionarse en el futuro. Al igual que antes, si bien no se conoce la capacidad de secado que tendrán las empresas, se supone que la misma es del 95%.

Tabla 3.23: Volumen Máximo de Producción de Burlanda Húmeda y Seca de Empresas en Proyecto.

Empresa	Burlanda Seca [t/año]		Burlanda Húmeda [t/año]	
	Capacidad Instalada	Cupo Otorgado	Capacidad Instalada	Cupo Otorgado
Bahía Energías Renovables	74.545,45	74.545,45	7.898,27	7.898,27
Bioterai	90.200,00	90.200,00	9.556,90	9.556,90
Agroctanos	61.872,73	61.872,73	6.555,56	6.555,56
Biosanfe	74.545,45	74.545,45	7.898,27	7.898,27
Balba Bioenergías	78.272,73	78.272,73	8.293,18	8.293,18
Biomadero	37.272,73	37.272,73	3.949,13	3.949,13
Alimentos Del Sur	59.636,36	-	6.318,61	-
Indagro	37.272,73	-	3.949,13	-
Green Pampas	335.454,55	-	35.542,21	-
Total	849.072,73	416.709,09	89.961,28	44.151,32

Fuente: Elaboración propia.

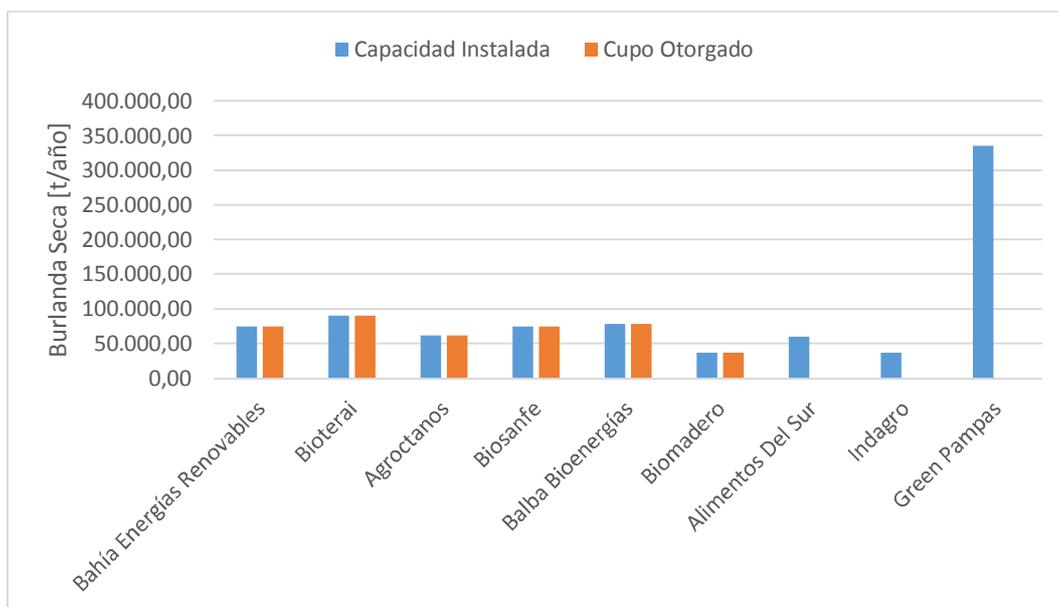


Figura 3.22: Volumen Máximo de Producción de Burlanda Seca por Empresa Proyectoada.

Fuente: Elaboración Propia.

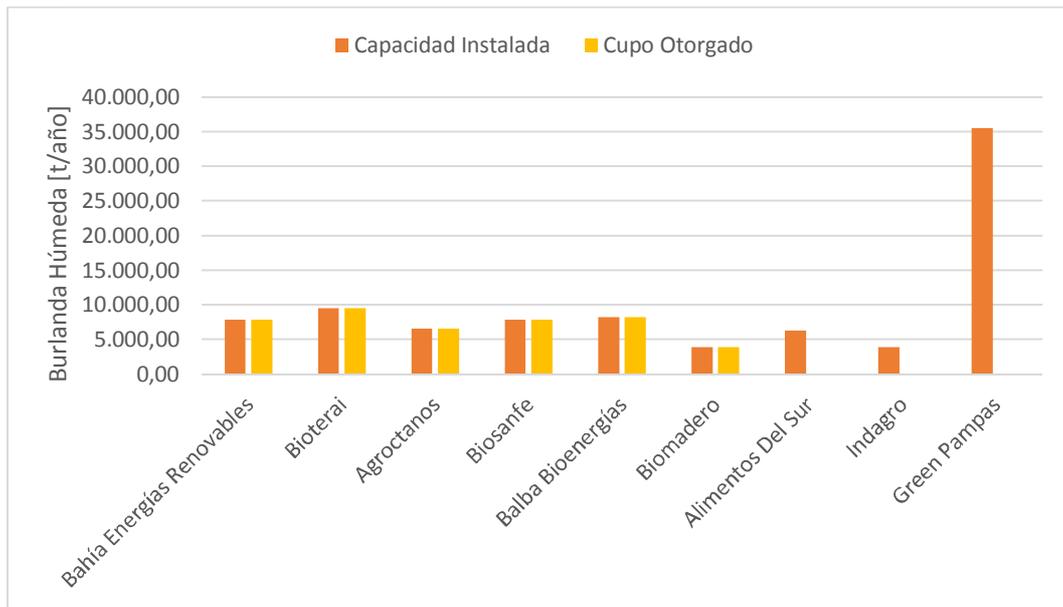


Figura 3.23: Volumen Máximo de Producción de Burlanda Seca por Empresa Proyectada.

Fuente: Elaboración Propia.

De las gráficas anteriores se puede ver que para un escenario desfavorable en el que las empresas secan casi toda la burlanda húmeda que producen, las mismas aportarían entre 45.000 y 90.000t/año. Con estos se puede ver en la siguiente figura, en este escenario, el volumen máximo disponible crecerá un 29,58% o un 14% según se tome a la capacidad instalada o cupo otorgado.

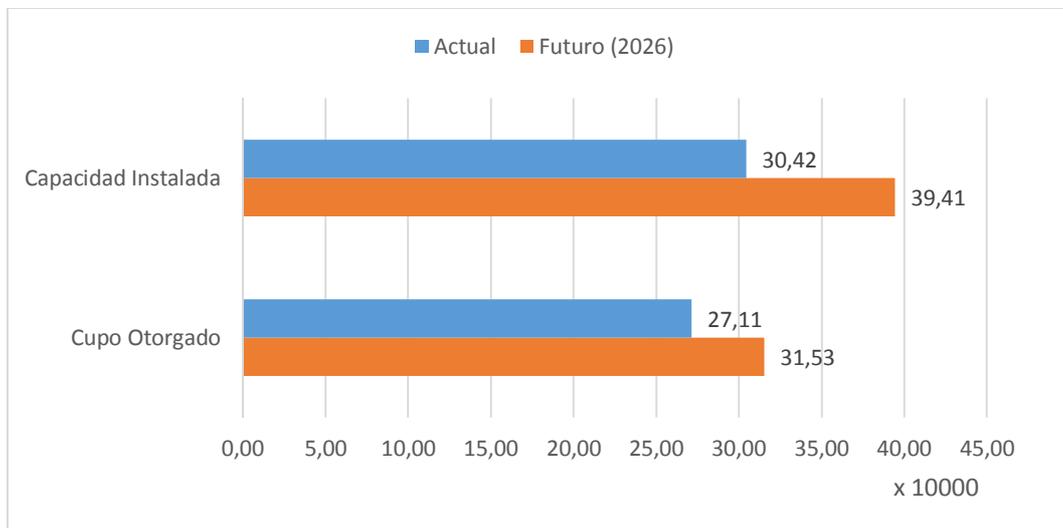


Figura 3.34: cantidad de burlanda seca y húmeda actual y proyectada al 2024

Fuente: Elaboración propia.

3.1.2.2 OFERTA

La historia del sector productor de bioetanol a partir de maíz comienza en el año 2012 con la apertura de la plantas Bio4 y Porta Hnos., luego le siguieron en el año 2013 la plantas de Vicentín S.A.I.C. y Promaíz y finalmente en el año 2014 las empresas Acabio y Diaser. Mientras que la producción de burlanda húmeda siguió el mismo camino que la producción de bioetanol, la producción de burlanda seca no siguió el mismo orden cronológico, ya que con la excepción de Porta Hnos. que comercializa burlanda seca

desde el año 2012, las demás instalaron sus secadoras en el año 2014, y paradójicamente, la primer empresa en comenzar a producir bioetanol, Bio4, fue la última en incorporar el sistema de secado realizando la inversión en el año 2015.

Como se explicó en el Capítulo 2, la burlanda húmeda se echa a perder si no es consumida en el corto plazo, así, mediante la utilización de la ecuación 3.1 se procede a calcular el consumo aparente de este producto, el cual representa la cantidad disponible de burlanda húmeda.

La producción se calculó de la misma manera que la capacidad instalada en la sección anterior, pero ahora teniendo en cuenta los datos de la tabla 3.18 a los cuales se les agrega la producción de Porta Hermanos. Además, se muestra en forma de comparación los valores expresados por el reporte anual sobre la situación de biocombustibles en el país realizado por la sección de Servicio de Agricultura Internacional del Departamento de Agricultura de los Estados Unidos (USDA) la cual publica la cantidad anual de granos de destilería con solubles, expresados en base seca, obtenidos.

Tabla 3.24: Producción de Granos de Destilería con Solubles (bs).

Año	Granos de Destilería con Solubles (bs) [t/año]	
	Calculado	Publicado por USDA
2011	0,00	0,00
2012	41.543,56	18.000,00
2013	155.764,28	130.000,00
2014	313.911,69	285.000,00
2015	397.781,53	370.000,00
2016*	405.990,70	340.000,00

Fuente: Elaboración Propia.

Nota: bs (base seca), 2016* (valor estimado por USDA).

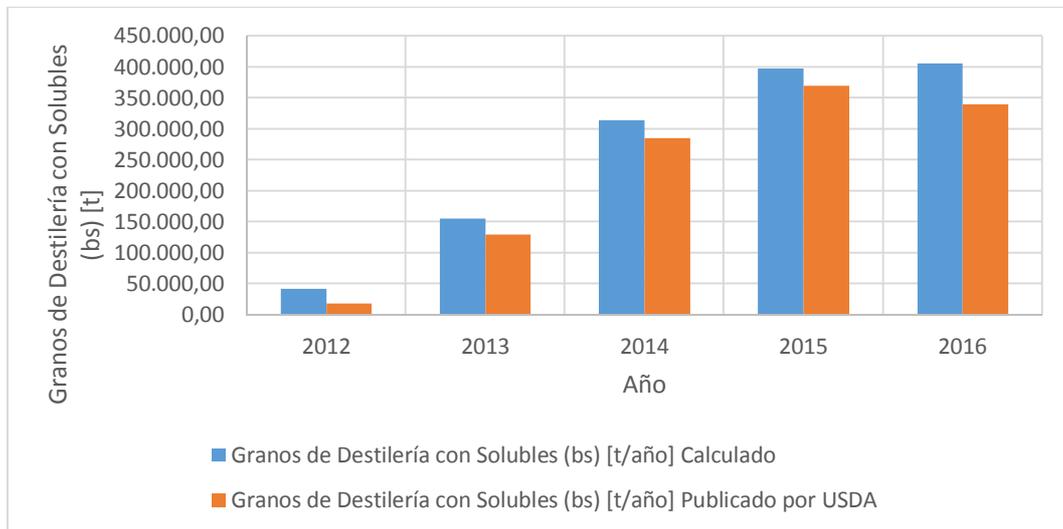


Figura 3.25: Comparación de Cálculos de Granos de Destilería con Solubles y Datos USDA.

Fuente: Elaboración Propia.

De lo anterior se desprende que la principal diferencia entre los valores radica en la consideración de la producción de alcohol de Porta Hermanos, por lo que es correcto la

utilización de la regla de pulgar, mencionada anteriormente en este capítulo, para el cálculo de la producción de los granos de destilería con solubles.

Desde el punto de vista del intercambio comercial, la burlanda húmeda sólo se comercializa en el país, mientras que la burlanda seca se exporta. A continuación se analiza el ítem “Heces y desperdicios de cervecería o de destilería”, cuyo código del Nomenclador Común del Mercosur es 2303.30.00.000 K.

Tabla 3.25: Exportaciones de burlanda seca

Año	Exportación GSDS [t/año]	Año	Exportación GSDS [t/año]
2001	7.255,43	2009	0,00
2002	7.362,65	2010	0,00
2003	3.536,92	2011	0,00
2004	0,00	2012	1.714,04
2005	0,00	2013	10.378,09
2006	0,00	2014	60.856,19
2007	0,00	2015	135.730,38
2008	0,00	2016	103.710,68

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de UN Comtrade y Scavage.

Nota: GSDS (Granos Secos de Destilería con Solubles).

El primer hecho que se desprende de la tabla anterior es que la cuenta posee un periodo de inactividad cuya culminación coincide con la expansión del mercado productor de bioetanol maicero. Otro elemento para analizar es el destino de las exportaciones, según datos de Scavage en el periodo 2012-2016 los principales receptores de los productos comercializados en este rubro fueron Uruguay, Chile, Brasil y Colombia, lo que concuerda con lo expresado en el informe realizado por INTA “Informe de la visita a la planta de producción de bioetanol Acabio, Villa María, Córdoba”, donde se expresa que el destino de la exportación de burlanda seca serán los países anteriormente nombrados. Por lo tanto, se puede concluir que los volúmenes comercializados bajo este rubro representan los granos secos de destilería con solubles exportados por el sector.

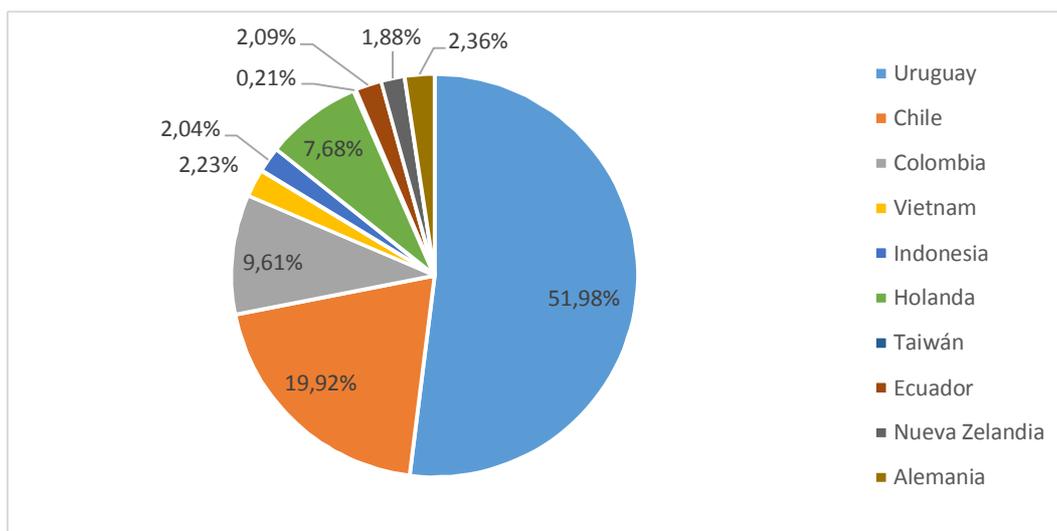


Figura 3.26: Destino de exportación del rubro “Heces y Desperdicios de Cervecería o de Destilería” en el periodo 2000-2016.

Fuente: Elaboración Propia a Partir de Datos de Scavage y UN Comtrade.

Así, con los datos de producción y exportación ya mostrados y aplicando la misma metodología de cálculo que en la sección anterior se muestran los consumos aparentes de burlanda húmeda y seca.

Tabla 3.26: Consumo Aparente de Burlanda Húmeda.

Año	Consumo Aparente [t]
2012	1.619,11
2013	14.421,74
2014	107.956,79
2015	154.382,91
2016	165.874,66

Fuente: Elaboración Propia.

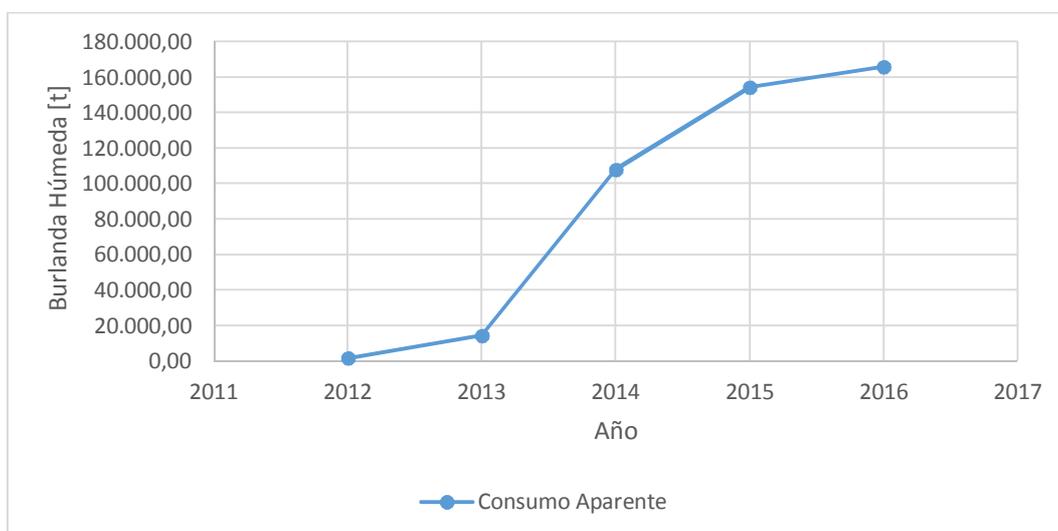


Figura 3.27: Evolución de Consumo Aparente de Burlanda Húmeda.

Fuente: Elaboración Propia.

Tabla 3.27: Producción, Exportación y Consumo Aparente de Burlanda Seca.

Año	Producción [t]	Exportación [t]	Consumo Aparente [t]
2012	15.281,48	2.164,04	13.117,44
2013	136.115,31	11.746,53	124.368,78
2014	271.457,81	41.509,64	229.948,17
2015	337.069,18	49.272,59	287.796,59
2016	340.759,08	103.710,68	237.048,40

Fuente: Elaboración Propia.

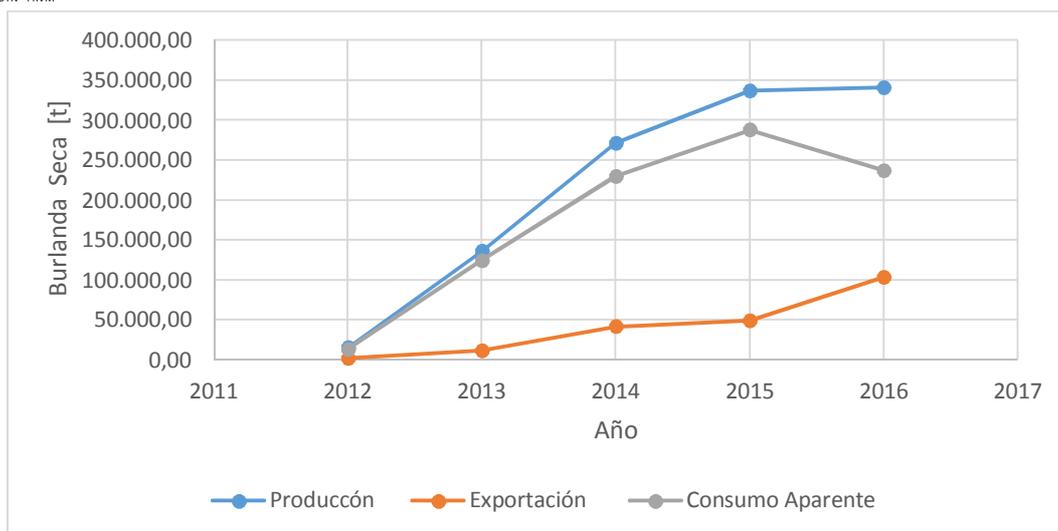


Figura 3.28: Evolución de Producción, Exportación y Consumo Aparente de Burlanda Seca.

Fuente Elaboración Propia.

Luego de analizar las figuras 3.27 y 3.28, queda en claro que, como consecuencia de la decisión de las empresas productoras de bioetanol de instalar secadoras para participar en nuevos mercados en búsqueda de mayores ingresos, existe una disminución del consumo aparente de burlanda seca y húmeda.

Debido a que no se tiene datos sobre el momento en que las empresas proyectadas para la fabricación de bioetanol comiencen a funcionar, se supone un escenario en que las mismas secan el 95% de los granos de destilería que producen y exportan el 90% de los mismos, en consonancia con el perfil exportador que tomaron las empresas en funcionamiento. Cabe recordar, como se vio en secciones anteriores, que las empresas proyectadas pueden dividirse en dos grupos:

- Aquellas que poseen cupo otorgado de producción de etanol dado por la Secretaria.
- Aquellas de las que se tienen datos de la capacidad instalada de producción de etanol.

A continuación se presentan los resultados encontrados.

Tabla 3.28: Producción, Exportación y Consumo aparente de Burlanda de Empresas Proyectadas según Cupo Otorgado y Capacidad Instalada.

Ítem	Burlanda Seca [t/año]			Burlanda Húmeda [t/año]
	Producción	Exportación	Consumo Aparente	Consumo Aparente
Capacidad Instalada	849.072,73	764.165,45	84.907,27	89.961,28
Cupo Otorgado	416.709,09	375.038,18	41.670,91	44.151,32

Fuente: Elaboración Propia.

Con estos datos se puede calcular el consumo aparente de la burlanda para el año 2026.

Tabla 3.29: Consumo Aparente de Burlanda Actual y Futura.

Consumo Aparente	Burlanda Húmeda [t]	Burlanda Seca [t]
Año 2016	165.874,66	237.048,40
Año 2026 (CI)	255.835,93	321.955,67
Año 2026 (CO)	210.025,98	278.719,31

Fuente: Elaboración Propia.

De la tabla anterior se puede concluir que aún en el peor de los escenarios se tiene un aumento del consumo aparente de burlanda.

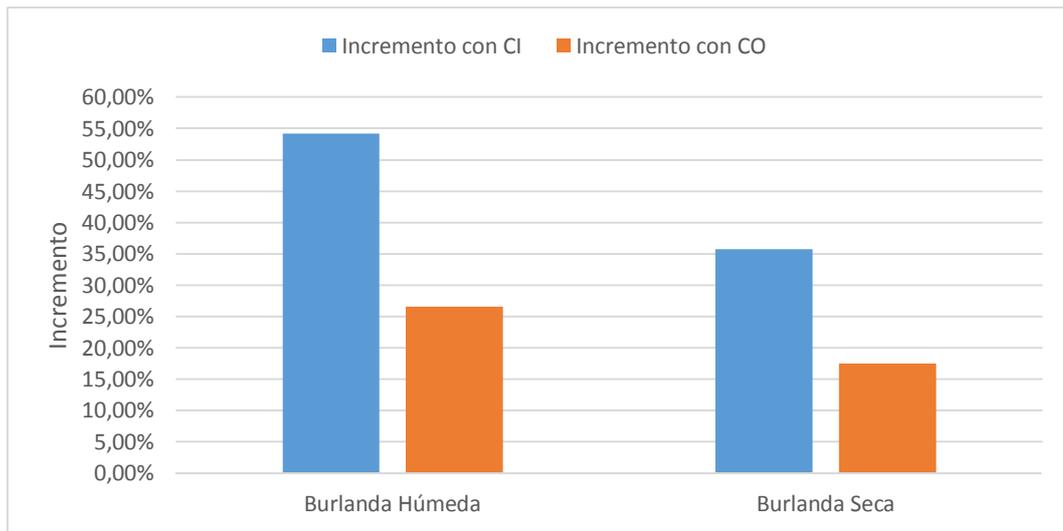


Figura 3.29: Incremento Hacia el Año 2026 de Consumo Aparente de Burlanda según Cupo Otorgado o Capacidad Instalada.

Fuente: Elaboración Propia.

Por último, teniendo en cuenta que la burlanda compite en el mercado de forrajes, se muestra a continuación la oferta de estos productos que son utilizados para la producción de carne, leche y huevos.

Tabla 3.30: Oferta Forrajera Excluido Maíz.

Producto	2013	2016
	Cantidad [t]	
Reemplazo total de maíz (Energía)		
Sorgo	1.700.000,00	2.150.000,00
Cebada cervecera	155.904,00	-
Cebada forrajera	15.000,00	1.000.000,00
Trigo forrajero	19.384,00	140.000,00
<i>Subtotal 1</i>	<i>1.890.288,00</i>	<i>3.290.000,00</i>
Reemplazo parcial de maíz (energía y proteína)		
Gluten de maíz	250.000,00	-
Afrechillo	1.253.765,00	1.300.000,00
Burlanda (en base seca)	154.232,25	380.365,68
Desechos /harinilla/maíz quebrado	200.000,00	-
Cáscara de soja	129.088,00	-
<i>Subtotal 2</i>	<i>1.968.167,00</i>	<i>2.250.000,00</i>
No reemplazo de maíz (proteína)		
Subproductos de soja	2.301.112,00	2.500.000,00
Subproductos de girasol	808.152,00	400.000,00
Otros subproductos	100.000,00	100.000,00
Soja	400.000,00	400.000,00
Semilla y subproductos algodón	200.000,00	300.000,00
<i>Subtotal 3</i>	<i>3.809.264,00</i>	<i>3.700.000,00</i>
Total	7.667.719,00	9.240.000,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINAGRI.

Como se puede ver en la tabla, la burlanda compite con muchos otros productos aumentando su participación del 2 al 10,3% del total. Sin embargo, los datos no aclaran si la oferta tiene que ver con algún tipo de burlanda o al total de granos de destilería (expresados en base seca) que el sector puede producir sin tener en cuenta la exportación de estos últimos. Además, se debe de mencionar que desgraciadamente no existen más datos que permitan analizar la evolución de la burlanda en el mercado forrajero y que los mismos son estimaciones.

3.1.2.3 DEMANDA

El maíz es uno de los principales concentrados utilizados en las dietas de animales para la producción de carne vacuna, porcina y aviar; además de leche y huevos. En el año 2013 el gobierno comenzó a calcular el consumo interno de maíz destinado a la alimentación animal, para lo cual desarrollo los siguientes coeficientes de consumo o conversión.

Tabla 3.31: Coeficientes de Consumo o Conversión.

Sector	Coeficiente de Conversión	Medida
Avícola (toneladas de res con hueso)	1,79	Kg/kg
Bovino (toneladas de res con hueso)	1,59	Kg/kg
Porcino (toneladas de res con hueso)	2,26	Kg/kg
Avícola (Huevos)	0,29	Kg/unidad
Bovino (leche)	0,09	Kg/l

Fuente: MINAGRI.



Debido a que no existen estadísticas sobre la demanda de burlanda húmeda o seca por parte de los sectores primarios y que la burlanda es utilizada como sustituto del mismo, se decidió calcular la demanda de maíz de los sectores primarios con el objetivo de conocer que cantidad máxima de burlanda sería necesaria para sustituir esa cantidad de maíz, obteniéndose en otras palabras la demanda máxima de burlanda que podría tener el sector. A continuación se detalla la manera de realizar el mismo y las restricciones que este posee:

- Se analiza el consumo de maíz por parte del sector Bovino, tanto para la producción de leche como de carne, debido a que estos son los sectores más importantes en las regiones donde se encuentran instaladas las plantas productoras de bioetanol maicero.
- Se obtiene el consumo de maíz utilizando los coeficientes de consumo a partir de los datos suministrados por MINAGRI sobre la producción de carne y leche.
- Se toma una fracción del total del volumen de maíz calculado igual al límite máximo de inclusión de burlanda en las dietas de bovinos.
- Se calcula la cantidad de granos de destilería en base seca a reemplazar utilizando la regla del pulgar que indica que por bushel de maíz (25,4kg) se obtienen 8,2 kg de granos de destilería en base seca (Liu, K., & Rosentrater, K. A., 2011).

A continuación se expresan los límites de inclusión por sector, así como también los datos necesarios para el cálculo y resultados encontrados.

Tabla 3.32: Límites Máximos de Inclusión en Dietas de Bovinos.

Ítem	Bovinos, Leche	Bovinos, Carne
Límite Promedio de Inclusión [%]	23,50	35,00

Fuente: FEDNA.

Tabla 3.33: Datos para el Cálculo de Demanda de Granos de Destilería con Solubles y Resultados Encontrados.

Año	Producción de Carne [t res c/hueso]	Producción de Leche [t]	Demanda Total de Maíz [t]	Total de Maíz para Reemplazar con GDS (bs) [t]	Demanda de GDS (bs) [t]
2006	3.037.974,00	10.446.536,00	7.807.738,40	2.393.805,74	772.803,43
2007	3.217.604,00	9.793.756,00	7.910.996,40	2.451.123,29	791.307,52
2008	3.123.933,00	10.290.280,00	7.901.192,80	2.431.583,98	784.999,55
2009	3.376.389,00	10.335.512,00	8.317.882,40	2.575.957,94	831.608,47
2010	2.508.654,00	10.596.128,49	7.003.026,62	2.107.303,59	680.310,61
2011	2.516.793,00	11.520.035,84	7.276.684,36	2.173.110,74	701.555,43
2012	2.607.894,00	11.657.036,84	7.461.094,10	2.233.209,61	720.957,43
2013	2.821.613,00	11.278.188,00	7.696.170,80	2.327.776,93	751.487,04
2014	2.674.096,00	11.318.280,00	7.471.453,60	2.247.825,26	725.675,87
2015	2.726.827,00	11.630.792,00	7.643.983,20	2.298.072,22	741.897,33
2016	2.663.937,00	10.172.060,00	7.131.849,20	2.166.148,97	699.307,94

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINAGRI y FEDNA.

Nota: GDS (Granos de Destilería con Solubles), bs(Base Seca).

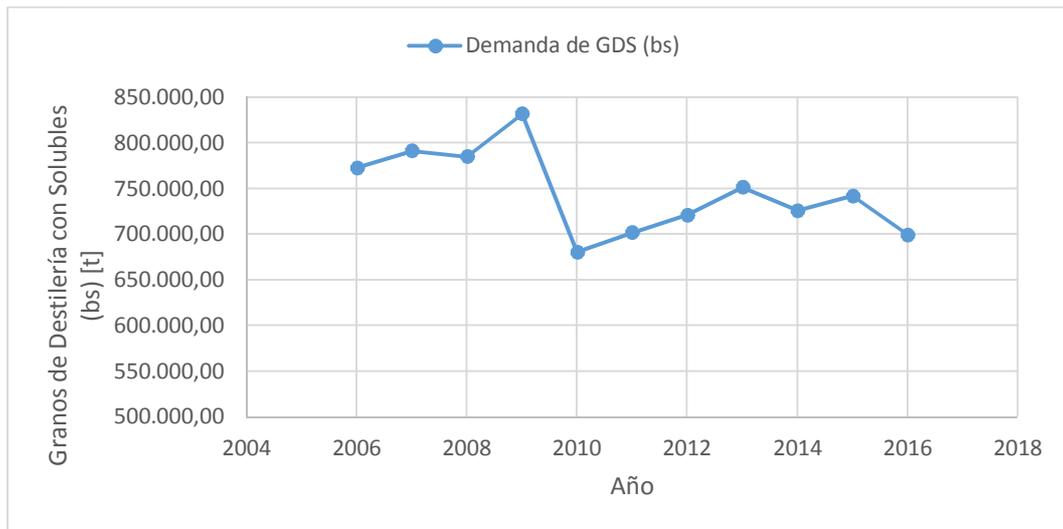


Figura 3.30: Demanda de Granos de Destilería con Solubles (bs).

Nota: bs (Base Seca).

Fuente: Elaboración Propia.

De la figura se 3.30 desprende una caída en la demanda en el año 2010 es como consecuencia de la caída de cabezas bovinas faenadas. Esta caída es el resultado de una implementación de malas políticas por el estado nacional a partir del 2005, acentuadas en el 2008 con la implementación del ROE rojo (resolución 42/2008), haciendo que las hembras dejen de ser consideradas como un bien de capital para transformarse en un bien de cambio, resultando así antieconómica la cría de hacienda. Por otro lado en los años 2008 y 2009 fueron años de sequía, lo que provoco la falta de alimentos y la obligó a los productores a vender animales para no perder dinero. Como consecuencia de estos hechos, la participación de hembras en la faena se volvió importante, llegando a un 49% en el año 2009 según datos de la Cámara de la Industria y Comercio de Carnes de la República Argentina (CICCRA), haciendo crecer la cantidad de toneladas de reses con huesos producidas, lo que explica el pico alcanzado en dicho año, y a la vez enmascaro la falta de producción de terneros para la cría, situación que quedó al descubierto en el año 2010 y que explica la gran caída en la producción de carne. Desde el punto de vista del sector lácteo se puede ver que la producción ronda una media de once millones de toneladas, la cual cae en 2016 como consecuencia de las lluvias sufridas en las principales cuencas lecheras del país junto a una caída del precio internacional de este producto. Así, en la gráfica puede verse que a pesar de la caída en 2010 la demanda tiende a estabilizarse con una leve tendencia bajista.

Para conocer el futuro de la demanda de granos secos de destilería con solubles, por un lado, se aplicará la metodología de cálculo ya explicada a las proyecciones sobre el crecimiento de la producción de carne y leche realizada por la Fundación INAI (Instituto para las Negociaciones Agrícolas Internacionales) y, por el otro lado, se procederá a comparar a las mismas con las proyecciones generada por FAO-OECD sobre este tema para la Argentina. A continuación, se detallan los resultados y valores encontrados.

Tabla 3.34: Burlanda seca total demandada según distintas proyecciones.

Año	Granos de Destilería con Solubles (bs) [t]	
	Proyección Fundación INAI	Proyección FAO - OECD
2016	597.405,02	597.405,02
2017	598.107,36	618.895,91
2018	611.331,66	620.238,74
2019	614.128,80	623.453,67
2020	616.329,10	625.799,67
2021	618.178,31	628.567,44
2022	619.793,47	631.515,31
2023	621.279,91	634.419,76
2024	622.707,82	636.805,31
2025	624.112,33	639.246,22

Nota: bs (Base Seca).

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de FAO-OECD y Fundación INAI.

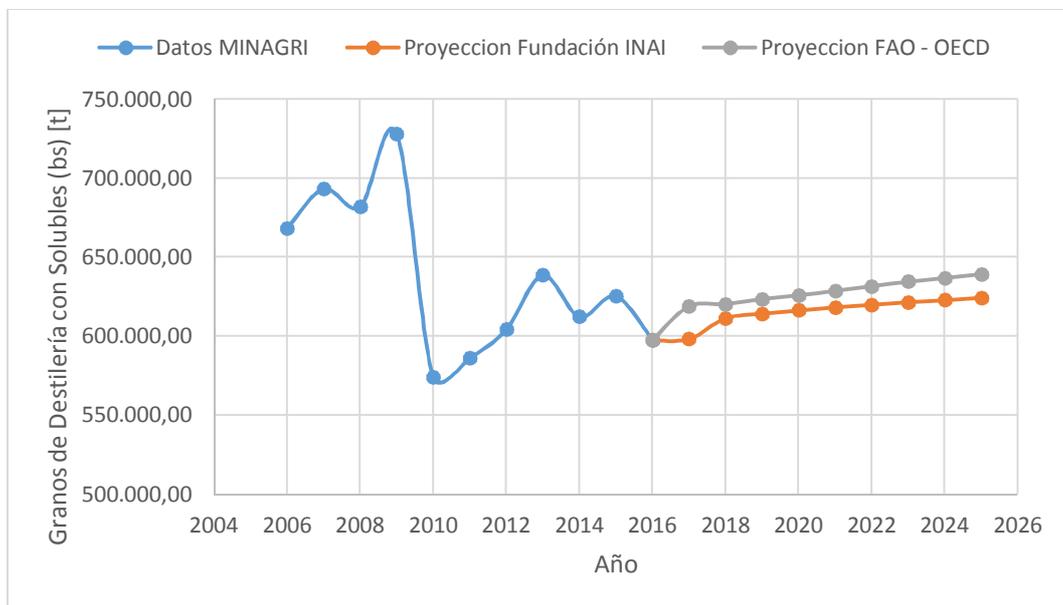


Figura 3.31: Evolución de la demanda total de granos secos de destilería con solubles.

Nota: bs (Base Seca).

Fuente: Elaboración propia a partir de datos FAO-OECD y Fundación INAI.

Como se puede apreciar en la figura ambas proyecciones muestran una tendencia alcista de la demanda para los próximos diez años, siendo la correspondiente a la elaborada por las organizaciones FAO – OECD la más optimista.

3.1.2.4 OFERTA Y DEMANDA

A continuación, se muestran la oferta y demanda del periodo 2012 – 2016.

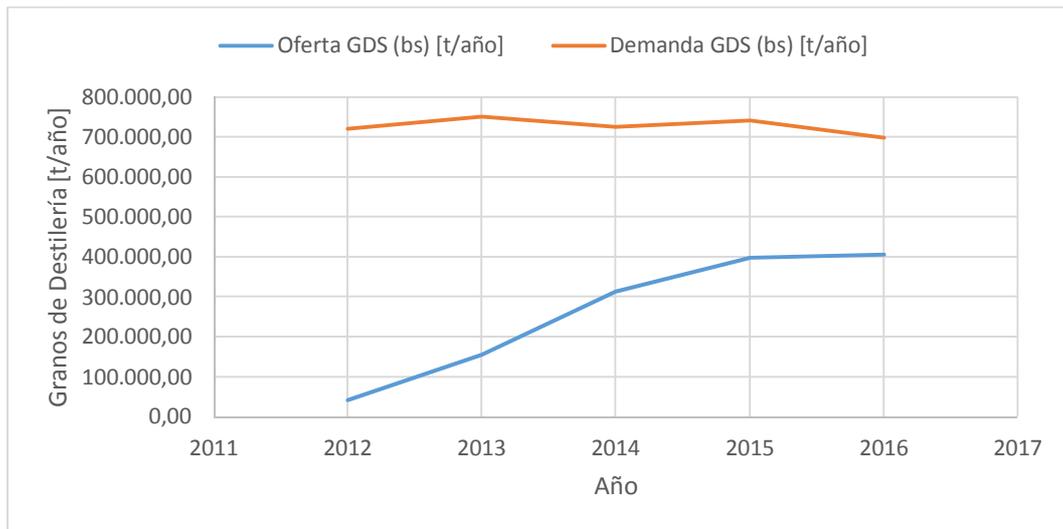


Figura 3.32: Oferta y Demanda Granos de Destilería con Solubles.

Nota: GDS (Granos de Destilería con Solubles).

Fuente: Elaboración Propia.

Desde el punto de vista de la oferta, se debe de recordar que la misma depende del crecimiento de la producción de bioetanol, debido a que los granos de destilería son un subproducto de este sector. Así, mientras no se establezcan nuevos oferentes de alcohol, no habrá nuevos oferentes de burlanda, por lo que la misma se encuentra estacionada. Por el otro lado, se debe de recordar que el sector está tomando a un modelo exportador, como lo indican las inversiones en lo que respecta a la compra de hornos rotativos por algunas empresas. Sin embargo, a pesar de estos hechos, queda en claro que existe la suficiente cantidad de burlanda húmeda para el proyecto. Finalmente, por el lado de la demanda se puede notar que la misma es vasta e insatisfecha, por lo que es capaz de aceptar nuevos productos

3.1.2.5 PRECIOS DE MAÍZ Y BURLANDAS

A nivel nacional el precio de los granos de destilería depende si este está seco o húmedo, así, la burlanda seca guarda una relación de 1,2 a 1,5 veces el precio del maíz; mientras que la burlanda húmeda posee un valor igual al del 30% respecto al costo de este último, tomándose como referencia para ambos casos la cotización del maíz pizarra que aparece en la Cámara Arbitral de Cereales - Bolsa de Comercio de Rosario (CAC - BCR).

Tabla 3.35: Cotización de Maíz, Burlanda Húmeda y Seca

Año	Cotización Maíz [USD/t]	Precio Burlanda Húmeda [USD/t]	Precio Burlanda Seca [USD/t]
2008	205,58	61,68	277,54
2009	167,83	50,35	226,58
2010	196,83	59,05	265,73
2011	288,67	86,60	389,70
2012	270,25	81,08	364,84
2013	242,58	72,78	327,49
2014	199,33	59,80	269,10
2015	169,17	50,75	228,38
2016	175,08	52,53	236,36

Fuente: Elaboración Propia a partir de datos de CAC-BCR.

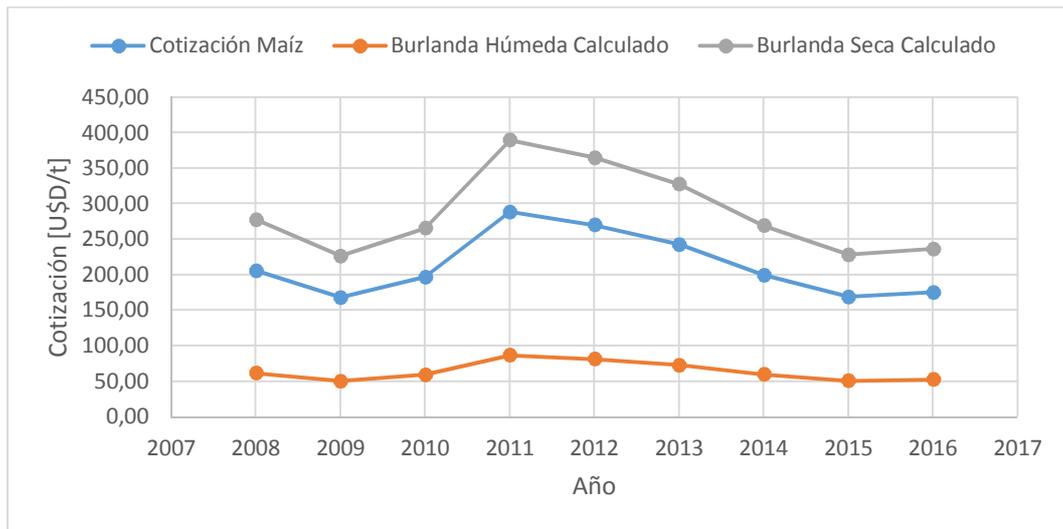


Figura 3.33: Evolución de la Cotización del Maíz y Precios de Burlanda Húmeda y Seca.

Fuente: Elaboración Propia.

En los Estados Unidos, los granos de destilería con solubles son un *commodity* antiguo, en contraste con lo que sucede en Argentina que el mismo apenas tiene 4 años en el mercado. Es por esto, por lo que primero se analizarán los precios de granos secos de destilería con solubles expuestos por la *United States Department Agriculture* (USDA).

Tabla 3.36: Evolución del precio del maíz y burlanda seca.

Año	Precio Burlanda Seca Calculado [USD/t]	Precio Burlanda Seca según USDA [USD/t]
2008	277,54	167,35
2009	226,58	126,08
2010	265,73	135,06
2011	389,70	222,46
2012	364,84	262,36
2013	327,49	263,70
2014	269,10	189,82
2015	228,38	157,25
2016	236,36	131,54

Fuente: Elaboración propia a partir de CAC - BCR y USDA.

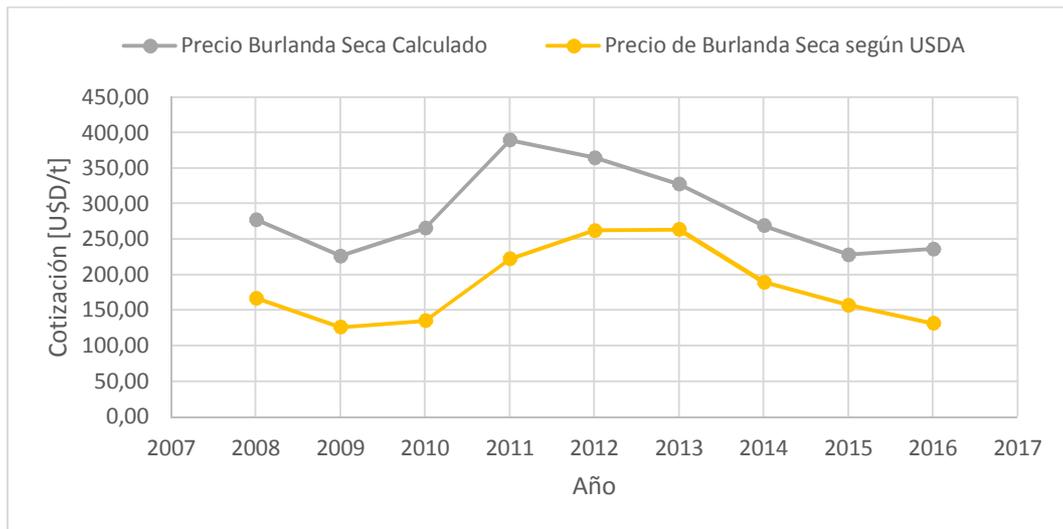


Figura 3.34: Evolución del precio del maíz y burlanda seca.

Fuente: Elaboración propia a partir de CAC - BCR y USDA.

De las anteriores figuras lo primero que se desprende es que los precios de los granos secos o húmedos de destilería con solubles dependen de la cotización del maíz, y que, a pesar de tener precios distintos en los que se refiere a la cotización local de burlanda seca con los reportados por USDA, los mismos poseen un comportamiento similar.

Finalmente se debe de tener en cuenta que el precio final de comercialización de la burlanda está compuesto por la suma del precio de venta (al productor o en planta), el flete y del Impuesto al Valor Agregado (IVA), que en la Argentina tiene una alícuota del 21%. Así, el flete es uno de los principales factores que intervienen en el precio final del producto, valor que no solo depende del medio de transporte, sino que también de la distancia que se deba recorrer. A continuación se presenta el costo de flete para los medios de transporte interno más comunes: transporte ferroviario y de camiones.

Tabla 3.37: Costo Promedio de Flete en Camión Año 2016.

Distancia [km]	Precios [\$/t]
10	100,80
20	126,82
100	281,83
300	596,07
500	781,65

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de DIMEAGRO.

Tabla 3.38: Costo Promedio del Flete en Tren Año 2016.

Empresa	Tarifa Media [\$/t*km]
Ferroexpreso Pampeano S.A.	0,6955
Ferrosur Roca S.A.	0,6043
Trenes Argentinos Carga y Logística Urquiza	0,6917
Nuevo Central Argentino S.A.	0,4677
Trenes Argentinos Carga y Logística San Martín	0,5727
Trenes Argentinos Carga y Logística Belgrano	0,5520

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de la Comisión Nacional de Regulación de Transporte.

Por último, para conocer la evolución de los precios a futuro se presentan las proyecciones del precio FOB (o precio puesto a bordo en español) del maíz realizadas por el Banco Mundial (WB en sus siglas en inglés), y las realizadas sobre burlanda seca por FAO-OECD.

Tabla 3.39: Proyecciones sobre el precio del maíz y burlanda seca.

Año	Cotización Maíz [USD/t]	Precio BH [USD/t]	Precio BS [USD/t]
2016	169,17	50,75	228,38
2017	175,08	52,53	236,36
2018	160,00	48,00	216,00
2019	163,38	49,01	220,57
2020	166,84	50,05	225,23
2021	170,36	51,11	229,99
2022	173,96	52,19	234,85
2023	177,64	53,29	239,82
2024	181,40	54,42	244,88
2025	185,23	55,57	250,06

Fuente: Elaboración propia a partir WB.

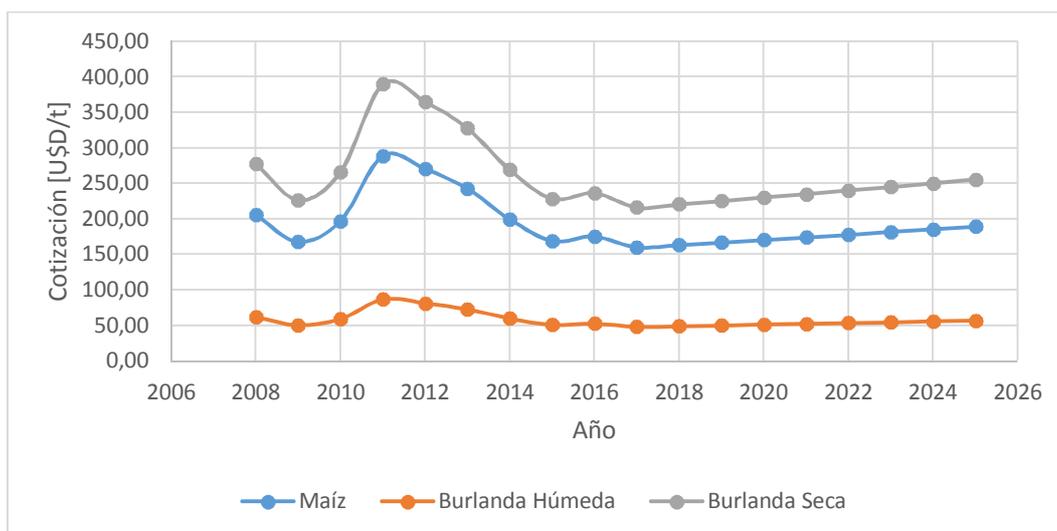


Tabla 3.34: Evolución de Precios de Maíz y Burlanda Seca y Húmeda.

Fuente: Elaboración propia a partir WB.

Como era de esperarse la gráfica muestra la relación existente entre la burlanda y la cotización del maíz, debido a que el costo del primero es una fracción de este último. Finalmente se puede destacar la tendencia alcista de precios hacia el año 2025.

3.2 PRODUCTOS

3.2.1 ACEITE DE MAÍZ DE DESTILERÍA

3.2.1.1 INTRODUCCIÓN

En Estados Unidos, el aceite de maíz de destilería es recuperado por las empresas elaboradoras de bioetanol como opción para acrecentar sus ganancias, comercializándose fundamentalmente como materia prima para la producción de biodiesel. En Argentina, el biodiesel es obtenido a partir de aceite de soja y no solo es exportado, sino que también es comercializado en el mercado interno para el corte de



combustibles fósiles. Si bien, algunas empresas están recuperando parte del aceite de destilería a través de centrifugas, el mismo no es destinado a la producción de biocombustibles.

Debido a que no existen datos a nivel nacional sobre el aceite de maíz de destilería, para analizar la oferta en primer lugar se procederá a calcular a través de balances de masas la capacidad de producción por parte de las empresas en funcionamiento y se proyectará el aumento de la oferta teniendo en cuenta a las empresas que están en proyecto. Luego se analizará el mercado del bien al cual sustituye, el aceite de soja, y al del biodiesel, para conocer la demanda que podría tener el aceite de maíz de destilería. Por último se analiza la relación existente entre los aceites de soja y maíz en Estados Unidos para poder esbozar un precio de mercado a nivel local.

3.2.1.2 CAPACIDAD INSTALADA TEÓRICA

En el país existen 6 empresas dedicadas a la producción de bioetanol a partir de maíz, las cuales fueron mencionadas en secciones anteriores donde se analizó el mercado de bioetanol y el de burlanda. De estas empresas sólo se tiene prueba de que la planta de Acabio, situada en la localidad de Villa María, recupera aceite de maíz de destilería para comercializarlo en otras aplicaciones industriales. La planta utiliza un sistema de extracción que se conoce en la industria como back-end, el cual consiste en una serie de operaciones de evaporación y centrifugado que permite recuperar el aceite a partir del thin stillage o jarabe diluido. (Liu, K., & Rosentrater, K. A., 2011)). A continuación se presenta un esquema del proceso anteriormente mencionado.

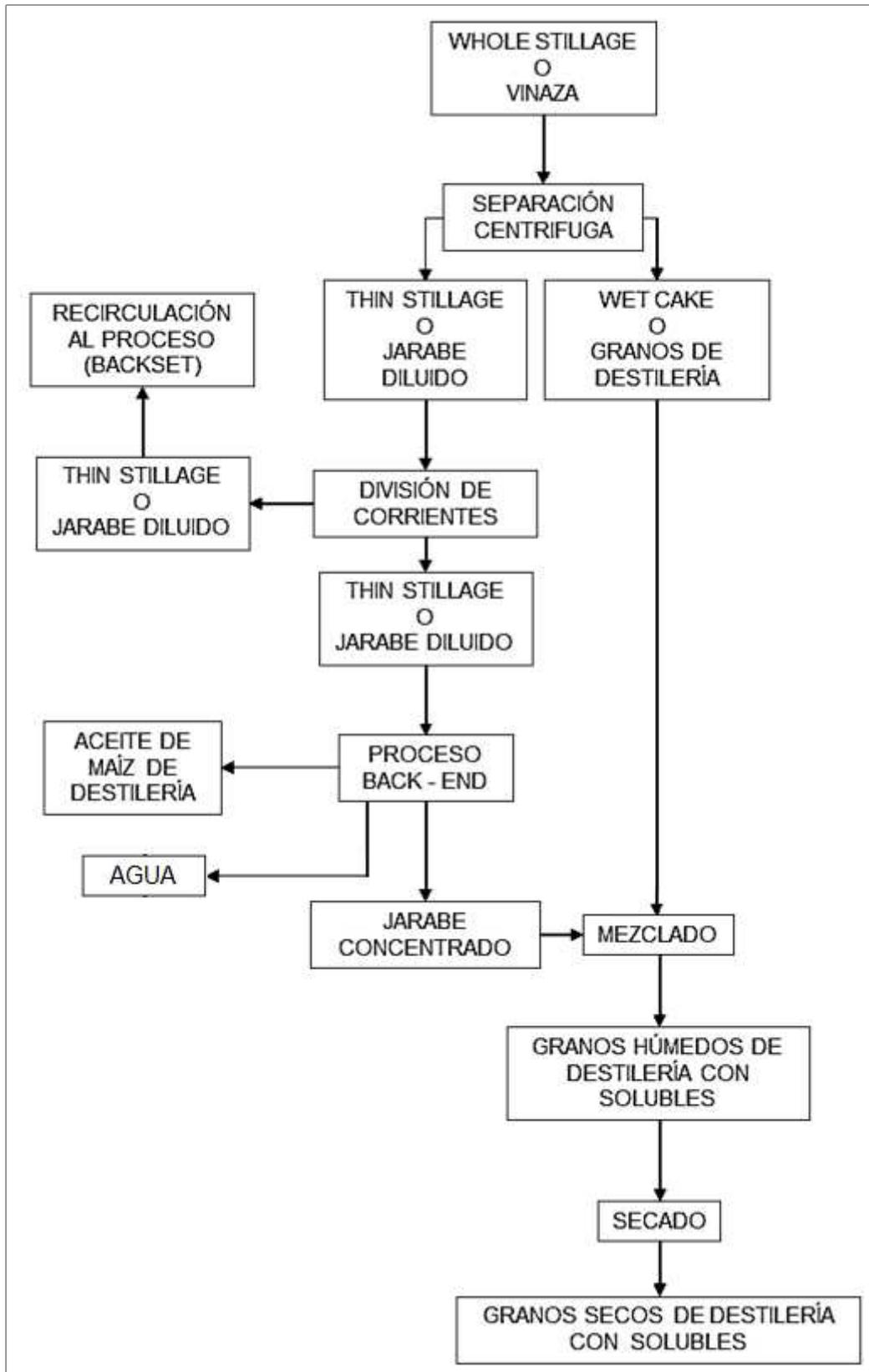


Figura 3.35: Esquema de proceso de obtención de granos de destilería.

Fuente: Elaboración propia.



Con el objetivo de obtener la capacidad instalada de aceite de maíz de destilería, se toma como ejemplo de capacidad de recuperación a la que posee la empresa Acabio, debido a que es la única de la que se poseen datos. Así, según el trabajo realizado por INTA “Informe de la visita a la planta de producción de bioetanol de Acabio, Villa María, Córdoba”, la empresa Acabio puede recuperar entre 6 y 9t/día de aceite de maíz. Para nuestro proyecto se tomará como escenario el de 9t/día, debido a que es la situación que deja con menos aceite a la burlanda, esto tiene como consecuencia que la cantidad recuperada de aceite por la empresa sea de 3.285t/año, para dar un porcentaje de recuperación aproximado del 21% del total de aceite contenido en el maíz.

Para la realización de los cálculos se tuvieron en cuenta lo siguiente:

- La regla de pulgar utilizada en la industria que indica que por 25,4kg de maíz procesados se obtienen 11l de etanol (azeótropo) y 8,5kg de granos de destilería con solubles (bs) (Liu, K., & Rosentrater, K. A., 2011, pág. 81).
- La regla de pulgar que indica que luego del proceso se separación centrífuga aplicado al *Whole Stillage*, 1/3 del total del aceite inicialmente contenido en el maíz está en el *Thin Stillage*, mientras que el resto queda en la *Wet Cake* (Liu, K., & Rosentrater, K. A., 2011, pág. 493).
- Usualmente se recircula entre un 10 y 15% del total del *Thin Stillage*, lo que se denomina *backset* (Liu, K., & Rosentrater, K. A., 2011, pág. 80).
- Se tiene en cuenta que la variedad de maíz que generalmente se utiliza en el país para la producción de bioetanol es el dentado o semidentado, el cual tiene una cantidad de aceite del 4 al 5%. (Aimar B., 2014).

De esta manera, con los datos de la tabla 3.2, las reglas de pulgar mencionadas anteriormente y el dato de que se recupera aproximadamente un 63% de aceite en el *Thin Stillage* a través del sistema *back-end*, se calcula la cantidad de aceite recuperado y disponible en los granos de destilería para su posterior extracción. A continuación se muestran los resultados encontrados.

Tabla 3.40: Distribución del Aceite de Maíz de Destilería según Capacidad Instalada de Producción de Bioetanol.

Empresa	Aceite de Maíz de Destilería Total [t/año]	Aceite de Maíz de Destilería Recuperado [t/año]	Aceite de Maíz de Destilería en Granos de Destilería con Solubles [t/año]
Bio IV	8.929,69	1.869,05	6.762,98
Porta Hnos.	4.080,60	854,10	3.090,48
Vicentín S.A.I.C.	6.494,32	1.359,31	4.918,53
Promaíz S.A.	15.694,60	3.285,00	11.886,45
Diaser	8.929,69	1.869,05	6.762,98
Acabio	15.694,60	3.285,00	11.886,45
Total	59.823,49	12.521,51	45.307,86

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.41: Distribución del Aceite de Maíz de Destilería según Cupo Otorgado de Producción de Bioetanol.

Empresa	Aceite de Maíz de Destilería Total [t/año]	Aceite de Maíz de Destilería Recuperado [t/año]	Aceite de Maíz de Destilería en Granos de Destilería con Solubles [t/año]
Bio IV	5.411,93	1.132,76	4.098,78
Porta Hnos.	4.080,60	854,10	3.090,48
Vicentín S.A.I.C.	5.195,45	1.087,45	3.934,82
Promaíz S.A.	14.612,22	3.058,45	11.066,69
Diaser	8.929,69	1.869,05	6.762,98
Acabio	13.529,83	3.285,00	9.793,84
Total	51.759,72	11.286,81	38.747,59

Fuente: Elaboración propia.

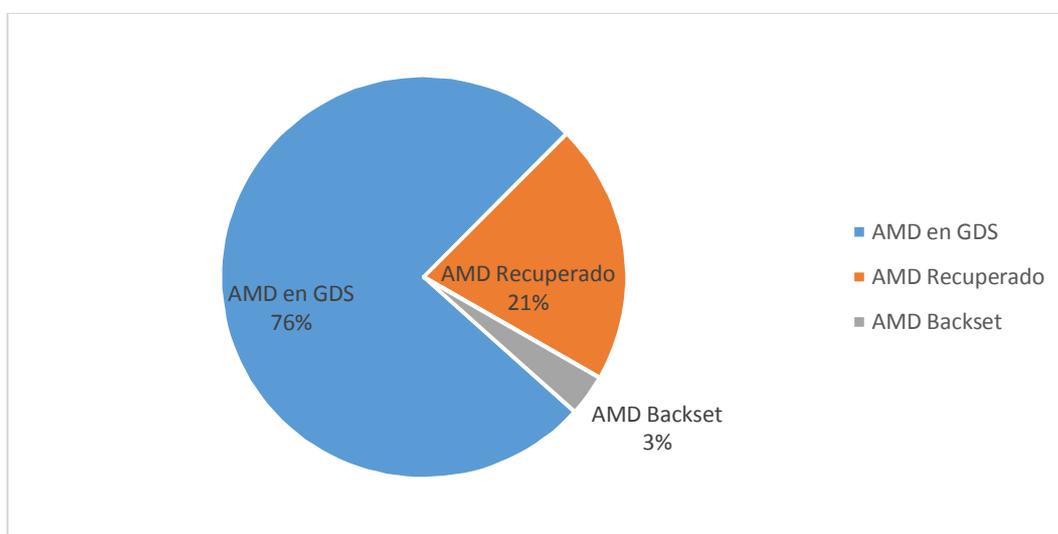


Figura 3.36: Porcentajes de AMD Recuperado y en GDS

Nota: AMD (Aceite de Maíz de Destilería), GDS (Granos de Destilería con Solubles).

De la figura y tablas anteriores queda en claro que en el caso de encontrarse en un escenario en que todas las plantas recuperan parte del aceite a través del sistema *back-end*, aún queda un porcentaje importante del mismo en la burlanda.

A continuación se muestran los resultados de haber aplicado la misma metodología de cálculo a las empresas proyectadas de producción de bioetanol maicero.



Tabla 3.42: Distribución del Aceite de Maíz de Destilería según Capacidad Instalada de Producción de Bioetanol para Empresas en Proyecto.

Empresa	Aceite de Maíz de Destilería Total [t/año]	Aceite de Maíz de Destilería Recuperado [t/año]	Aceite de Maíz de Destilería en Granos de Destilería con Solubles [t/año]
Bahía Energías Renovables	10.823,86	2.273,01	8.190,06
Bioterai	13.096,88	2.750,34	9.909,97
Agroctanos	8.983,81	1.886,60	6.797,75
Biosanfe	10.823,86	2.273,01	8.190,06
Balba Bioenergías	11.365,06	2.386,66	8.599,56
Biomadero	5.411,93	1.136,51	4.095,03
Alimentos del Sur	8.659,09	1.818,41	6.552,05
Indagro	5.411,93	1.136,51	4.095,03
Green Pampas	48.707,39	10.228,55	36.855,26
Total	123.283,81	25.889,60	93.284,75

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 3.43: Distribución del Aceite de Maíz de Destilería según Cupo Otorgado de Bioetanol para Empresas en Proyecto.

Empresa	Aceite de Maíz de Destilería Total [t/año]	Aceite de Maíz de Destilería Recuperado [t/año]	Aceite de Maíz de Destilería en Granos de Destilería con Solubles [t/año]
Bahía Energías Renovables	10.823,86	2.273,01	8.190,06
Bioteral	13.096,88	2.750,34	9.909,97
Agroctanos	8.983,81	1.886,60	6.797,75
Biosanfe	10.823,86	2.273,01	8.190,06
Balba Bioenergías	11.365,06	2.386,66	8.599,56
Biomadero	5.411,93	1.136,51	4.095,03
Total	60.505,40	12.706,13	45.782,42

Fuente: Elaboración propia.

Teniendo en cuenta que no se conoce las fechas de puesta en marcha de las empresas en proyecto, pero suponiendo que las mismas iniciaran su producción durante el próximo decenio, se compara la producción posible actual con la futura.

Tabla 3.44: Distribución de Aceite de Maíz de Destilería en la Actualidad y Proyectado.

Año	AMD Total [t/año]		AMD Recuperado [t/año]		AMD en GDS [t/año]	
	Capacidad Instalada	Cupo Otorgado	Capacidad Instalada	Cupo Otorgado	Capacidad Instalada	Cupo Otorgado
2016	59.823,49	51.759,72	12.521,51	11.286,81	45.307,86	38.747,59
2025	183.107,30	112.265,11	38.411,11	23.992,94	138.592,61	84.530,00

Nota: AMD (Aceite de Maíz de Destilería), GDS (Granos de Destilería con Solubles)

Fuente: Elaboración propia.

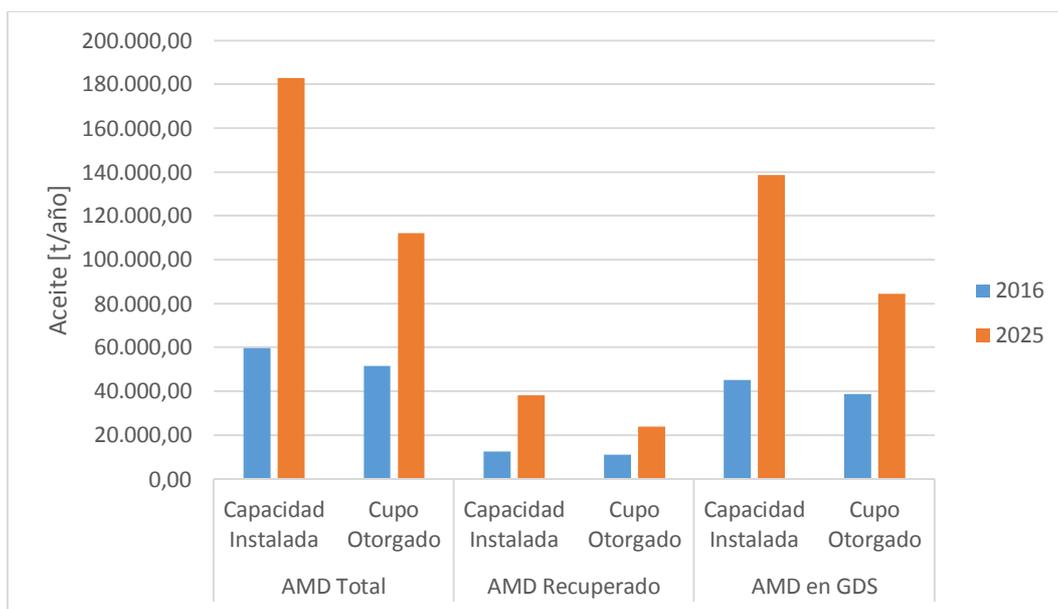


Figura 3.36: Distribución de Aceite de Maíz de Destilería en la Actualidad y Proyectado.

Nota: AMD (Aceite de Maíz de Destilería), GDS (Granos de Destilería con Solubles)

Fuente: Elaboración propia.

Como era de esperarse, los volúmenes de aceite dependen de los volúmenes de bioetanol producidos, lo que explica el amento del mismo al aumentar la capacidad instalada de producción de alcohol.

3.2.1.3 DEMANDA

3.2.1.3.1 PRODUCCIÓN MUNDIAL DE ACEITE DE SOJA

Se comienza por mostrar la evolución de producción mundial de aceite de soja y su respectiva junto a su destino, luego la proyección para el próximo decenio para finalmente mostrar el rol de la Argentina como productor mundial.

Tabla 3.45: Producción de aceite de soja y usos.

Año	Producción de Aceite de Soja [mil t/año]	Uso para Alimentación [mil t/año]	Uso para Producir Biodiesel [mil t/año]	Otros Usos [mil t/año]
2008	134.564,34	115.720,07	11.296,92	7.547,35
2009	138.995,91	118.045,43	13.040,74	7.909,74
2010	148.522,67	122.135,94	15.690,21	10.696,52
2011	155.586,04	126.331,52	19.072,17	10.182,35
2012	160.483,36	131.346,88	19.481,86	9.654,62
2013	168.596,39	136.643,42	21.191,66	10.761,31
2014	176.183,33	142.164,64	23.874,54	10.144,15
2015	177.497,99	145.993,03	22.215,78	9.289,18
2016	180.518,25	146.960,30	23.345,95	10.212,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA.

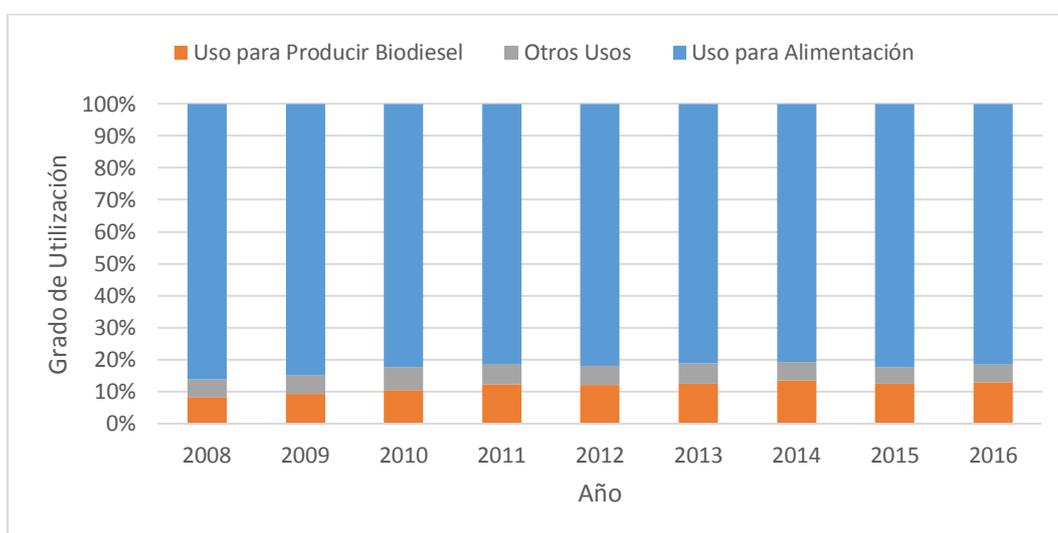


Figura 3.37: Grado de Utilización de Aceite de Soja a Nivel Mundial según Destino.

Fuente: Elaboración Propia a Partir de Datos de USDA.

Tabla 3.46: Proyección de la producción de aceite de soja y sus usos.

Año	Producción de Aceite de Soja [mil t/año]	Uso para Alimentación [mil t/año]	Uso para Producir Biodiesel [mil t/año]	Otros Usos [mil t/año]
2017	184.216,64	149.449,70	23.532,31	11.234,63
2018	188.467,96	152.767,91	23.609,60	12.090,45
2019	192.745,30	156.094,75	24.212,60	12.437,95
2020	197.074,81	159.362,38	25.136,47	12.575,96
2021	201.188,37	162.641,94	25.439,28	13.107,15
2022	205.613,28	166.292,69	25.660,86	13.659,73
2023	210.086,72	170.245,14	25.772,28	14.069,30
2024	214.278,56	173.943,66	26.160,08	14.174,82
2025	218.872,31	178.023,27	26.155,68	14.693,36

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA.

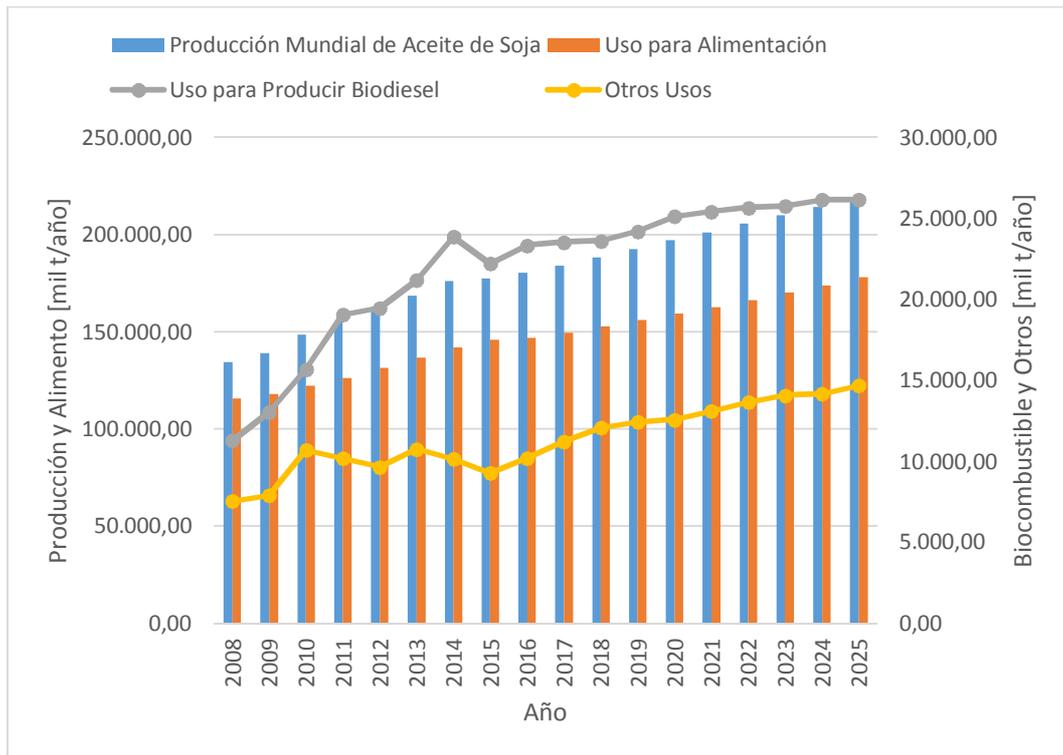


Figura 3.38: Evolución y proyección de la producción mundial del aceite de soja.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA.

De Todo lo anterior mostrado se puede concluir que el mundo viene aumentando la producción de aceite de soja, aumento que parece que será sostenido en el tiempo debido a la tendencia alcista de la proyección. En el caso del destino de este aceite, a pesar de haberse aumentado la participación del biodiésel, su utilización como alimento sigue siendo su principal función.

Dentro de este mercado, la Argentina es uno de los principales productores de este aceite, estando entre los 5 principales productores del año 2015, junto a Brasil, Estados Unidos, China y la Unión Europea. Este hecho muestra la capacidad del país de elaborar una de las principales materias primas para la producción de biodiésel.

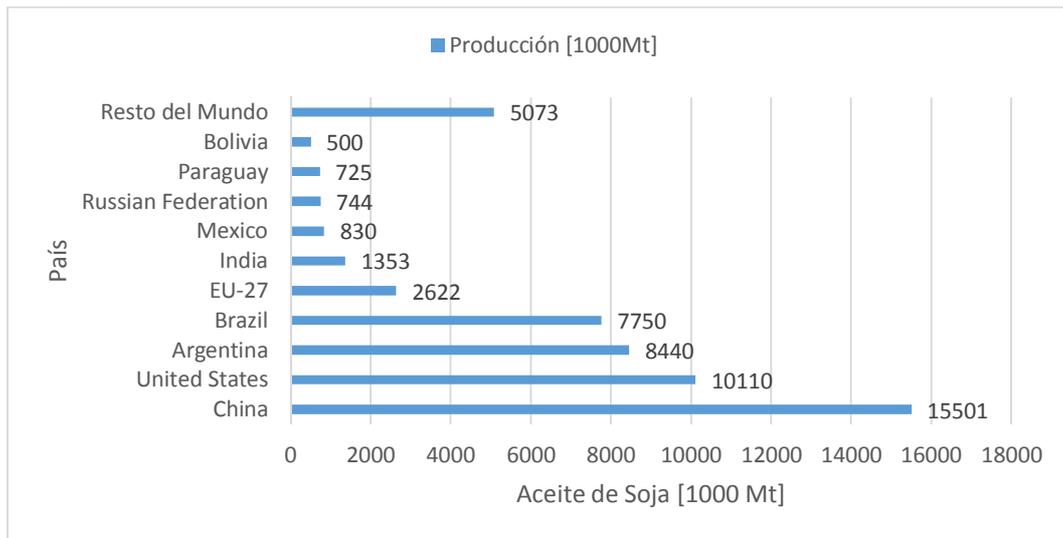


Figura 3.39: Producción por país de aceite de soja en el año 2016.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Index Mundi.

3.2.1.3.2 MERCADO NACIONAL DE ACEITE CRUDO DE SOJA

A medida que transcurrieron los años, la capacidad de molienda diaria creció en cantidad y tecnología para transformar al país en uno de los principales productores de aceite de soja a nivel mundial. A continuación se presenta la evolución de la capacidad diaria con datos tomados de la Cámara de la Industria Aceitera de la República Argentina (CIARA), donde se ve el crecimiento escalonado de la capacidad de molienda diaria.

Tabla 3.47: Ecuación de la capacidad diaria de molienda.

Año	Capacidad de molienda diaria	Año	Capacidad de molienda diaria
2003	97.471,00	2010	172.166,00
2004	108.313,00	2011	174.206,00
2005	132.068,00	2012	176.306,00
2006	149.318,00	2013	196.306,00
2007	149.318,00	2014	193.956,00
2008	152.071,00	2015	206.971,00
2009	167.203,00	2016	207.000,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de CIARA.

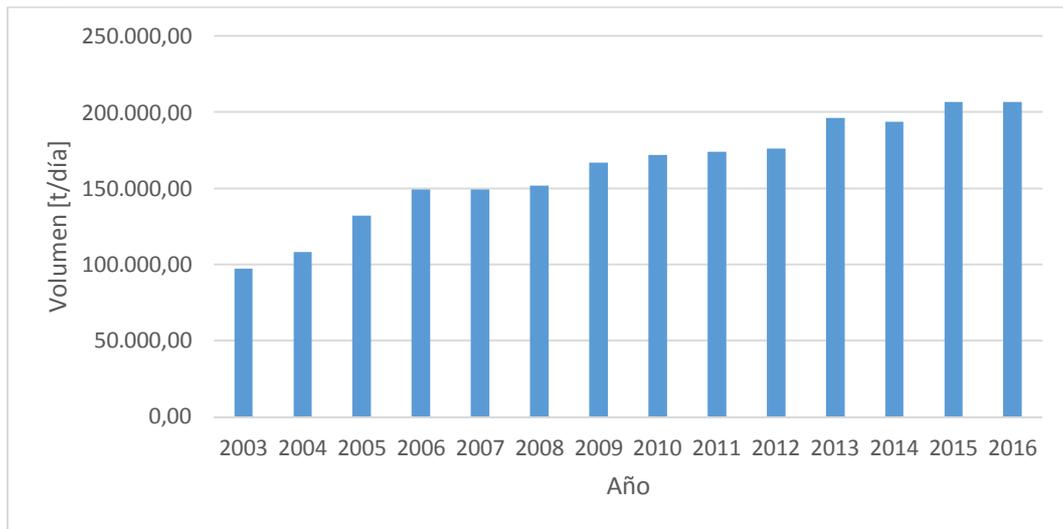


Figura 3.40: Evolución de la capacidad instalada y producción de aceite de soja.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de CIARA.

Este crecimiento, tanto en cantidad como en tecnología de la molturación de soja para la obtención de aceite, generó las condiciones para el comienzo de la producción de biodiesel sin dejar de colocar aceite en el mercado externo e interno. A continuación se presenta la evolución de la producción de aceite de soja y los diferentes destinos de la misma.

Tabla 3.48: Producción y destino del aceite de soja

Año	Producción [t]	Destino [t]		
		Biodiesel	Exportación	Otros usos
2004	4.569.718,00	0,00	4.191.396,50	378.321,50
2005	5.395.724,00	0,00	4.638.653,50	757.070,50
2006	6.161.214,00	0,00	5.609.467,20	551.746,80
2007	6.962.675,00	0,00	6.225.037,70	737.637,30
2008	6.024.101,00	750.000,00	4.702.486,30	571.614,70
2009	5.771.812,00	1.230.000,00	4.285.418,80	256.393,20
2010	7.000.075,00	1.870.000,00	4.938.269,00	191.806,00
2011	7.113.681,00	2.500.000,00	4.008.209,10	605.471,90
2012	6.353.360,00	2.530.000,00	3.645.664,60	177.695,40
2013	6.432.942,00	2.050.000,00	4.045.773,50	337.168,50
2014	7.096.392,00	2.660.000,00	3.783.925,00	652.467,00
2015	7.895.905,00	1.860.000,00	5.442.853,90	593.051,10
2016	8.670.493,00	2.440.000,00	5.605.856,00	624.637,00

Fuente: Elaboración propia a partir de Scavage, Index Mundi, CIARA y MINAGRI.

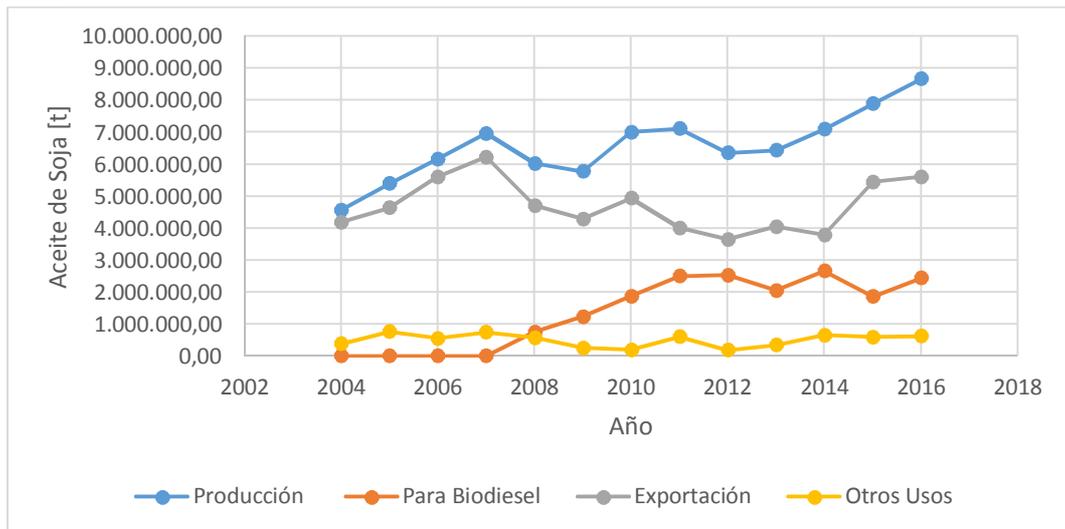


Figura 3.41: Destino de la producción de aceite de soja

Fuente: Elaboración propia a partir de Scavage, Index Mundi, CIARA y MINAGRI.

A partir del 2004, comienza un marcado crecimiento de la producción de aceite de soja como consecuencia de las relaciones comerciales con China, volviéndose este país el principal comprador. Pero en 2009 el país oriental cierra sus puertas al aceite argentino teniéndose que colocar la producción en mercados alternativos a un menor precio. Por otro lado, antes del 2006, la producción de aceite crudo de soja tenía dos destinos, el primero era el de refinación para su ulterior comercialización nacional e internacional, mientras que el segundo era la colocación del producto crudo directamente al exterior. A partir del 2007, se comenzó la producción de biodiesel utilizando como materia prima al aceite de soja, lo que explica la tendencia decreciente de las exportaciones, ya que ahora parte del aceite se deriva a la producción de biocombustible para el corte de gasoil. Por último cabe destacar el crecimiento del destino del aceite de soja al mercado del biodiesel, lográndose el pico de colocación en el año 2012, mientras que el destino a otras aplicaciones o industrias se ha mantenido invariable y sin lograr jerarquía.

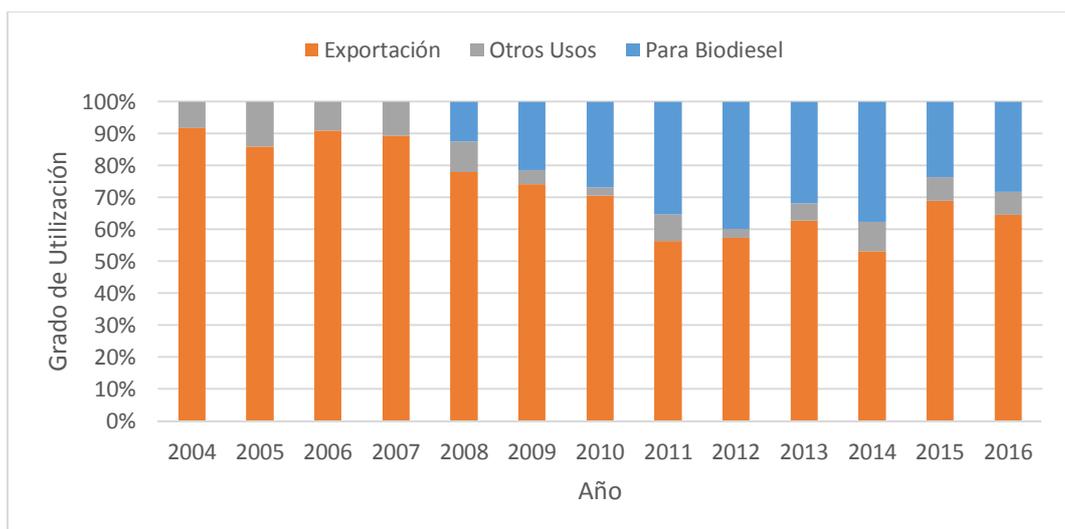


Figura 3.42: Destino de producción.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de CIARA y DIMEAGRO.

3.2.1.3.3 MERCADO NACIONAL DE BIODIESEL

3.2.1.3.3.1 CAPACIDAD INSTALADA

Desde la sanción de la ley 26.093 en mayo del año 2006, la capacidad instalada de producción de biodiesel creció de manera sostenida hasta llegar hasta 5.400.000t anuales. A continuación se presenta la evolución de la capacidad instalada y las empresas que participan en el mercado

Tabla 3.49: Evolución de la capacidad instalada de producción de biodiesel.

Año	Capacidad instalada [t/año]
2006	130.000,00
2007	636.363,64
2008	1.500.000,00
2009	2.300.000,00
2010	2.800.000,00
2011	3.300.000,00
2012	4.000.000,00
2013	4.550.000,00
2014	5.200.000,00
2015	5.200.000,00
2016	5.400.000,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM y CARBIO.

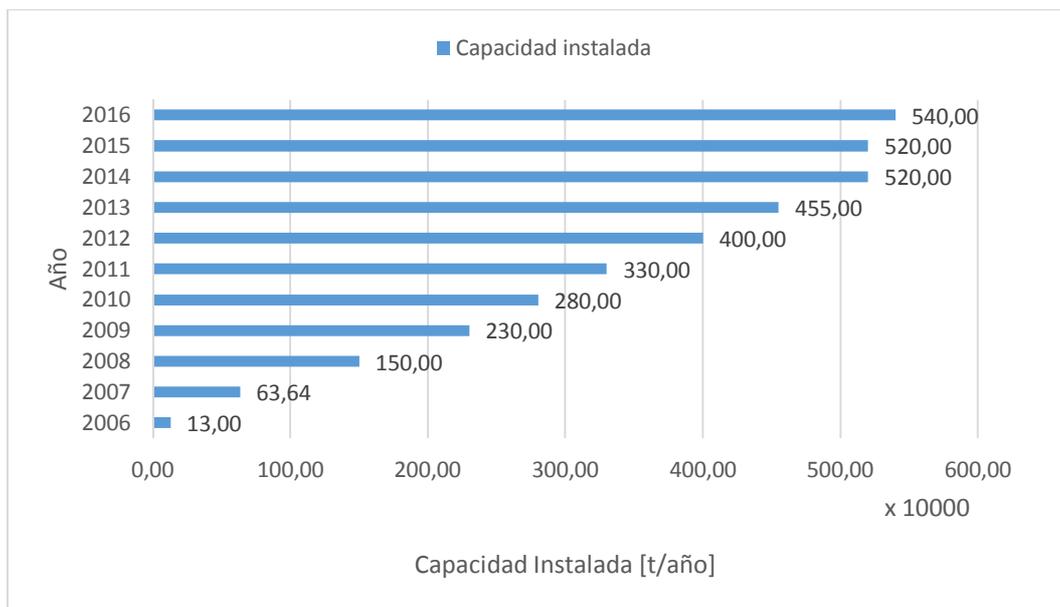


Figura 3.43: Evolución de la capacidad instalada de producción de biodiesel.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM y CARBIO.

En el sector las empresas se dividen según su capacidad de producción en pequeñas, medianas y grandes. Estas últimas a su vez se dividen en dos sub categorías teniendo en cuenta el grado de integración, es decir, la capacidad de producir internamente el aceite de soja para su posterior transformación, teniéndose así a las empresas grandes integradas y las grandes no integradas.



Tabla 3.50: Listado de Empresas Grandes Integradas.

Empresas	Localidad	Provincia	Capacidad instalada [t/año]
CARGILL S.A.C.I.	Villa Gobernador Gálvez	Santa Fe	240.000
L.D.C. Argentina S.A.	Gral. Lagos	Santa Fe	610.000
Molinos Río de la Plata S.A.	Rosario	Santa Fe	145.000
Noble Argentina S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	250.000
Renova S.A.	Timbúes	Santa Fe	500.000
T 6 Industrial S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	480.000
Vicentín S.A.I.C	Avellaneda	Santa Fe	180.000
Viluco S.A.	Frías	Santiago del Estero	200.000

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM y CARBIO.

Tabla 3.51: Listado de Empresas Grandes No Integradas.

Empresa	Localidad	Provincia	Capacidad instalada [t/año]
Explora S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	120.000
Patagonia Bioenergía S.A.	San Lorenzo	Santa Fe	500.000
UNITEC - BIO S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	240.000

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM y CARBIO.

Tabla 3.52: Listado de Empresas Medianas.

Empresa	Localidad	Provincia	Capacidad instalada [t/año]
Advanced Organic Materials S.A.	Parque Ind. Pilar	Buenos Aires	48.000
Agrupación de Colaboración San Antonio	Quilmes Oeste	Buenos Aires	50.000
Aripar Cereales S.A.	Daireaux	Buenos Aires	50.000
Bio Madero S.A.	Villa Madero	Buenos Aires	56.000
Bio Nogoya S.A.	Nogoyá	Entre Ríos	50.000
Bio Ramallo S.A.	Ramallo	Buenos Aires	50.000
Biobahia S.A.	Bahía Blanca	Buenos Aires	50.000
Biobin S.A.	Junín	Buenos Aires	50.000
Cremer y Asociados S.A.	Rosario	Santa Fe	50.000
Diaser S.A.	Parque Ind. San Luis	San Luis	96.000
Diferoil S.A.	General Alvear	Santa Fe	38.400
Energía Renovable S.A. (ENRESA)	Piamonte	Santa Fe	51.600
Establecimiento El Albardón S.A.	Puerto Gral. San Martín	Santa Fe	100.000
Latín Bio S.A.	Arroyo Seco	Santa Fe	50.000
Maikop S.A.	Cutral Co	Neuquén	50.000
Pampa Bio S.A.	General Pico	La Pampa	50.000
Rosario Bioenergy S.A.	Roldán	Santa Fe	50.000

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM y CARBIO.

Tabla 3.53: Listado de Empresas Pequeñas.

Empresa	Localidad	Provincia	Capacidad instalada [t/año]
Agro M y G S.A.	Saladillo	Buenos Aires	9.600
BH Biocombustibles S.R.L.	Calchaquí	Santa Fe	10.800
Colalao del Valle S.A.	Los Polvorines	Buenos Aires	18.000
Doble L Bioenergías S.A.	Esperanza	Santa Fe	10.800
Energías Renovables Argentinas S.R.L.	Santa Fe	Santa Fe	21.600
Hector A. Bolzan y Cía. S.R.L.	Aldea María Luisa	Entre Ríos	10.800
New Fuel S.A.	Villaguay	Entre Ríos	14.289
Soyenergy S.A.	Villa Astolfi	Buenos Aires	18.000

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM y CARBIO.

Por último, se analiza la distribución geográfica de las empresas, encontrándose que el 81% de la capacidad instalada de biodiesel se encuentra erradicada en la provincia de Santa Fe.

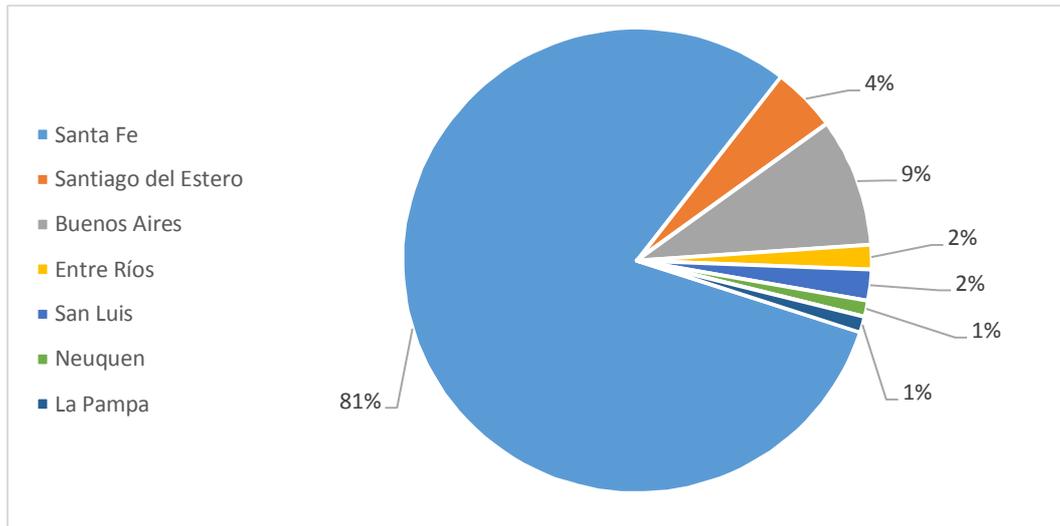


Figura 3.44: Distribución geográfica de la capacidad instalada de producción de biodiesel.

Fuente: Elaboración Propia.

3.2.1.3.3.2 PRODUCCIÓN Y VENTA DE BIODIESEL

A continuación se presenta la evolución de volúmenes de producción y ventas de biodiesel, segregando a estas últimas según sean al mercado nacional o internacional.

Tabla 3.54: Producción y Destino de Biodiesel.

Año	Producción [t/año]	Ventas al corte [t/año]	Otras Ventas mercado interno [t/año]	Exportaciones [t/año]
2008	711.864,00	0,00	265,00	680.219,00
2009	1.179.103,00	0,00	426,00	1.142.283,00
2010	1.820.385,00	503.325,00	5.241,00	1.342.318,00
2011	2.429.964,00	739.486,00	9.256,00	1.649.352,00
2012	2.456.578,00	824.394,00	50.400,00	1.543.094,00
2013	1.997.809,00	884.358,00	618,00	1.149.259,00
2014	2.584.290,00	969.456,00	685,00	1.602.695,00
2015	1.810.659,00	1.012.958,00	1.403,00	788.226,00
2016	2.659.274,76	1.031.179,74	3.068,52	1.626.264,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

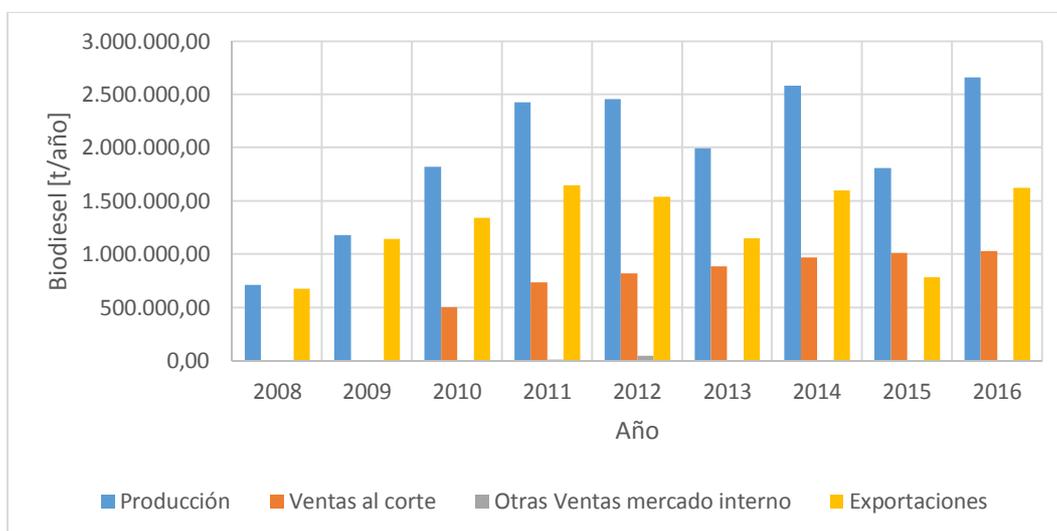


Figura 3.45: Evolución de Producción y Ventas de Biodiesel

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM.

Como se muestra en la figura anterior, la producción de biodiesel está fuertemente influida por las exportaciones, ya que en aquellos años en los que cayeron las mismas, a pesar de tener valores estables de venta al mercado interno, la producción cae y se recupera cuando la exportación mejora. Por último se debe de mencionar que las exportaciones cayeron fundamentalmente por las acusaciones de dumping por parte de la unión europea.

En lo que respecta al mercado interno se muestra la evolución de la participación por parte de las empresas, dividiéndose a las mismas en grandes y Pymes, dentro del mercado interno.

Tabla 3.55: Participación de Empresas en el Mercado Interno

Año	Total Ventas Mercado Interno [t/año]	Grandes [t/año]	Pymes [t/año]
2010	503.325,00	314.345,00	188.980,00
2011	739.486,00	414.078,00	325.408,00
2012	824.394,00	400.116,00	424.278,00
2013	884.358,00	264.281,00	620.077,00
2014	969.456,00	213.929,00	755.527,00
2015	1.012.958,00	222.270,00	790.688,00
2016	1.031.179,74	201.715,00	829.464,74

Fuente: Elaboración Propia a Partir de Datos de MINEM.

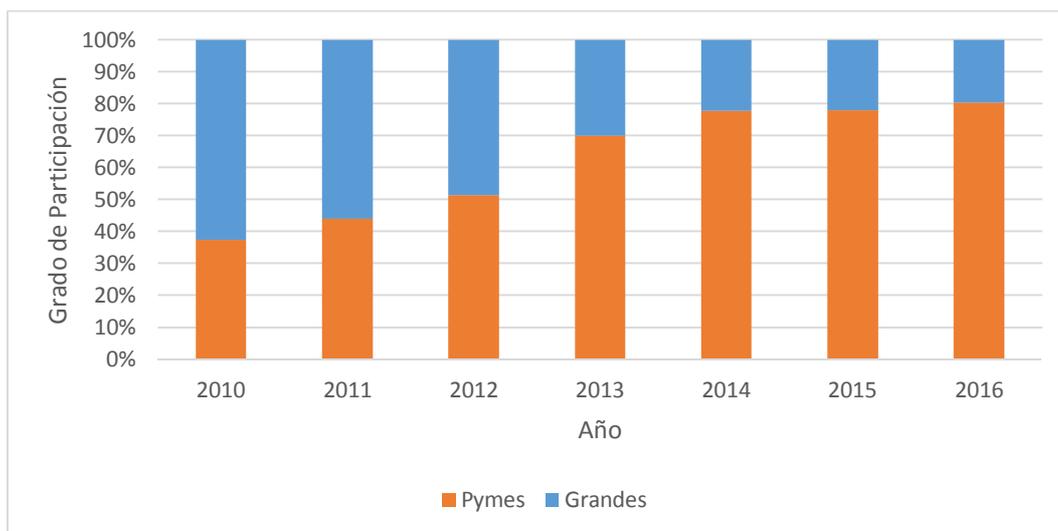


Figura 3.46: Grado de Participación de las Empresas.

Fuente: Elaboración Propia.

Como se puede ver en la figura, a medida que evoluciona el mercado nacional de biodiesel, el mismo fue satisfecho por las Pymes, lo que indica el perfil exportador de las grandes empresas y explica por qué la dependencia de la producción con las exportaciones.

A continuación, se presenta la proyección realizada por FAO-OECD y presentada en su trabajo *Agricultural Outlook 2016-2025*, lo que indica la recuperación del mercado a futuro.

Tabla 3.56: Proyección de la Producción Nacional de Biodiesel.

Año	Proyección FAO-OECD [t/año]	Proyección Fundación INAI [t/año]
2017	2.758.930,00	2.375.000,00
2018	2.928.940,00	2.378.000,00
2019	3.098.850,00	2.380.000,00
2020	3.267.900,00	2.383.000,00
2021	3.332.620,00	2.386.000,00
2022	3.397.400,00	2.386.000,00
2023	3.463.400,00	2.387.000,00
2024	3.530.810,00	2.388.000,00
2025	3.601.070,00	2.388.000,00

Fuente: Elaboración propia a partir de FAO-OECD.

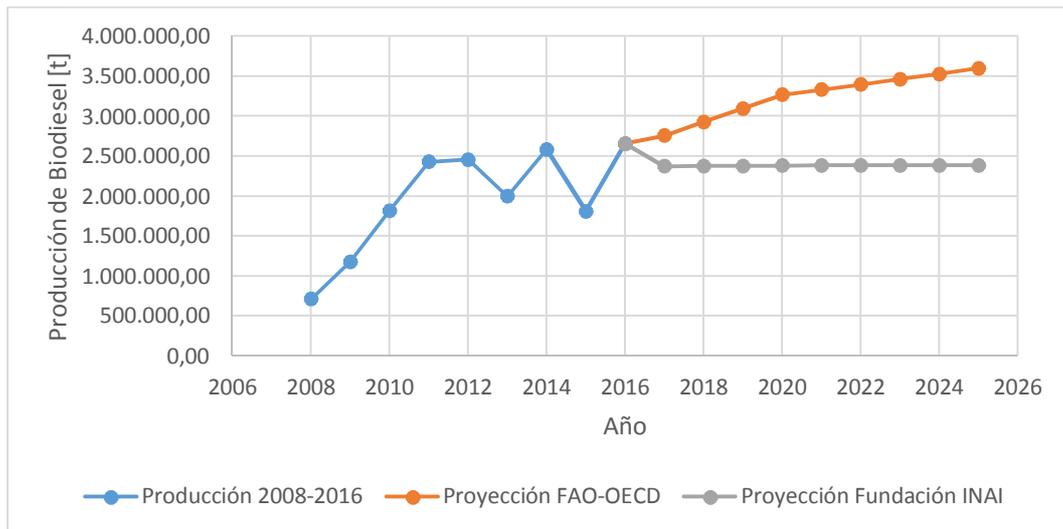


Figura 3.47: Evolución y Proyección de la Producción Nacional de Biodiesel.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM, Fundación INAI y FAO-OECD.

Como se puede apreciar, la proyección internacional marca un crecimiento de la producción, mientras que la nacional tiene en cuenta que mientras no haya nuevas Pymes, no crecerá el mercado interno.

3.2.1.3.3 PRODUCCIÓN DE BODIESEL Y GASOIL

A continuación, se presenta una comparación entre la producción nacional de biodiesel y gasoil, en donde se puede notar que, por un lado, la variación observada en la producción de biodiesel es consecuencia de las variaciones de gasoil, mientras que, por el otro lado, se puede notar que desde el 2008 la producción de gasoil evoluciona en un rango que va desde los 9 a 11 millones de tonelada.

Tabla 3.57: Producción de Biodiesel y Gasoil.

Año	Producción de Gasoil [t/año]	Producción de Biodiesel [t/año]
2008	11.703.310,57	0,00
2009	10.778.481,38	503.325,00
2010	11.640.250,09	739.486,00
2011	10.245.986,66	2.429.964,00
2012	10.153.287,18	2.456.578,00
2013	9.893.615,10	1.997.809,00
2014	9.735.791,20	2.584.290,00
2015	10.309.632,11	1.810.659,00
2016	10.112.756,64	2.659.274,76

Fuente: elaboración a partir de MINEM.

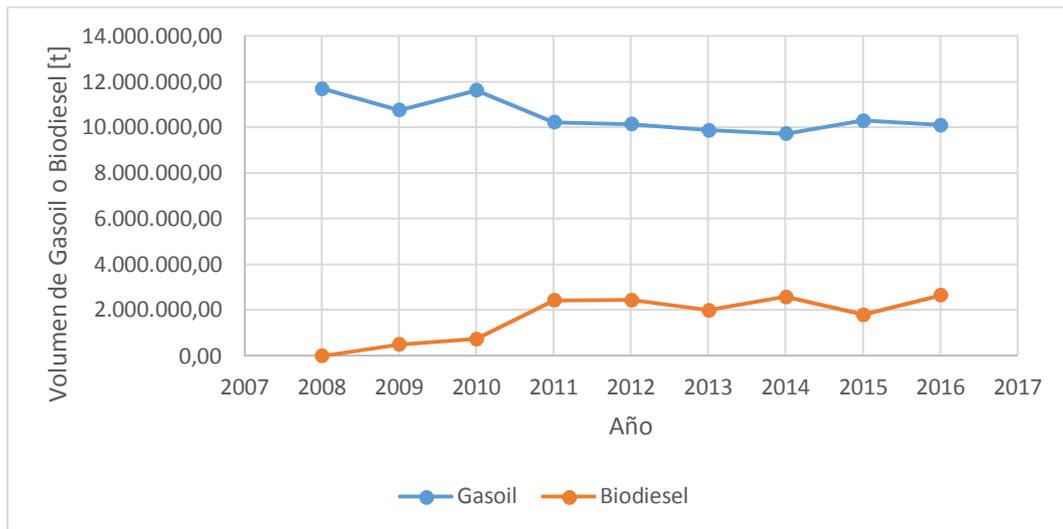


Figura 3.48: Evolución y proyección de la producción nacional de biodiesel.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos MINEM.

3.2.1.3.3.4 PRECIO DE BIODIESEL Y ACEITE DE SOJA

Como se mencionó anteriormente, el país es uno de los principales exportadores de aceite crudo de soja a nivel mundial, por lo que el precio que se paga en los puertos argentinos o precio FOB (free on board) incide en el valor interno que cotiza este producto, este último precio es el conocido como FAS (free along sheep), el cuál nace de descontar los derechos de exportación y los gastos que produce el proceso de exportación.

Por el lado del biodiesel, a nivel nacional, hasta noviembre del año 2012 existía un precio único para el biodiesel, el cual se calculaba como lo expresa la Resolución 7/2010). Pero durante ese mismo año, la Unidad Ejecutiva Interdisciplinaria de Monitoreo intervino el mercado segmentando el precio según las categorías de las empresas, categorías que ya fueron mencionadas en la sección 2.1.3.3.1. Por último en abril del 2014 se cambió nuevamente la fórmula de cálculo del precio quedando de la siguiente manera:

$$CRCTE = CAS + CM + CMO + RCo + RCa \quad \text{Ec. 3.12}$$

Donde:

- CRCTE: Costo de aceite de soja + Costo de metanol + Costo de mano de obra + Resto de costos + Retorno de Capital
- Costo de aceite: precio del aceite crudo de soja publicado por la Dirección de Mercados Agrícolas del Ministerio de Agricultura, multiplicado por un factor que comprende el consumo específico del aceite por tonelada de Biodiesel y el costo de adquisición.
- Costo del metanol: promedio ponderado del precio por tonelada del último mes disponible del metanol utilizado para el mercado interno, multiplicado por el consumo específico de dicho producto por tonelada de Biodiesel
- Costo de mano de obra: valor actualizable en función de los acuerdos paritarios del sector
- Resto de costos: valor actualizable por IPIM
- Retorno de capital: 3% sobre los costos contemplados para cada categoría.
- Queda establecido que cuando la variación mensual de los precios supere un 10 %, el excedente de dicho porcentaje – en valor absoluto – será adicionado a la base sobre la cual se aplicará la variación porcentual que corresponda al mes siguiente.

Tabla 3.58: Parámetros aplicados a la fórmula de cálculo del precio de biodiesel

Categoría	Consumo Especifico de Aceite [t Aceite/t Biodiesel]	Costo de Adquisición [%]	Consumo Especifico de Metanol [t Metanol/t Biodiesel]	Costo de Mano de Obra [\$t Biodiesel]	Resto de Costos [\$t Biodiesel]	Retorno de Capital [%]
Grandes Integradas	1,0300	0,00	0,10	172,25	401,00	3,00
Grandes No Integradas	1,0300	7,80	0,12	265,00	772,10	3,00
Medianas	1,0450	11,90	0,14	278,25	1.195,40	3,00
Pequeñas	1,0500	11,90	0,15	284,88	1.219,80	3,00

Fuente: MINEM.

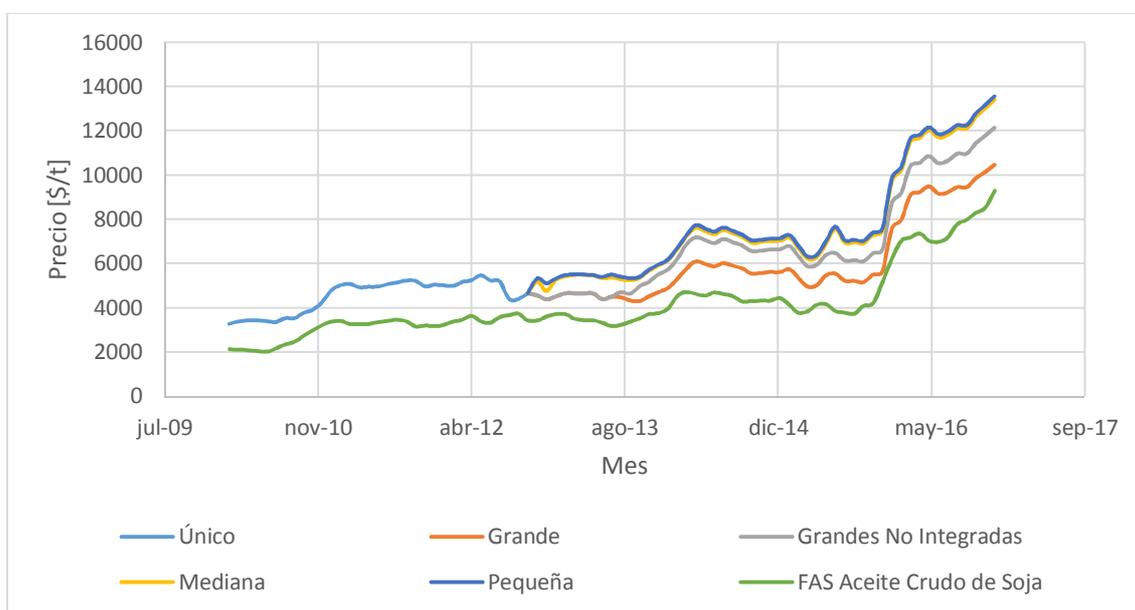


Figura 3.49: Evolución de Precios de Biodiesel y FAS Aceite de Soja.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINAGRI y MINEM.

Al analizar la figura anterior, queda en claro que el aceite de soja es el principal actor a la hora de formar el precio del biodiesel por sobre otras materias primas y diversos costos, ya que el precio del biodiesel evoluciona con un ritmo similar al del aceite.

En la sección 2.1.3.3.2 se mencionó, que las empresas grandes integradas y no integradas colocan la mayoría de su producción en el mercado internacional, mientras que las pequeñas y medianas empresas, lo colocan en el mercado interno. Es por esto que primero se presentará la evolución y relación entre los precios FOB del biodiesel y del aceite de soja, para analizar como diversas situaciones externas e internas afectan al sector de las grandes empresas y luego la relación entre el precio del gasoil y el precio de biodiesel, para analizar lo que sucede en el mercado interno.

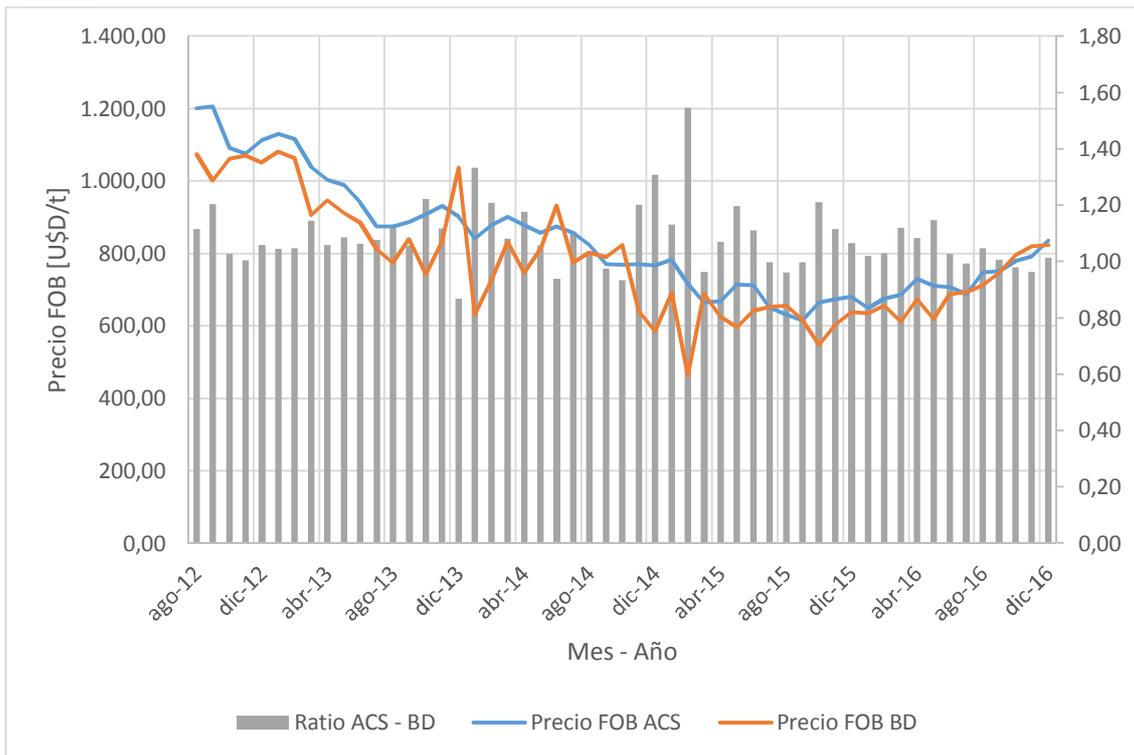


Figura 3.50: Relación entre el precio FOB del biodiesel y aceite crudo de soja.

Nota: BD (Biodiesel), ACS (Aceite crudo de soja).

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINAGRI y MINEM.

Lo primero que se desprende de la figura anterior es el descenso de ambos precios como consecuencia del cierre de las exportaciones de biodiesel a Europa por las acusaciones de dumping, esto tuvo como consecuencia por un lado la obligación de colocar el biodiesel ya producido a precios de remate en otros continentes como África, por el otro lado, la merma de producción tuvo como consecuencia un excedente de aceite de soja que, al igual que sucedió con el biodiesel, se tuvo que vender a precio de remate, precio que siguió disminuyendo además por la caída internacional del precio del este aceite. Finalmente, se puede notar también que la relación entre aceite crudo de soja y biodiesel promedio valores por encima de la unidad, por lo que para el sector oleaginoso en muchas ocasiones fue más rentable exportar el aceite crudo y no producir biodiesel. Este combo de realidades ha golpeado fuertemente al sector, haciendo que muchas empresas grandes integradas y no integradas operen con un alto grado de capacidad ociosa.

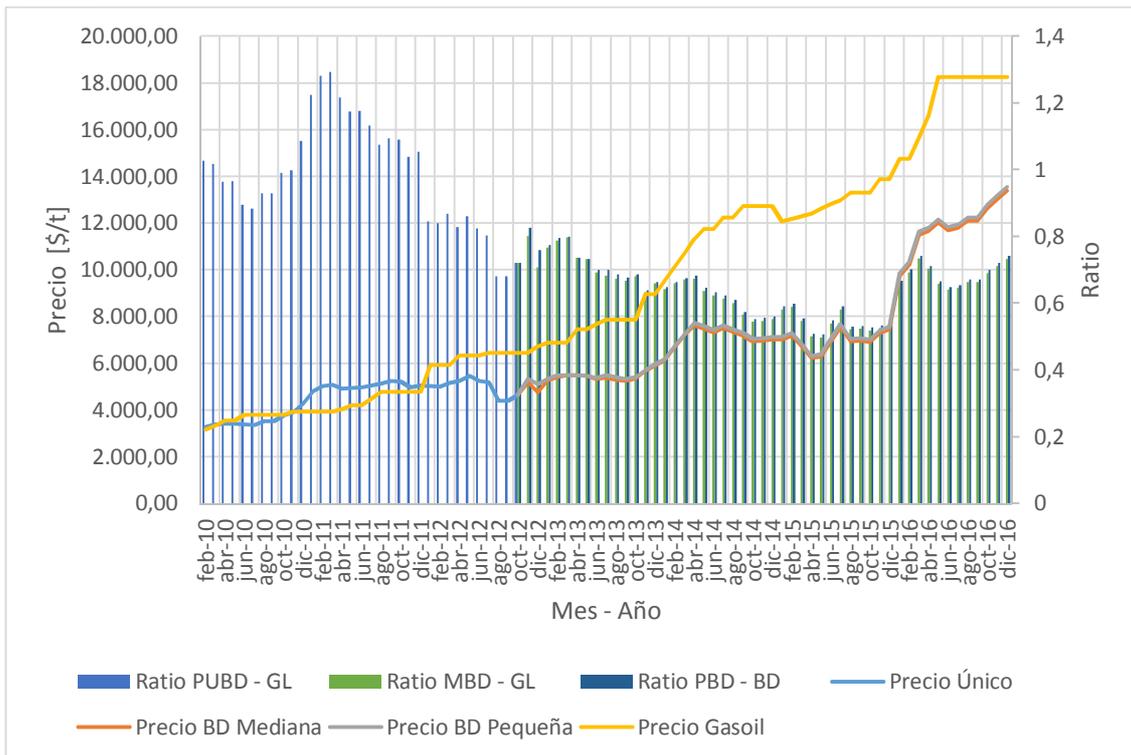


Figura 3.51: Evolución y relación de Precios de Biodiesel y Gasoil.

Nota: BD (Biodiesel), Goil (Gasoil), ME (Mediana empresa), PE (Pequeña empresa).

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINEM y CECHA.

Para el caso de las Pymes, a medida que transcurrió el tiempo aumentó la brecha entre el precio del gasoil y el correspondiente al biodiesel, debido a que creció el precio del gasoil pero disminuyó el del biodiesel, esta baja en la relación entre los combustibles tiene como consecuencia la pérdida de rentabilidad de las empresas. Esta situación, sumada a lo mencionado en el párrafo anterior y teniendo en cuenta la suba de diversos costos de transformación, forman un panorama complicado para las Pymes a pesar de la elevación del corte obligatorio al 10% según lo promulgado por la resolución 1125/2013.

3.2.1.4 EVOLUCIÓN DE LA UTILIZACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ DE DESTILERÍA EN ESTADOS UNIDOS.

En contraste de lo que sucede en el país, en los Estados Unidos, desde el año 2009 se utiliza aceite de maíz de destilería como sustituto del aceite de soja como materia prima para la producción de biodiesel, pero este no es el único. A continuación se presenta la evolución anual de los distintos aceites vegetales utilizados para la producción de biodiesel y una gráfica donde se puede ver la evolución mensual de estos productos.

Tala 3.59: Evolución de la utilización de aceites vegetales para la producción de biodiesel.

Año	Aceite de Canola [t]	Aceite de maíz [t]	Aceite de algodón [t]	Aceite de palma [t]	Aceite de soja [t]	Otros [t]
2009	14.929,67	3.359,18	0,00	0,00	61.491,57	0,00
2010	7.713,66	3.483,59	0,00	0,00	35.489,07	0,00
2011	26.344,64	9.486,56	0,00	0,00	129.172,74	0,00
2012	24.571,75	20.061,74	0,00	0,00	125.751,36	0,00
2013	20.092,85	33.156,31	0,00	33.020,43	171.317,95	0,00
2014	32.528,64	30.182,19	0,00	0,00	149.361,07	14.018,96
2015	23.171,47	32.866,42	0,00	455,35	152.672,35	0,00
2016	35.161,55	40.632,96	0,00	0,00	189.590,31	0,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de U.S. EIA.

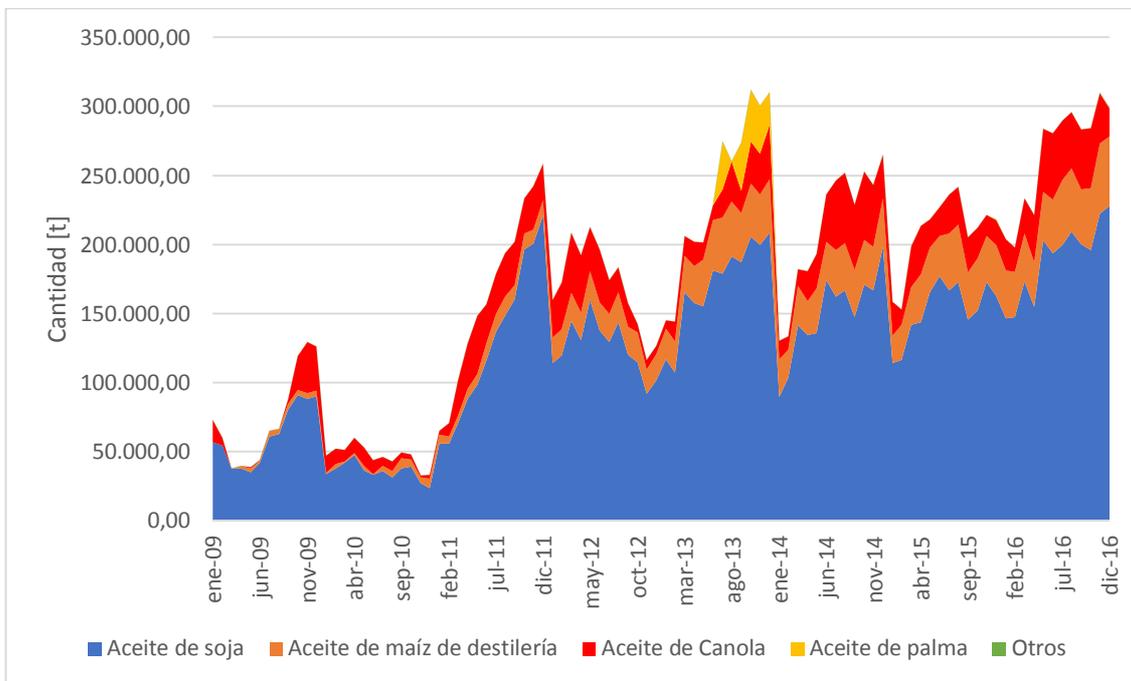


Figura 3.52: Evolución de la utilización de aceites vegetales distintos al aceite de soja para la producción de biodiesel.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de U.S. EIA.

Como se puede ver en la figura, el aceite de soja es la principal materia prima utilizada para la producción de biodiesel, pero también se puede notar como a medida que transcurrió el tiempo, el aceite de canola perdió terreno frente al aceite de maíz de destilería. Otro hecho es que el aumento del consumo del aceite de maíz de destilería para la producción de biodiesel no fue como consecuencia de un reemplazo del aceite de canola, sino producto de reemplazar aceite de soja. A continuación se muestra la evolución del grado de uso del aceite de maíz de destilería y el de aceite de canola

Tabla 3.60: Comparación de Grado de Utilización de Aceite de Maíz de Destilería y Aceite de Canola.

Año	Aceite de maíz de destilería [%]	Aceite de canola [%]
2009	4,21	18,71
2010	7,46	16,52
2011	5,75	15,97
2012	11,77	14,42
2013	12,87	7,80
2014	13,35	14,39
2015	15,71	11,08
2016	15,31	13,25

Fuente: Elaboración propia.

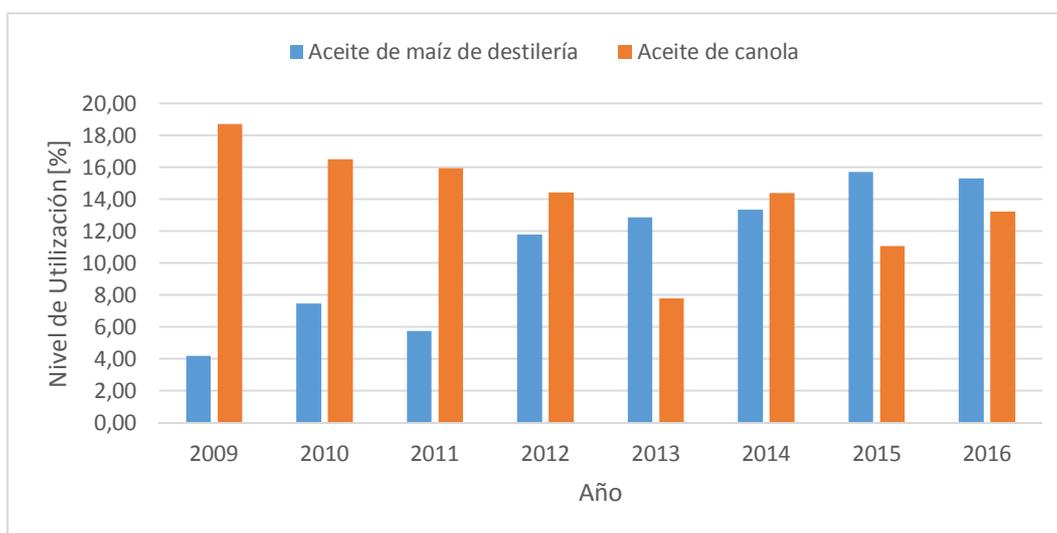


Figura 3.53: Comparación de Grado de Utilización de Aceite de Maíz de Destilería y Aceite de Canola.

Fuente: Elaboración propia.

Para poder entender este fenómeno, se analizara la relación entre los precios de aceite crudo de soja y aceite de maíz de destilería.

Tabla 3.61: Precio de aceite crudo de soja, aceite de maíz de destilería y diferencia entre ellos.

Año	Aceite de Soja [USD/t]	Aceite de maíz de destilería [USD/t]	Diferencia [%]
2008	1.327,92	735,00	44,65
2009	884,32	453,25	48,75
2010	1.044,79	629,16	39,78
2011	1.447,45	1.035,37	28,47
2012	1.366,94	830,03	39,28
2013	1.205,07	749,18	37,83
2014	986,87	689,01	30,18
2015	809,17	590,85	26,98
2016	846,19	633,40	25,15

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA.

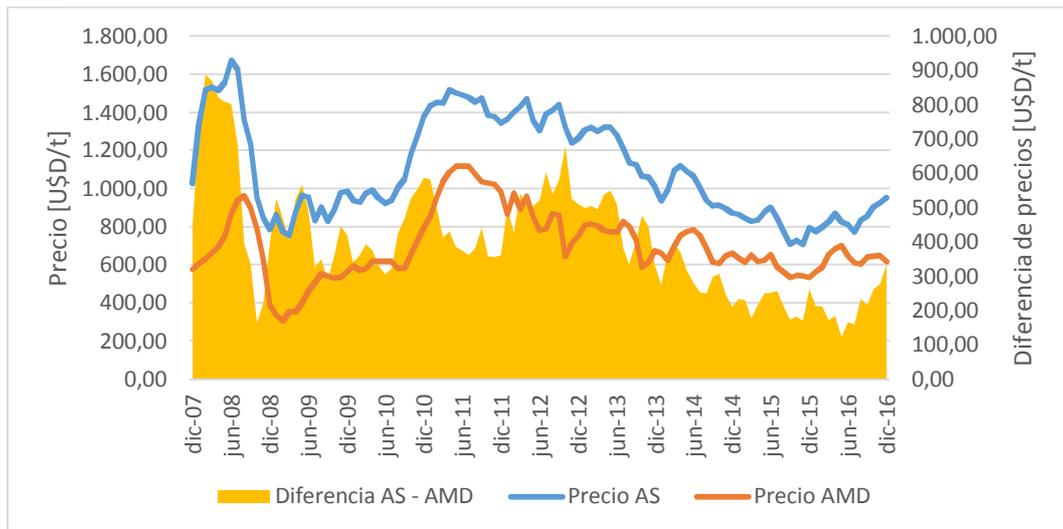


Figura 3.54: Evolución mensual del precio de aceite crudo de soja y del aceite de maíz de destilería junto a la diferencia entre ellos.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA .

Como puede verse en la figura el aceite de maíz de destilería posee un precio menor que el de aceite de soja. También se puede notar como los mismos se han ido acercando debido a que si bien, tienen un comportamiento similar.

3.2.1.5 PRECIO DE ACEITE DE MAÍZ DE DESTILERÍA EN ARGENTINA

En el país no existen datos sobre el precio del aceite de maíz de destilería debido a la juventud del producto, pero se procederá a calcularla teniendo en cuenta los siguientes hechos:

En el país no existen datos sobre el precio del aceite de maíz de destilería debido a la juventud del producto, pero se procederá a calcularla teniendo en cuenta los siguientes hechos:

- Los precios del aceite de maíz de destilería y de soja en Estados Unidos poseen un comportamiento similar a lo largo del tiempo.
- El aceite de soja es un commodity mundial, por lo que se puede esperar un comportamiento similar del precio a lo largo del tiempo tanto en Argentina como en Estados Unidos.

De esta manera, el precio del aceite de maíz de destilería nacional se calculará como el producto entre el precio FAS del aceite de soja nacional y la relación o ratio que nace de dividir el precio del aceite de maíz de destilería con el precio del aceite de soja publicada en Estados Unidos.

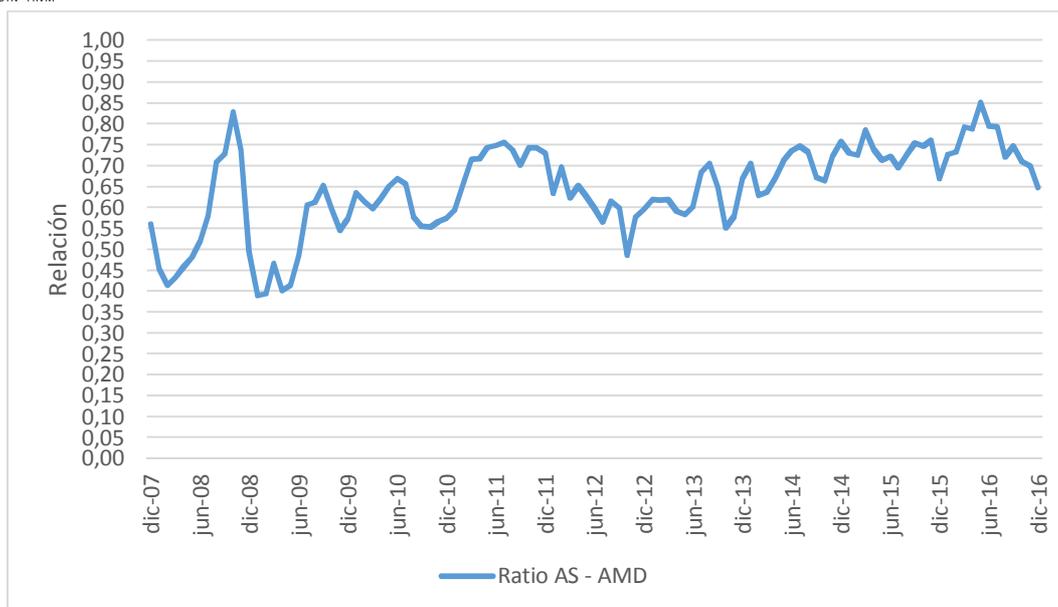


Figura 3.55: Relación Mensual entre cotizaciones de Aceite de Maíz de Destilería y Aceite Crudo de Soja en Estados Unidos.

Nota: AS (Aceite de Soja), AMD (Aceite de Maíz de Destilería).

Fuente: Elaboración Propia a Partir de Datos de USDA.

Tabla 3.62: precios promedio anual FAS teórico de aceite crudo de soja y precio promedio anual calculado de aceite de maíz de destilería.

Año	Precio promedio anual FAS teórico de ACS [\$/t]	Precio promedio anual teórico AMD [\$/t]
2010	2.371,72	1.426,01
2011	3.313,05	2.368,58
2012	3.473,70	2.105,28
2013	3.479,71	2.161,96
2014	4.367,70	3.056,69
2015	4.109,16	2.997,20
2016	7.570,16	5.654,14

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINAGRI y USDA.

Nota: ACS (aceite crudo de soja), AMD (aceite de maiz de destilería)

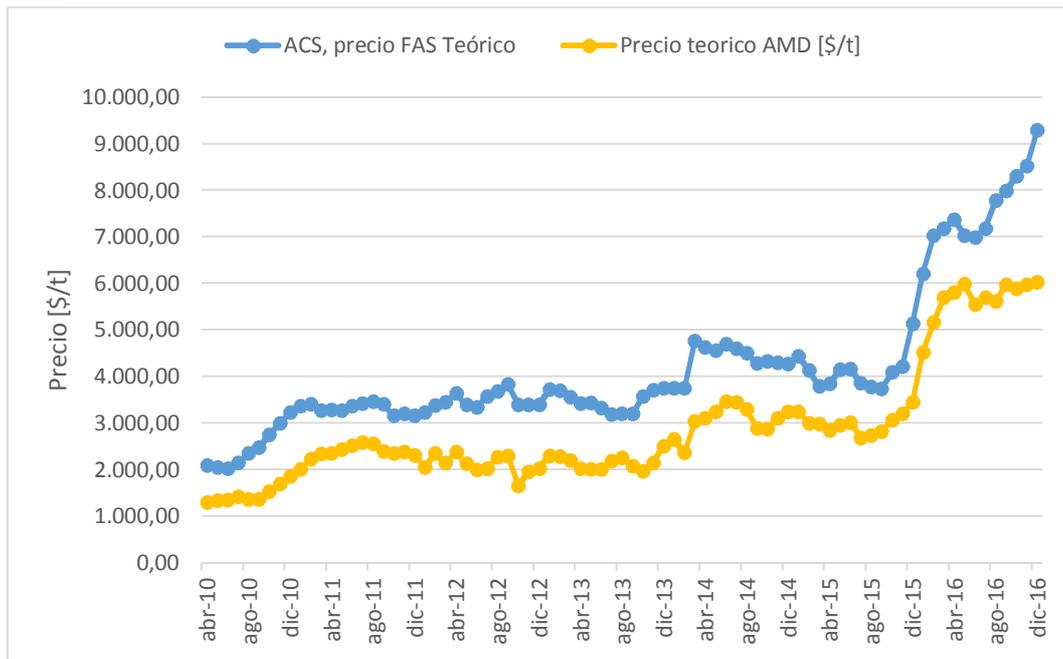


Figura 3.56: Evolución mensual del precio FAS teórico de aceite crudo de soja y precio mensual calculado de aceite de maíz de destilería.

Nota: ACS (aceite crudo de soja), AMD (aceite de maíz de destilería)

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINAGRI y USDA.

Por último, se analizan las proyecciones encontradas en la página del Banco Mundial para distintos commodities. Allí se puede ver la tendencia alcista de este producto, por lo que, teniendo en cuenta que el aceite de maíz de destilería se comporta de manera similar, se espera en el futuro un aumento del mismo.

Tabla 3.63: Proyección de Precio Mundial de Aceite Crudo de Soja

Año	Precio Mundial de Aceite Crudo de Soja [USD/t]
2017	853,00
2018	870,00
2019	888,00
2020	906,00
2021	924,00
2022	942,00
2023	961,00
2024	980,00
2025	1.000,00

Fuente: Banco Mundial.

Por último, se analiza la variación mensual de precios del aceite de maíz de destilería, lo cual se muestra en la figura a continuación.

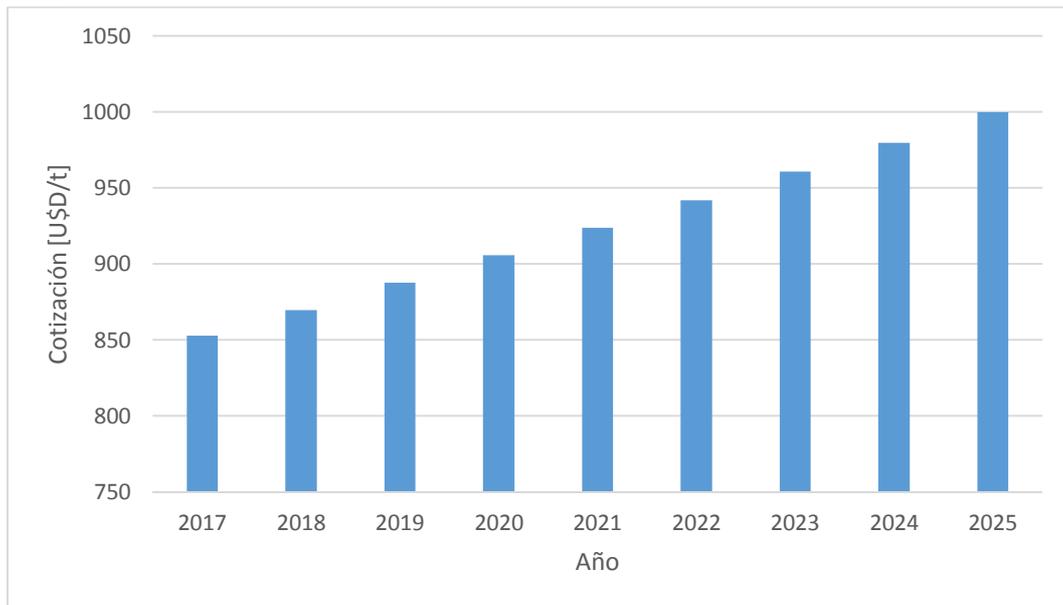


Figura 3.57: Proyección de la evolución de la cotización de aceite crudo de soja.

Fuente: Banco Mundial.

Como se puede notar en la misma se proyecta una tendencia alcista de la cotización de aceite crudo de soja a nivel mundial.

3.2.1.6 OFERTA Y DEMANDA

Para realizar el análisis conjunto de la oferta y demanda de aceite de soja, se tomará como primera aquella que tiene que ver con la producción de aceite de soja destinada a la producción de biodiesel, mientras que la demanda será aquella correspondiente a la capacidad instalada de producción de biodiesel de las Pymes (Pequeñas y Medianas Empresas), ya que estas se encargan fundamentalmente de abastecer al mercado interno.

Tabla 3.64: Oferta y Demanda Nacional de Aceite de Soja.

Año	Aceite de Soja para Biodiesel [t]	Capacidad Instalada Pymes Biodiesel [t]
2007	0,00	1.053.889,00
2008	750.000,00	1.053.889,00
2009	1.230.000,00	1.053.889,00
2010	1.870.000,00	1.053.889,00
2011	2.500.000,00	1.053.889,00
2012	2.530.000,00	1.053.889,00
2013	2.050.000,00	1.053.889,00
2014	2.660.000,00	1.053.889,00
2015	1.860.000,00	1.053.889,00
2016	2.440.000,00	1.053.889,00

Fuente: Elaboración propia.

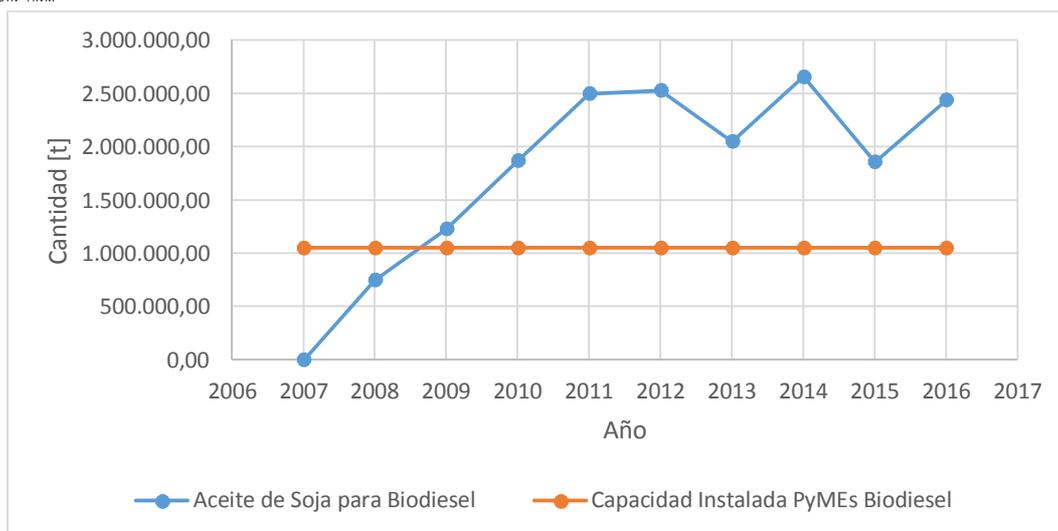


Figura 3.58: evolución de la oferta y demanda nacional de aceite de soja.

Fuente: Elaboración propia.

Como puede verse, la oferta es superior a la demanda, por lo que se está en presencia de un mercado satisfecho. A continuación se analiza la evolución de los precios promedios anuales de las principales materias primas utilizadas en la producción de biodiesel (aceite de soja y metanol), junto al precio promedio que pagan las Pymes por este producto.

Tabla 3.65: Comparación de Costos y Precio de venta de biodiesel para Pymes.

Año	Precio Biodiesel [\$/t]	Precio FAS Aceite Crudo de Soja [\$/t]	Precio Metanol [\$/t]
2010	3.695,56	2.469,69	748,24
2011	5.039,83	3.312,39	1.181,43
2012	4.961,05	3.489,72	1.569,07
2013	5.475,73	3.494,84	2.548,21
2014	7.171,04	4.456,54	3.446,13
2015	7.014,44	4.109,16	3.772,54
2016	11.902,86	7.570,16	4.143,74

Fuente: Elaboración propia a partir de MINAGRI, Scavage y MINEM.

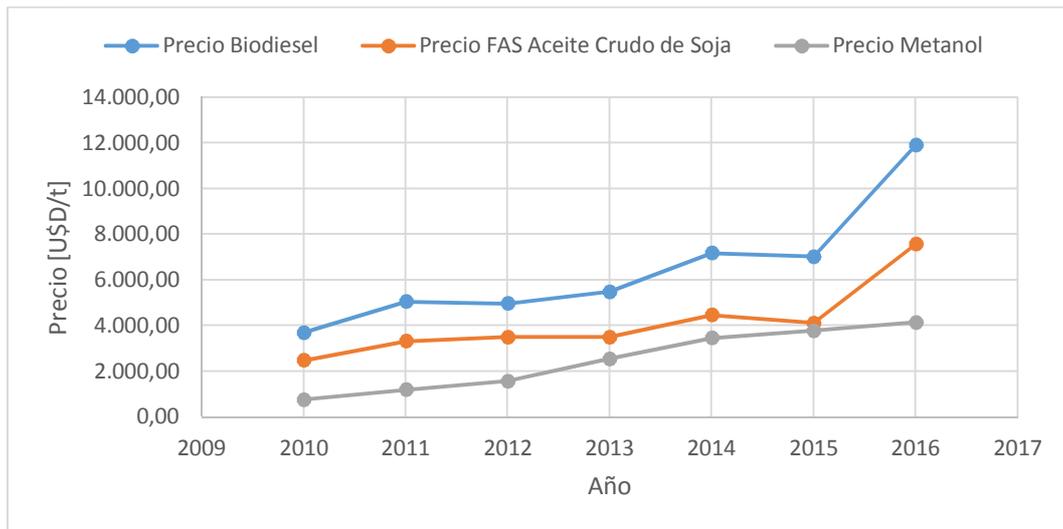


Figura 3.59: Evolución de los precios de venta de biodiesel para Pymes, FAS aceite de soja y metanol.

Fuente: Elaboración propia a partir de MINAGRI, Scavage y MINEM.

Como se desprende de la figura, tanto el precio de venta como de costos de las materias primas fue aumentando con el paso del tiempo, sin embargo, se puede ver que los costos por momentos pasan al precio de venta, situación que se puede ver mejor en la siguiente figura.

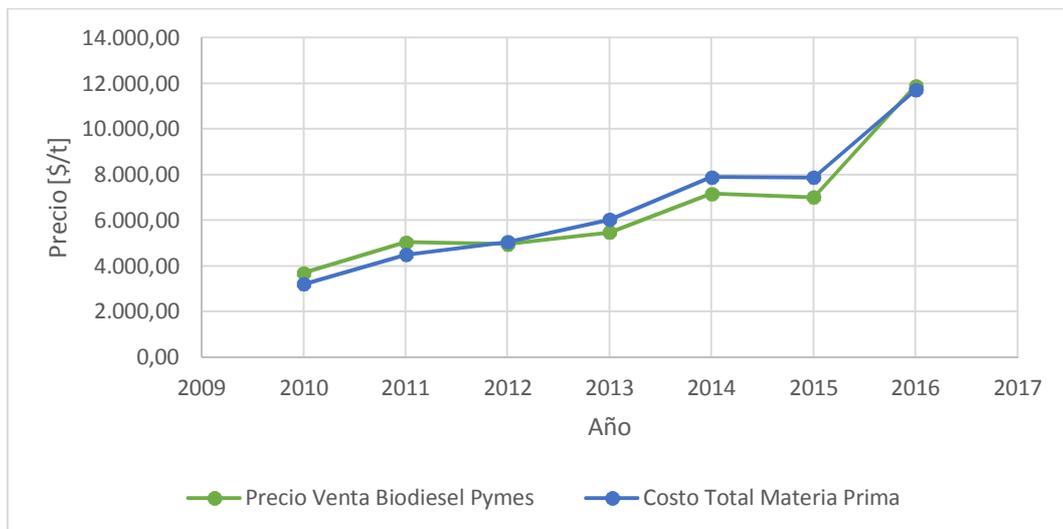


Figura 3.60: Evolución de los precios de venta de biodiesel para Pymes, FAS aceite de soja y metanol.

Fuente: Elaboración propia a partir de MINAGRI, Scavage y MINEM.

En este contexto, el aceite de maíz de destilería se convierte en una opción para aumentar los márgenes de las empresas productoras de biodiesel. Para tener una verdadera dimensión del impacto de la sustitución de aceite de maíz de destilería por aceite de soja, se analizará los cambios en la estructura de costo tomando como ejemplo la mostrada en el trabajo “Análisis descriptivo-comparativo en términos ecológicos, económicos y de sustentabilidad, de biocombustibles de uso automotor en Argentina respecto de los petrocombustibles de similar aplicación” (Holzer 2013). Para ello, se debe observar que el precio del aceite de soja que aparece en la figura 3.61, corresponde al de noviembre del 2013, pero, para el aceite de maíz de destilería no se



contemplara el correspondiente a ese mes, sino que se calculara teniendo en cuenta un contexto desfavorable en donde la relación entre los precios tenga el valor registrado más alto durante el periodo 2010-2016, valor que es igual a 0.95. De esta manera el precio del aceite de maíz de destilería para el análisis nace del producto entre el valor del aceite de soja para noviembre del año 2013 y al mayor registro de la relación de precios de aceite de maíz de destilería y aceite de soja. Por último se debe mencionar que para realizar el análisis, las demás cuentas y apreciaciones que se observan en la figura 3.61 se mantiene contantes para asegurar que el cambio en la estructura de costos es sólo consecuencia del cambio del aceite de soja por el de aceite de maíz de destilería. A continuación se resumen los resultados encontrados.



RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

	Coefficientes	En U\$S
Costo Planta (capacidad 50.000 tn/año)		12.000.000
Capital de Trabajo		5.184.000
Total		17.184.000
Financiación	40%	8.873.600
Costo Financiero	12%	824.832
Producción Anual Efectiva (% de Capacidad Teórica)	90%	45.000
Concepto		
		% sobre total
Precio FOB aceite crudo soja U\$S/tn	930,0	
Derechos de exportación %	32%	
Impuestos Mercado Interno sobre FAS	0,0%	
Precio interno aceite crudo soja U\$S/tn	832	
Flete (1) +Gastos de transacción Compra de Aceite	25,8	
Precio aceite puesto en Pta. Biodiesel U\$S/tn	858	
Merma de aceite en la producción de biodiesel (6%)	1,08	
Precio aceite (c/merma y flete)/tn	698	78,3%
Precio Metanol U\$S/tn	500,0	
Metanol/ tn Biodiesel (125kg)	0,125	
Costo Metanol U\$S/tn Biodiesel	83	7,0%
Otros insumos U\$S/tn Biodiesel (2)	15	1,7%
Costo Total Insumos U\$S/tn Biodiesel	78	
Mano de Obra U\$S/tn Biodiesel (3)	40	4,5%
Carga Fabril c/amortizaciones (U\$S/tn Biodiesel) (4)	30,0	3,4%
COSTO DE PRODUCCION DE BIODIESEL EN PLANTA (U\$S/tn Biod.)	845	94,9%
COSTO DE PRODUCCION DE BIODIESEL EN PLANTA (U\$S/lt Biod.) densidad 0,88	0,744	
Precio Glicerina U\$S/tn	250	
Recupero Glicerina (U\$S/tn Biodiesel) (125 kg/tn de biodiesel)	31	3,5%
COSTO NETO DE PRODUCCION DE BIODIESEL EN PLANTA (U\$S/tn Biod.)	814	91,4%
COSTO NETO PRODUCCION DE BIODIESEL EN PLANTA (U\$S/lt Biod.) densidad 0,88	0,716	
Gastos de Administ./Comercializ. (U\$S/tn Biod.) (5)	24	2,7%
Gastos de financiación (U\$S/tn Biodiesel)	18	2,1%
COSTO TOTAL (U\$S/tn Biodiesel)	856	96,1%
COSTO TOTAL (U\$S/litro Biodiesel)	0,754	
Utilidad (15% sobre el capital invertido)	34	3,9%
COSTO FINAL ANTES IMP. GAN. (U\$S/tn Biod.)	891	3,9%
COSTO FINAL ANTES IMP. GAN. (U\$S/lt Biod.)	0,784	
Costo de Biodiesel en planta \$/lt	6,270	
Margen Refinería (12%)	0,752	
Utilidad de la cadena de distribución (15%)	1,053	
PRECIO FINAL B100 SIN IMPUESTOS (IVA e Impuesto al gasoil) \$/lt	8,076	
PRECIO FINAL B5 SIN IMPUESTOS (IVA e Impuesto al gasoil) \$/lt	0,404	
IVA	1,696	
PRECIO FINAL DE VENTA B100 (BIODIESEL PURO)	9,772	
PRECIO FINAL DE VENTA B5 EN SURTIDOR	0,489	
(1) Promedio de distancia recorrida: 300km		
(2) Incluye: Soda Caustica (50%)/tn; Ácido fosfórico (75-80%) ; Acido Clorhídrico (37%); Metilato de Sodio.		
(3) Fuente AABH		
(4) Incluye: Electricidad; Agua; Vapor, Gas; Reparaciones; Amortizaciones. Fuente AABH		
(5) Fuente AABH		
(6) Valor litro de gas oil 8,50 \$/lt		
	Valor del dólar	8,00

Figura 3.61: Composición del costo de biodiesel en una planta modelo.

Fuente: Análisis descriptivo-comparativo en términos ecológicos, económicos y de sustentabilidad, de biocombustibles de uso automotor en Argentina respecto de los petrocombustibles de similar aplicación (Holzer, 2013).



Tabla 3.66: Comparación del impacto en los costos

Concepto	Valores con aceite de soja	Valores con aceite de maíz de destilería
Precio interno aceite crudo de soja [USD/t]	632,40	600,78
Costo final antes de impuesto a las ganancias [USD/t biodiesel]	890,19	856,67
Costo de Biodiesel en planta [\$/l]	6,27	6,03
Precio final biodiesel puro [\$/l]	9,77	9,45

Fuente: Elaboración propia.

Como se puede ver en la tabla, para el peor de los casos en donde se introduce aceite de maíz de destilería con un valor sólo inferior al 5% respecto al del de aceite de soja, se tiene como consecuencia la reducción en el costo de producción por litro de biodiesel de un 4%, y un en el margen respecto al precio de venta en un 3%. De esta manera queda en claro que, hasta en el peor de los casos, el aceite de maíz de destilería es una opción que permite el aumento de las rentabilidades de las empresas, convirtiendo al mismo en un producto competitivo capaz de penetrar en un mercado dominado por el aceite de soja.

3.2.2 GRANOS SECOS DE DESTILERÍA DESGRASADOS CON SOLUBLES.

3.2.2.1 MERCADO

Los granos secos de destilería desgrasados con solubles son el producto que se obtiene luego de retirar el aproximadamente el 70% del aceite crudo de maíz de los granos de destilería. Su principal aplicación se encuentra en la alimentación a rumiantes destinados a la producción de leche, ya que su menor contenido graso permite una mayor aplicación y elimina los problemas relacionados con el contenido graso de la leche que si posee la burlanda seca o húmeda.

Debido a que los granos desgrasados de destilería con solubles son un producto derivado de la burlanda, tendrá el mismo mercado que esta última. Este mercado ya ha sido presentado en la sección 1.2, por lo que no es necesario volver a realizar dicho análisis para este producto.

3.2.2.2 COMPETITIVIDAD

A continuación se realizará una comparación entre la burlanda seca reducida en grasa y otros productos disponibles en el mercado utilizados en el sector tambero con el objetivo de demostrar las posibilidades que posee este producto para instalarse en un mercado con una alta competencia. Para lograr este objetivo, primero se hará una breve introducción sobre la alimentación de vacas lecheras para luego continuar con la comparación de distintos productos.

3.2.2.2.1 ALIMENTO PARA VACAS LECHERAS

Los alimentos que componen la dieta de la vaca lechera pueden clasificarse en tres principalmente en tres grandes grupos:

- Forrajes
- Concentrados
- Minerales y Vitaminas.

3.2.2.2.1.1 FORRAJES

Los forrajes pueden definirse como las partes vegetativas de las plantas gramíneas o leguminosas. Pueden ser pastoreados o cosechados y preservados como ensilaje o



heno. Pueden contribuir desde casi un 100% de la materia seca para el caso de las vacas no lactantes a no menos del 30% en vacas en la primera parte de lactancia.

Las principales características de los forjes son:

- Volumen, para estimular la ruminación y la salud de la vaca.
- Alto contenido de fibra (30% de fibra neutro detergente),
- Bajo contenido de energía.
- Contenido proteico variable, por ejemplo, las leguminosas poseen entre un 15 y 23% de proteína, mientras que, las gramíneas poseen entre un 8 y 18%.

Por último los forrajes pueden dividirse en dos categorías:

- Pastos y leguminosas.
- Residuos de cosechas y subproductos agroindustriales de baja calidad.

3.2.2.2.1.1 PASTOS Y LEGUMINOSAS

Los forrajes componen aproximadamente dos tercios de la materia seca de la ración de la vaca. El tipo de forraje producido depende fundamentalmente del clima y del tipo de suelo, así, dentro de las leguminosas podemos nombrar al trébol, alfalfa y lespedeza, mientras que dentro de los pastos se encuentran el raygrass, brome, bermuda, festuca y orchoro.

El valor nutritivo de los forrajes es afectado por la etapa de crecimiento cuando son cosechados o pastoreados. El crecimiento puede dividirse en tres etapas: vegetativa, de floración y de formación de semilla. Generalmente el valor nutritivo alcanza un máximo durante la etapa de crecimiento vegetativo, mientras que se alcanza un mínimo en la etapa de formación de semilla, por lo que, los forrajes deben de ser pastoreados o cosechados en una fase temprana. Dos excepciones son el maíz y el sorgo cosechados para ensilaje, ya que a pesar del valor nutritivo contenido en tallos y hojas, una gran cantidad de almidón digestible se encuentra en los granos.

Por último el máximo rendimiento en cuanto a la materia seca digestible se obtiene en la etapa de bota durante la primera parte de la madurez para las gramíneas, en la etapa de medio a madura para leguminosas y antes que los granos sean completamente identados en el caso del maíz y del sorgo.

3.2.2.2.1.1.2 RESIDUOS DE COSECHAS Y SUBPRODUCTOS AGROINDUSTRIALES DE BAJA CALIDAD

Son las partes de las plantas que quedan después de cosechar el cultivo principal, como por ejemplo, chala de maíz, paja de cereales o heno de maní. Estos pueden ser procesados como un alimento seco, convertidos en ensilaje o directamente pastoreados. Algunas de las principales características de los residuos de cosechas son:

- Poseen un bajo precio y alto volumen.
- Poseen un alto contenido de lignina lo que aporta un alto contenido de fibra indigestible.
- Son bajos en proteína cruda.
- Deben de estar picados para su implementación.

3.2.2.2.1.2 CONCENTRADOS

Los concentrados son alimentos de bajo contenido de fibra y alto contenido energético que pueden poseer un alto o bajo contenido proteico dependiendo del tipo de concentrado. Así, los granos de cereales poseen menos del 12% de proteína cruda mientras que las harinas producidas a partir de semillas de oleaginosas (soja, algodón, maní) pueden contener más del 50%. Poseen alta palatabilidad y bajo volumen por unidad de peso, no estimulan la ruminación y fermentan rápidamente en el rumen



aumentando su acidez, lo que puede interferir con la fermentación de la fibra. Por último cabe destacar que un alto contenido en la dieta de concentrado (más del 60 o 70% de la ración) puede provocar problemas de salud.

La finalidad de la inclusión de concentrados en la dieta de la vaca lechera es la de ser una fuente de energía y proteína que suplemente a la aportada por el forraje para poder cumplir con los requerimientos del animal, permitiendo maximizar la producción de leche.

3.2.2.2.1.2.1 TIPOS DE ALIMENTOS CONCENTRADOS

- Granos de cereales (cebada, maíz, sorgo, arroz, y trigo): son una fuente de energía ya que aportan carbohidratos fermentables (almidón), pero son pobres en proteínas. Un exceso de granos en la ración reduce la masticación y el porcentaje de grasa en leche.
- Harina de gluten de maíz: se distingue por su contenido proteico (40 a 60%) y aporte de energía.
- Salvados de granos de cereales (arroz y trigo): agregan fibra, fósforo y funciona como laxativo además de contener entre un 14 a 17% de proteína.
- Cascaras de granos de cereales (cebada, avena, trigo): aportan fundamentalmente fibra altamente indigestible.
- Subproductos de cervecería y destilería: mezclados con granos de cereales aportan carbohidratos y proteínas lentamente digeribles (20 al 30%).
- Racimos y tubérculos (zanahorias, remolacha, papas, nabos) son fuente de carbohidratos fácilmente fermentables pero bajos en proteínas.
- Harinas de semillas oleaginosas: aportan fundamentalmente proteínas ya que su contenido esta entre el 30 al 50%.
- Semillas de leguminosas (habas, garbanzos, vigna): después de ser procesados aportan energía y proteínas.
- Proteínas de origen animal (harina de carne o hueso, harina de plumas o pescado): fundamentalmente aportan fósforo y calcio.

3.2.2.2.1.3 MINERALES Y VITAMINAS

Los minerales y vitaminas son de gran importancia en la dieta. Se encuentran en la mayoría de los alimentos con la excepción de ureas y grasas. Los macro minerales que debe de aportar la ración son: cloruro de sodio, calcio, fosforo, magnesio y azufre, mientras que los micros minerales son requeridos en pequeñas cantidades y son generalmente incluidos en el concentrado. Las vitaminas A, D y E deben de suplementarse ya que son las más importantes, mientras que las vitaminas B, C y K son sintetizadas en el rumen porque no es necesario su inclusión en la dieta.

3.2.2.3 PRECIO

3.2.2.3.1 INTRODUCCIÓN

Como estrategia de mercado, se comercializarán los granos secos de destilería con solubles reducidos en grasas al mismo precio que la burlanda seca, de manera tal que el análisis de la evolución de precios realizado anteriormente se aplica a esta sección. Sin embargo, la burlanda no es el único concentrado para la alimentación de rumiantes destinados a la producción de leche disponible en el mercado, por lo que se llevará a cabo un análisis comparativo de los distintos alimentos disponibles para analizar la competitividad del producto.

3.2.2.3.2 CONCENTRADOS ELEGIDOS PARA LA COMPARACIÓN

En la tabla 3.84, se presenta un listado de los concentrados analizados, los cuales fueron elegidos como consecuencia de ser los generalmente utilizados en la cuenca lechera Villa María.

Tabla 3.67: Lista de concentrados utilizados para el análisis.

Concentrado	
Afrechillo de trigo	Gluten Meal
Avena (grano)	Harina de Soja
Burlanda Húmeda	Hominy Feed
Burlanda Seca	Maíz (grano)
Burlanda Seca Reducida en Grasa	Pellet de Soja
Cascarilla de Soja	Pellet de Girasol
Expeller de Algodón	Sorgo
Expeller de Soja	Melaza de Caña de Azúcar
Gluten Feed	-

Fuente: Elaboración propia.

3.2.2.3.3 EVOLUCIÓN DE PRECIOS DE CONCENTRADOS

En la gráfica 3.74, se presenta la evolución de precios en el periodo 2004-2016. En el mismo puede notarse una progresión alcista general de los precios, también, que los concentrados pueden dividirse en tres grupos según su precio, estando el primero compuesto únicamente por el Gluten Meal, seguido por los productos derivados de soja, dejando a los granos secos de destilería reducidos en grasa en el tercer grupo de los concentrados con menor precio. Esto indica que, desde el punto de vista de los precios, la burlanda seca reducida en grasa es competitiva.

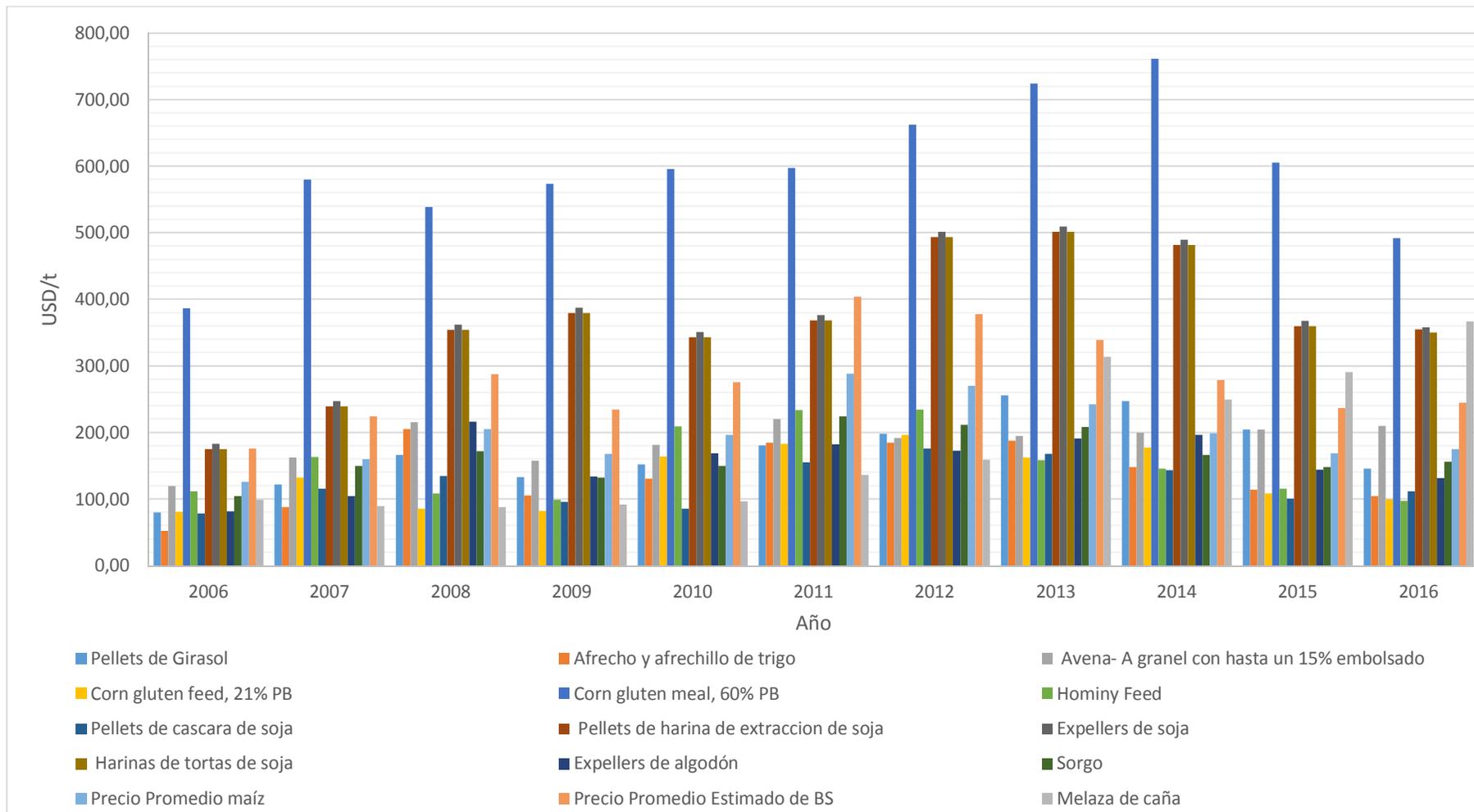


Figura 3.62: Evolución de precios de concentrados en el periodo 2004-2016

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA y MINAGRI



3.2.2.4 COMPARACIÓN NUTRICIONAL Y ENERGÉTICA ENTRE CONCENTRADOS

Para la comparación nutricional y energética de los distintos concentrados elegidos, se crearon 6 puntos de comparación para evaluar el costo por nutriente, los cuales se construyeron realizando el cociente entre el valor de los concentrados al año 2015, expresados en dólares por tonelada, y distintos parámetros tanto energéticos como nutricionales, los cuales fueron elegidos teniendo en cuenta los requerimientos fundamentales que los bovinos deben satisfacer para producir leche en óptimas condiciones según la NRC (*National Research Council*).

Los requerimientos nutricionales analizados son:

- Porcentaje de Materia Seca (%MS): puede definirse como la medida porcentual de la cantidad de material que resta tras extraer toda el agua posible. Este parámetro es útil ya que permite medir a todos los alimentos en un mismo patrón facilitando la evaluación de distintas dietas que se estén administrando al ganado, así como la cantidad de alimento a suministrar, el cual depende de distintos factores como el peso vivo, la etapa de producción, la edad del animal, etc.
- Porcentaje de Proteína Bruta (%PB): representa la cantidad de proteína verdadera y nitrógeno no proteico contenido en el alimento, el cuál nace de multiplicar la cantidad de Nitrógeno determinado por el método de Kjeldhal por 6.25 (la mayoría de las proteínas contiene el 16% de Nitrógeno, así que $100/16 = 6.25$). Las proteínas son esenciales para llevar a cabo funciones de mantenimiento, reproducción, crecimiento y lactación.
- Porcentaje de Proteína no Degradable por el Rumen (%PNDR): indica la porción de proteína no degradada por el rumen presente en el alimento. Es absorbida en el intestino para ser transformada en proteína metabolizable y así poder llevar a cabo funciones de mantenimiento y crecimiento.
- Porcentaje de Fibra Detergente Neutra (%FDN): muestra el contenido de hemicelulosa y fibra detergente ácida (FDA), la cual está compuesta por celulosa y lignina. Este parámetro es utilizado para cubrir los requerimientos de fibra necesarios para mantener una buena salud ruminal e inducir la masticación.
- Porcentaje del Límite de Máxima Inclusión (%LMI): este indicador tiene como objetivo trazar un límite de incorporación del concentrado en la dieta del ganado para prevenir enfermedades o problemas en la digestión ruminal que tendrán como resultado la merma de la incorporación de materia seca por el animal y la consecuente caída en la producción de leche.

Los parámetros energéticos analizados son:

- Energía Metabolizable (EM): este valor, expresado en Mcal/kg de MS, representa la energía que nace como resultado de la diferencia entre la energía digestible y la energía perdida en la orina y en gases que escapan por vía oral o rectal. Esta no tiene en cuenta la pérdida de energía como resultado de las fermentaciones microbianas y metabolismo de los nutrientes.
- Energía Neta para Lactación (ENL): comprende a la energía necesaria para cubrir requerimientos durante los dos últimos meses de gestación, para la producción de leche y para el mantenimiento del animal. También puede ser definida como la energía contenida en la leche y se expresa en Mcal/kg de MS.

A continuación, se presentan las distintas tablas utilizadas para el armado de los parámetros a analizar, la ecuación utilizada para la construcción de los índices y los resultados obtenidos.

Tabla 3.68: Precios de concentrados para el año 2016

Concentrado	Precio Año 2016 [USD/t]	Concentrado	Precio Año 2016 [USD/t]
Afretillo de trigo	105,00	Gluten Feed	100,16
Aislado de proteína de Soja	794,36	Gluten Meal	492,38
Avena (grano)	209,67	Harina de Soja	350,08
Burlanda Húmeda	52,53	Hominy Feed	97,28
Burlanda Seca	245,12	Maíz (grano)	175,08
Burlanda Seca Reducida en Grasa	245,12	Melaza de Caña de Azúcar	366,97
Cascarilla de Soja	111,99	Pellet de Soja	350,08
Expeller de Algodón	132,00	Pellet de Girasol	146,00
Expeller de Soja	358,08	Sorgo	156,08

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINAGRI y USDA.

Tabla 3.69: Parámetros nutricionales y energéticos.

Concentrado/Ítem	MS [%]	PNDR [%]	FDN [%]	PB [%]	LMI	ENL [Mcal/kg]	EM [Mcal/kg]
Afretillo de trigo	86,60	20,00	51,00	17,60	25,00	1,42	2,54
Aislado de proteína de Soja	89,00	93,00	16,53	49,12	SD	5,84	5,84
Avena (grano)	91,10	55,00	31,00	11,50	25,00	1,74	2,48
Burlanda Húmeda	35,54	47,00	9,89	9,06	20,00	2,27	3,58
Burlanda Seca	89,80	55,00	28,80	25,00	20,00	2,27	3,58
Burlanda Seca Reducida en Grasa	89,80	60,40	43,80	34,30	30,00	1,58	2,31
Cascarilla de Soja	91,00	57,50	67,00	12,10	18,00	1,66	2,60
Expeller de Algodón	91,00	37,00	43,00	45,20	12,00	1,70	2,50
Expeller de Soja	98,10	29,50	14,00	45,20	SD	2,55	3,27
Gluten Feed	88,70	25,00	36,10	21,00	25,00	1,68	2,62
Gluten Meal	91,00	55,00	37,00	60,00	13,00	2,03	3,38
Harina de Soja	88,00	29,00	7,00	48,50	SD	2,03	2,95
Hominy Feed	87,00	65,00	16,50	8,20	20,00	1,92	2,96
Maíz (grano)	88,00	65,00	9,00	10,00	45,00	2,03	3,25
Melaza de Caña de Azúcar	75,00	35,00	0,00	5,80	8,00	1,64	2,06
Pellet de Soja	98,10	29,50	14,00	45,20	SD	2,56	2,88
Pellet de Girasol	90,50	25,00	40,00	32,00	16,00	1,67	2,52
Sorgo	87,00	42,00	18,00	9,70	35,00	1,82	2,80

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de NCR.

Nota: MS (Materia seca), PNDR (Proteína no degradable por el rumen), FDN (Fibra degradable por el rumen), PB (Proteína bruta) ENL (Energía neta de lactancia), EM (Energía metabolizable).

A continuación se presentan las ecuaciones utilizadas.

$$\frac{C [USD]}{MS [kg]} = \frac{C \left[\frac{USD}{t} \right]}{\left(\frac{\%MS}{100} \right) * \left(\frac{1000 [kg]}{1 [t]} \right)} \quad \text{Ec. 3.12}$$

$$\frac{C [USD]}{MCE [kg \text{ nutriente}, MS]} = \frac{C \left[\frac{USD}{t} \right]}{\left(\frac{\%CE, base MS}{100} \right) * \left(\frac{\%MS}{100} \right) * \left(\frac{1000 [kg]}{1 [t]} \right)} \quad \text{Ec. 3.13}$$

$$\frac{C [USD]}{PEE [Mcal]} = \frac{C \left[\frac{USD}{t} \right]}{\left(PEE \left[\frac{Mcal}{kg, base MS} \right] * \left(\frac{1000 [kg]}{1 [t]} \right) \right)} \quad \text{Ec. 3.14}$$

Donde:

- **C**: costo del concentrado
- **MS**: materia seca
- **CE**: Característica evaluada, las cuales son, %PNDR, %FDN, %FDN, %PB.
- **MCE**: masa de la característica evaluada en base seca. Por ejemplo, MPB representa a la masa de proteína bruta en base de materia seca.
- **PEE**: parámetro energético evaluado, el cual puede ser EM o ENL.

Tabla 3.70: Puntos de comparación para los distintos concentrados.

Ítem/Concentrado	C/MS [USD/ kg de MS]	C/MPNDR [USD/ kg de MS]	C/MFDN [USD/ kg de MS]	C/MPB [USD/ kg de MS]	C/ENI [USD/ Mcal]	C/EM [USD/ Mcal]
Afretillo de Trigo	0,121	0,606	0,238	0,689	0,074	0,041
Aislado de Proteína de Soja	0,893	0,960	5,400	1,817	0,136	0,136
Avena (grano)	0,230	0,418	0,742	2,001	0,120	0,085
Burlanda Húmeda	0,148	0,314	1,494	1,631	0,023	0,015
Burlanda Seca	0,273	0,496	0,948	1,092	0,108	0,068
Burlanda Seca Reducida en Grasa	0,273	0,452	0,623	0,796	0,155	0,106
Cascarilla de Soja	0,123	0,214	0,184	1,017	0,067	0,043
Expeller de Algodón	0,145	0,392	0,337	0,321	0,078	0,053
Expeller de Soja	0,365	1,237	2,607	0,808	0,140	0,110
Gluten Feed	0,113	0,452	0,313	0,538	0,060	0,038
Gluten Meal	0,541	0,984	1,462	0,902	0,243	0,146
Harina de Soja	0,398	1,372	5,683	0,820	0,172	0,119
Hominy Feed	0,112	0,172	0,678	1,364	0,051	0,033
Maíz (grano)	0,199	0,306	2,211	1,990	0,086	0,054
Melaza de Caña de Azúcar	0,489	1,398	0,000	8,436	0,224	0,178
Pellet de Soja	0,357	1,210	2,549	0,790	0,137	0,122
Pellet de Girasol	0,161	0,645	0,403	0,504	0,087	0,058
Sorgo	0,179	0,427	0,997	1,850	0,086	0,056

Fuente: Elaboración propia.

Nota: C (Costo), MS (Materia seca), MPNDR (Masa de proteína no degradable por el rumen), MFDN (Masa de fibra degradable por el rumen), MPB (Masa de proteína bruta), ENL (Energía neta de lactancia), EM (Energía metabolizable).



Por último, se presentan los límites máximos de inclusión de cada concentrado en dietas para rumiantes productores de leche.

Tabla 3.71: Límites máximos de inclusión de distintos concentrados.

Concentrado/Ítem	Límite Máximo de Inclusión [%]
Afretillo de trigo	25,00
Aislado de proteína de Soja	SD
Avena (grano)	25,00
Burlanda Húmeda	20,00
Burlanda Seca	20,00
Burlanda Seca Reducida en Grasa	30,00
Cascarilla de Soja	18,00
Expeller de Algodón	12,00
Expeller de Soja	SD
Gluten Feed	25,00
Gluten Meal	13,00
Harina de Soja	SD
Hominy Feed	20,00
Maíz (grano)	45,00
Melaza de Caña de Azúcar	8,00
Pellet de Soja	SD
Pellet de Girasol	16,00
Sorgo	35,00

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de NCR.

Nota: MS (Materia seca).

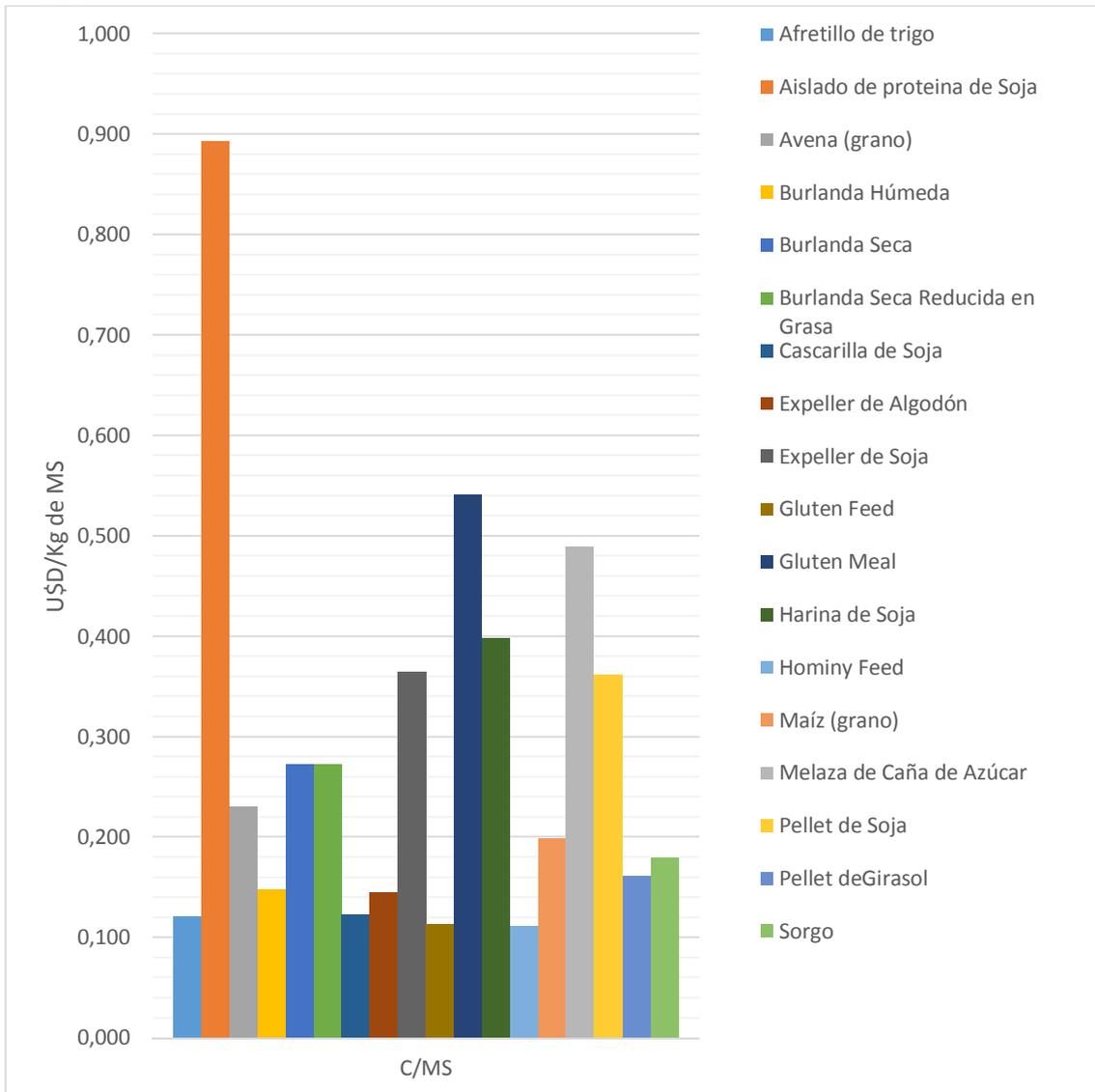


Figura 3.63: Comparación de costo por materia seca.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de NCR.

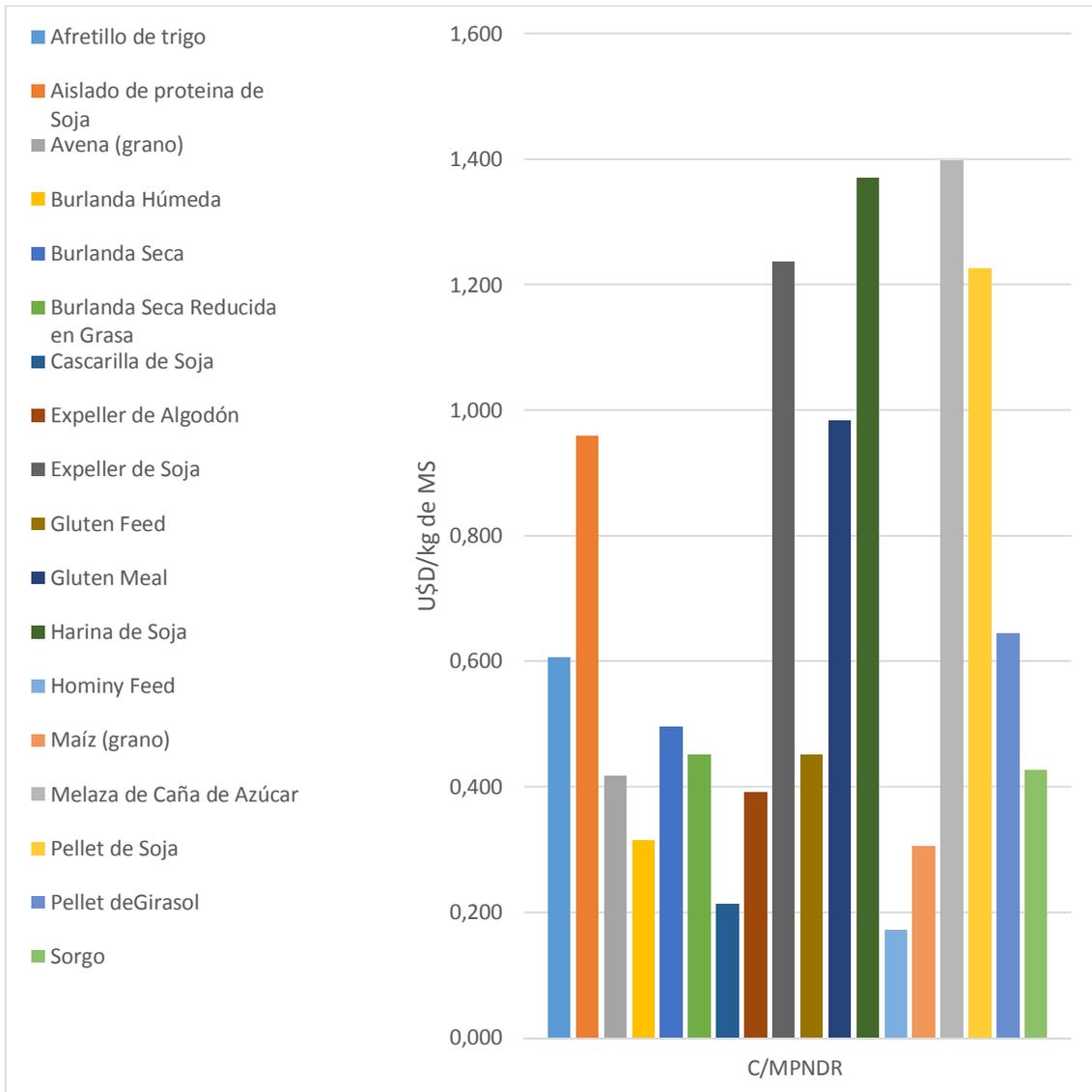


Figura 3.64: Comparación de costos por masa de proteína no degradable por el rumen.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de NCR.

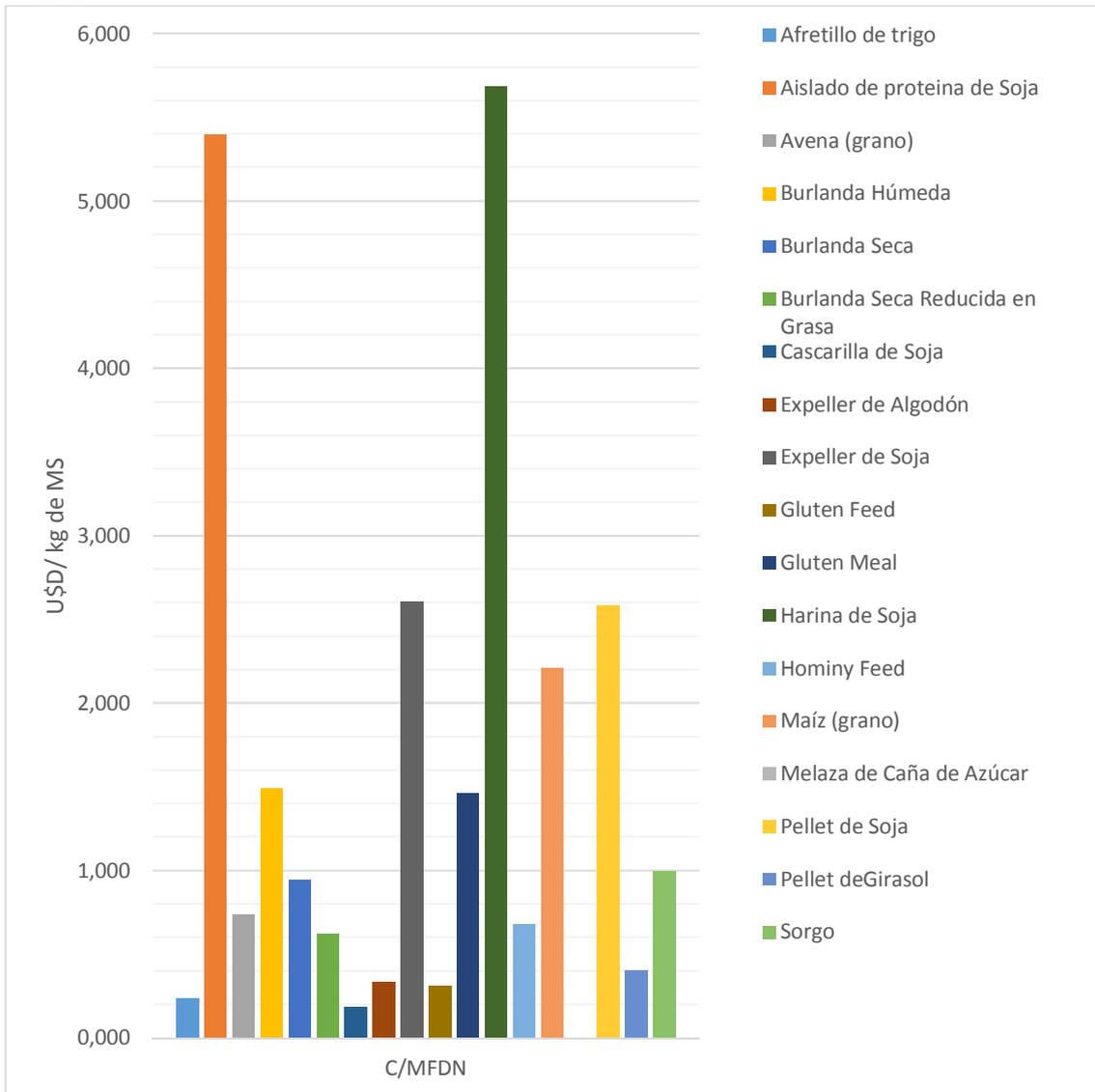


Figura 3.65: Comparación de costos por masa de fibra detergente neutra.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de NCR.

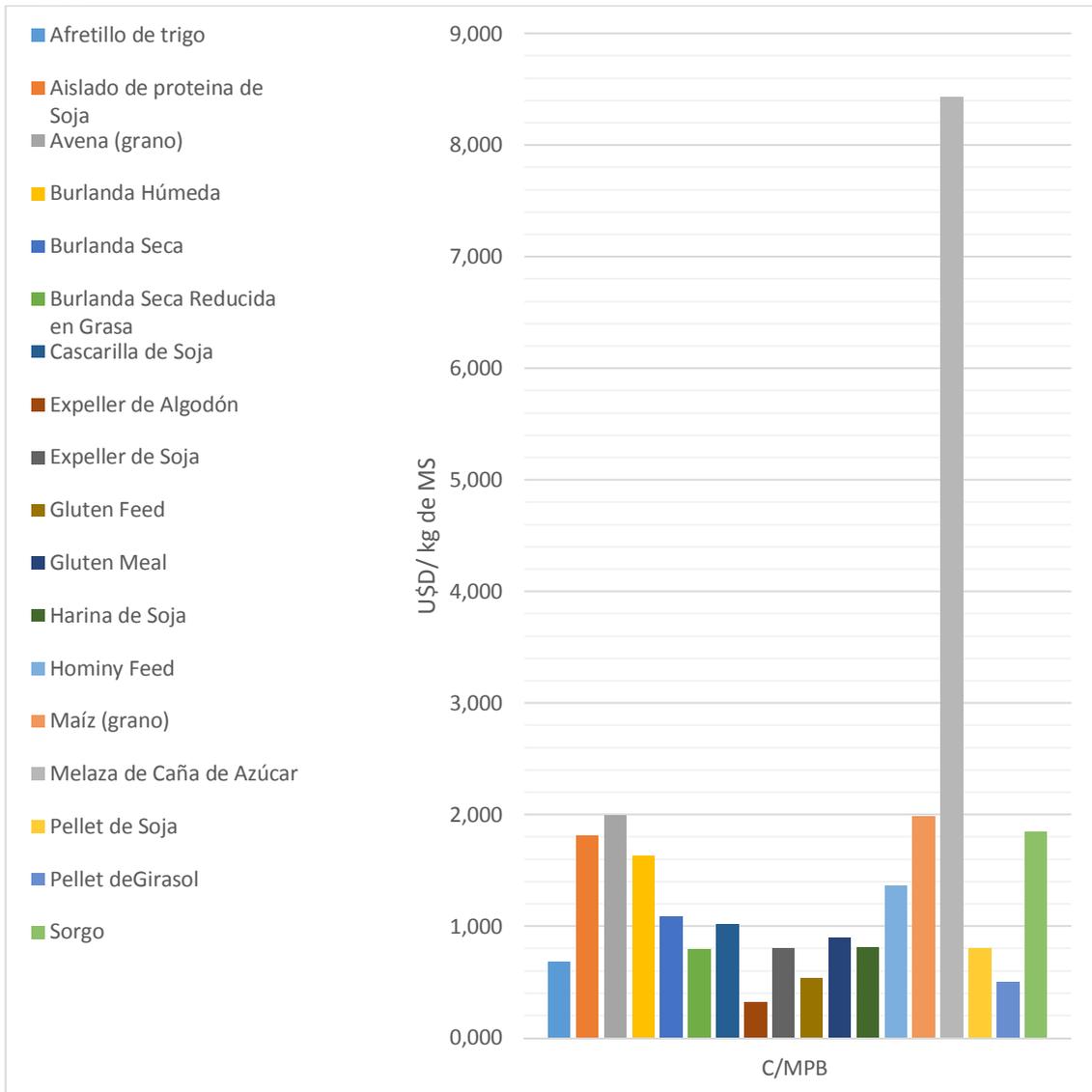


Figura 3.66: Comparación de costos por masa de proteína bruta.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de NCR.

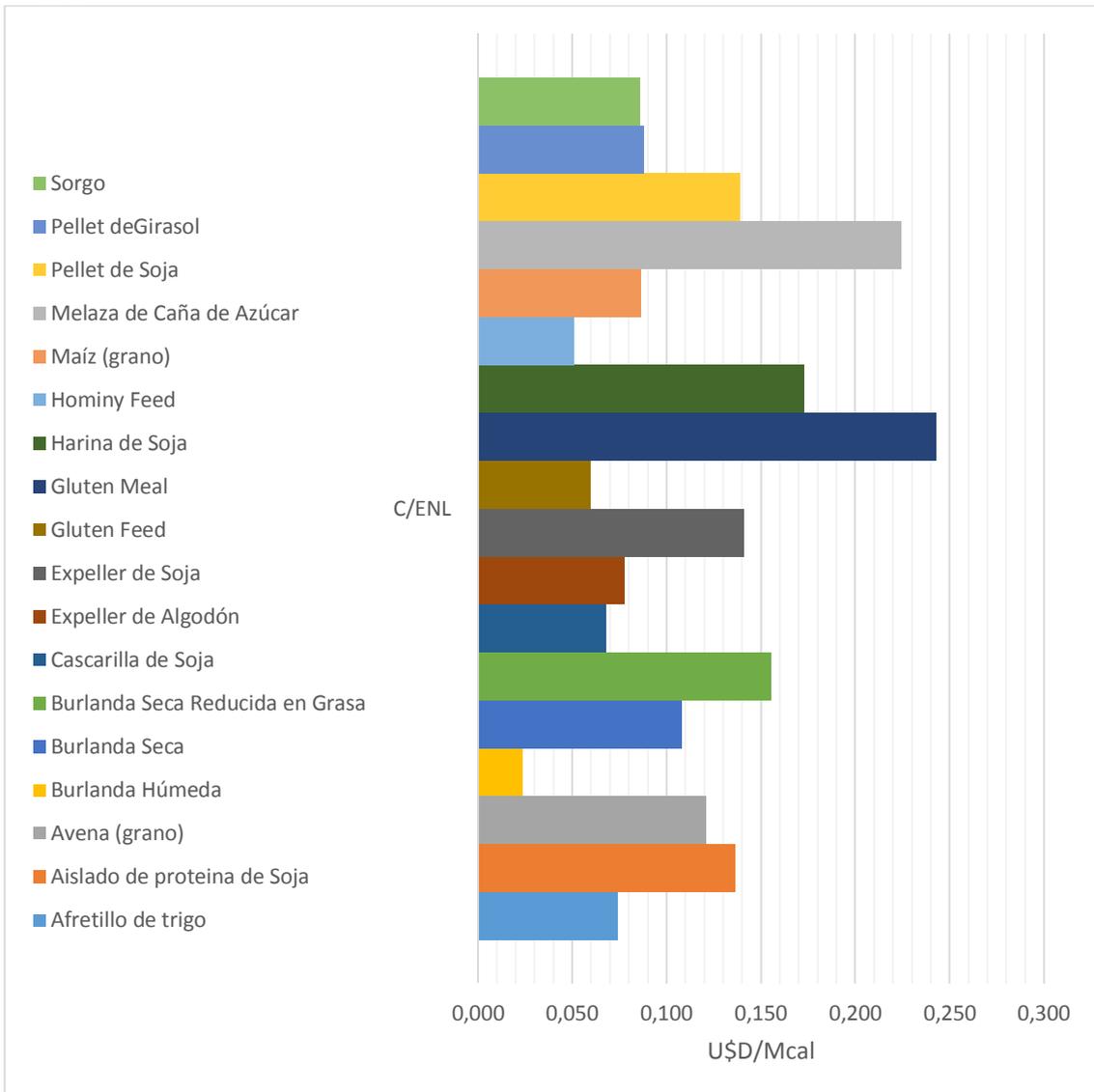


Figura 3.67: Comparación de costos por energía neta de lactación.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de NCR.

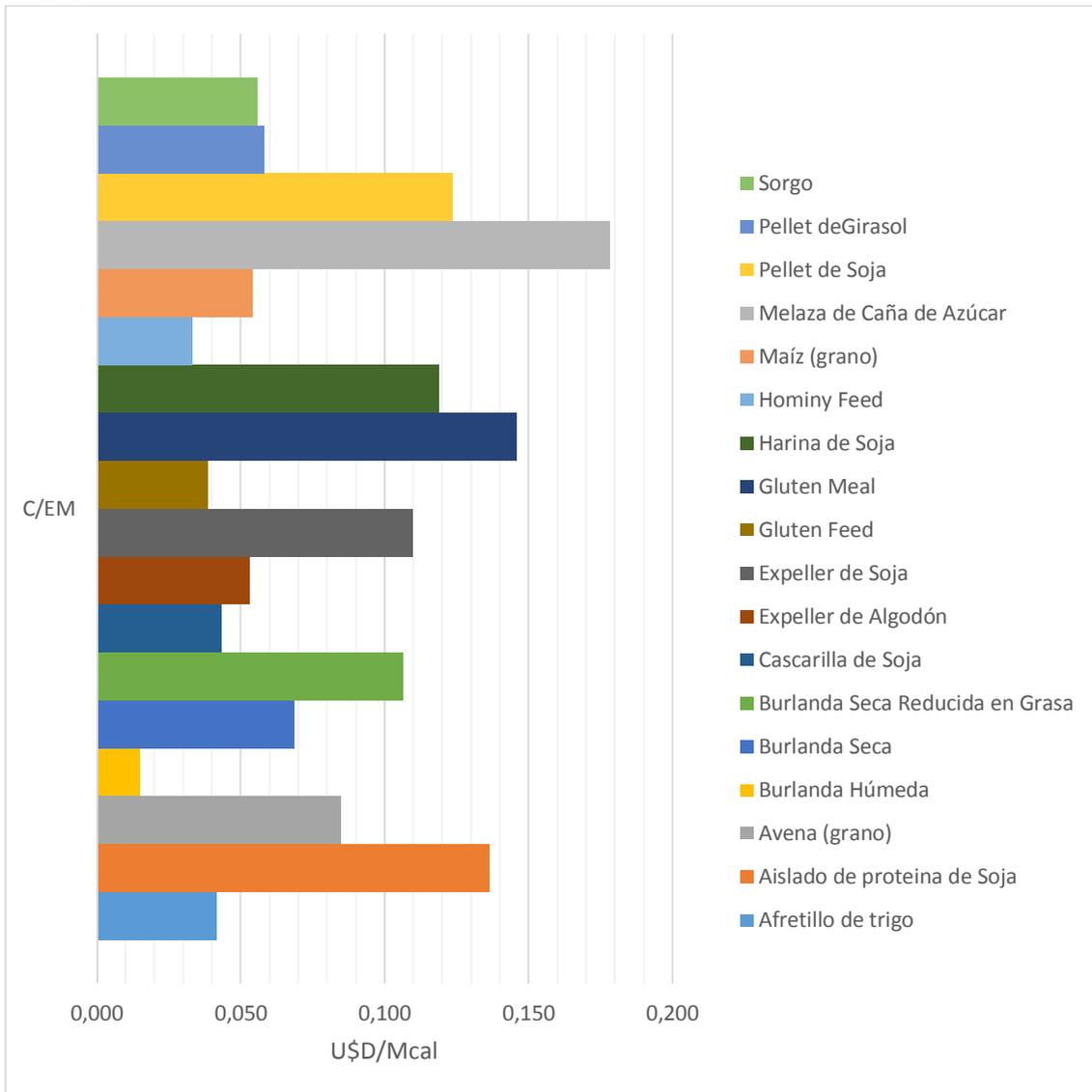


Figura 3.68: Comparación de costos por energía metabolizable.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de NCR.

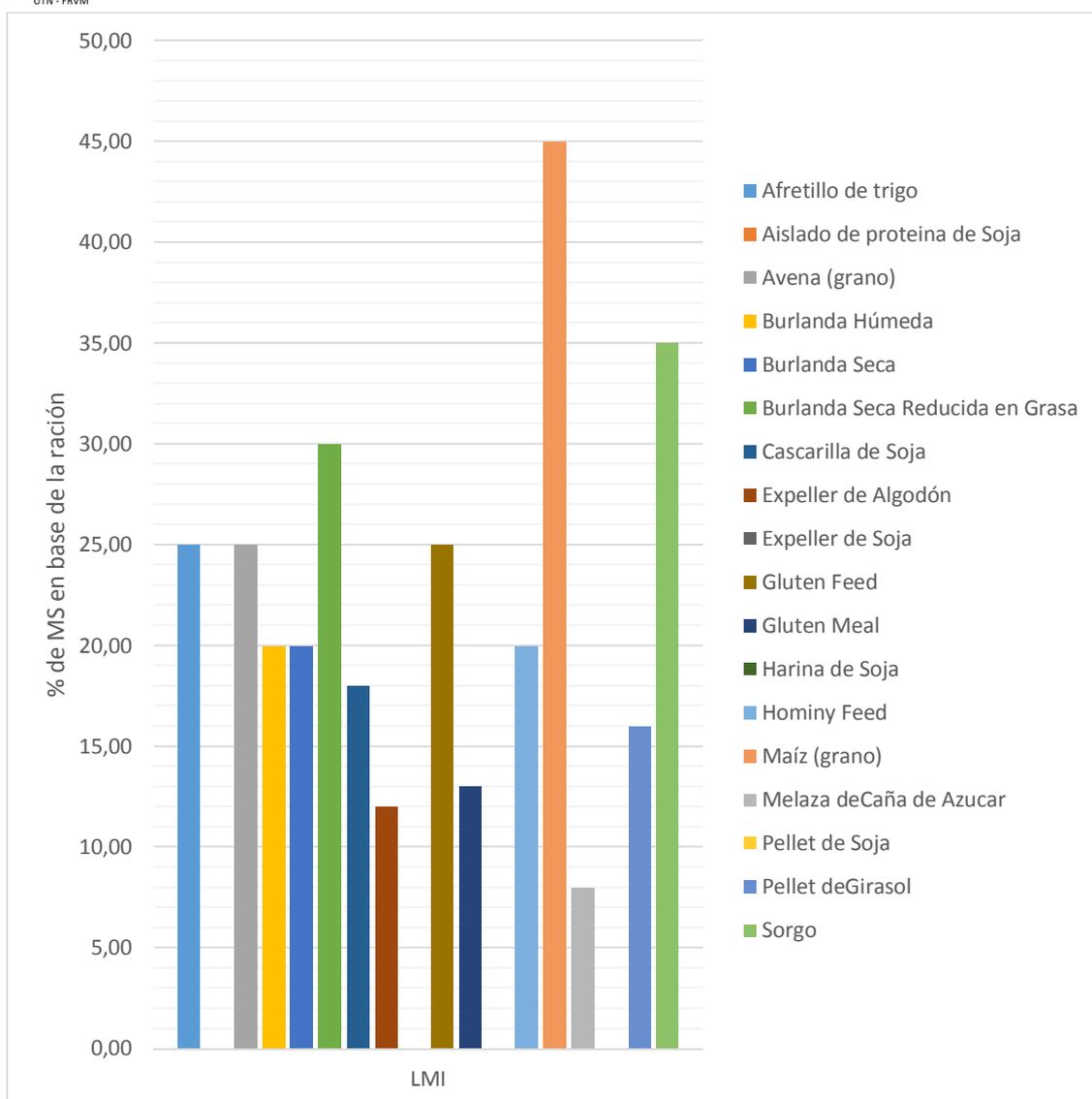


Figura 3.69: Comparación de límites máximos de inclusión.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de NCR.

Al analizar los distintos índices, se hace hincapié en la comparación de la burlanda seca reducida en grasa con los GSDS y los subproductos sojeros, ya que, el primero apunta a ser una alternativa a ellos. De esta manera, al analizar la gráfica 3.63, la cual se ocupa del indicador C/MS, puede observarse que la burlanda seca ocupa una escala intermedia, por debajo de los subproductos de la industria sojera y el gluten meal, pero por arriba de la burlanda seca. Para el caso de los demás productos, como por ejemplo los subproductos sojeros, la diferencia de los valores en el índice C/MS tiene que ver con los distintos precios de unos y otros, siendo más elevados los del complejo sojero. Para el caso del índice C/MPNDR, mostrado en la gráfica 3.64, queda en claro que la burlanda seca reducida en grasa es uno de los concentrados más económicos del grupo, por debajo tanto de la burlanda seca como de los subproductos sojeros. El mismo hecho se ve reflejado en el gráfico 3.65, que compara a los distintos concentrados teniendo en cuenta la relación C/MFDN, quedando en claro la alta capacidad de GSDSRG para transformarse en una económica y eficaz fuente de proteína no degradable por el rumen y fibra. Otro aspecto importante de este producto es su alto contenido de proteína bruta, que sumado a su bajo precio, coloca a la burlanda seca reducida en grasa entre las principales opciones dentro del indicador C/MPB, sólo por

detrás del gluten meal y los concentrados oleaginosos. En la gráfica 3.66, se compara los distintos límites máximos de inclusión (LMI) expresados en porcentaje de materia seca en base a la ración que se le suministra a un animal. Allí puede notarse la ausencia de los productos del complejo sojero como consecuencia de no poseer datos sobre la existencia un límite máximo de incorporación desde el punto de vista de los riesgos de salud para el ganado, para estos productos su límite es el precio como se mencionó anteriormente, además cabe destacar que la burlanda seca reducida en grasa es sólo superada por el sorgo y el maíz en lo que tiene que ver a niveles de inclusión. Por último se analiza el aspecto energético mostrado en las gráficas 3.67 y 3.68. En ellos la burlanda reducida en grasa aparece como uno de los más caros por unidad de energía, tanto al hablar de energía metabolizable como la energía neta de lactación, quedando detrás de los productos de soja y por encima, aunque no por mucho, de la burlanda seca. Por otro lado cabe destacar que todos los concentrados desde el punto de vista energético se encuentran en el rango 1 Mcal/kg MS, por lo que la diferencia es en una mayor medida al precio del concentrado que a la calidad energética del mismo.

Hasta ahora nada se ha dicho sobre la burlanda húmeda, que a primera vista, sería la más conveniente por tener el menor valor económico y los índices más bajos, pero se dejan fuera distintas consideraciones que influyen en la comercialización de la misma. Por esta razón, a continuación, se hará hincapié en la comparación de la burlanda húmeda con los GSDS y la burlanda seca reducida en grasa.

3.2.2.5 COMPARACIÓN ENTRE GHDS, GSDS Y GSDSRG.

Se tomaron los datos del apartado anterior para hacer la comparación entre las distintas burlandas a base de maíz, pudiéndose construir las gráficas 3.70 y 3.71.

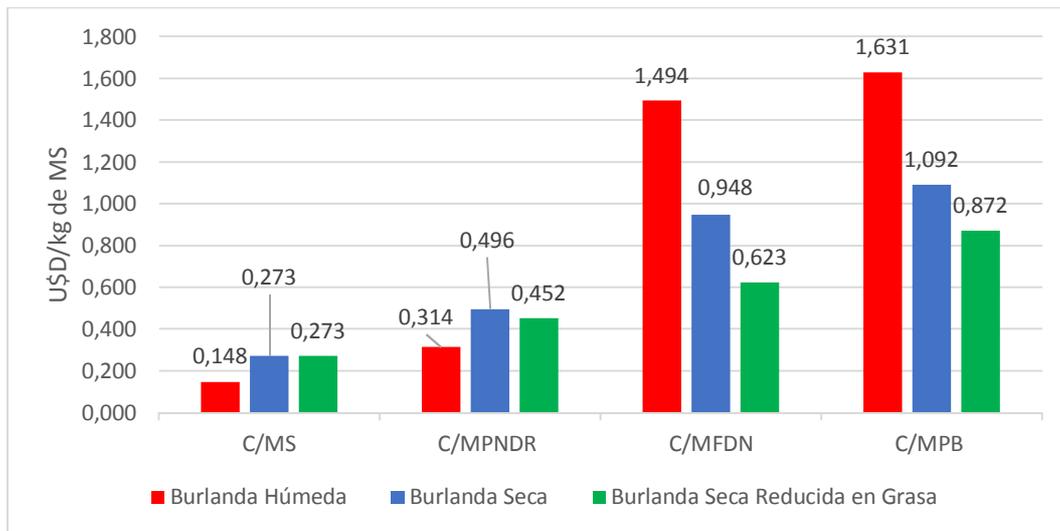


Figura 3.70: Comparación de costos por materia seca, masa de proteína no degradable por el rumen, masa de fibra detergente neutro y proteína bruta para burlanda seca, húmeda y reducida en grasa.

Fuente: Elaboración propia.

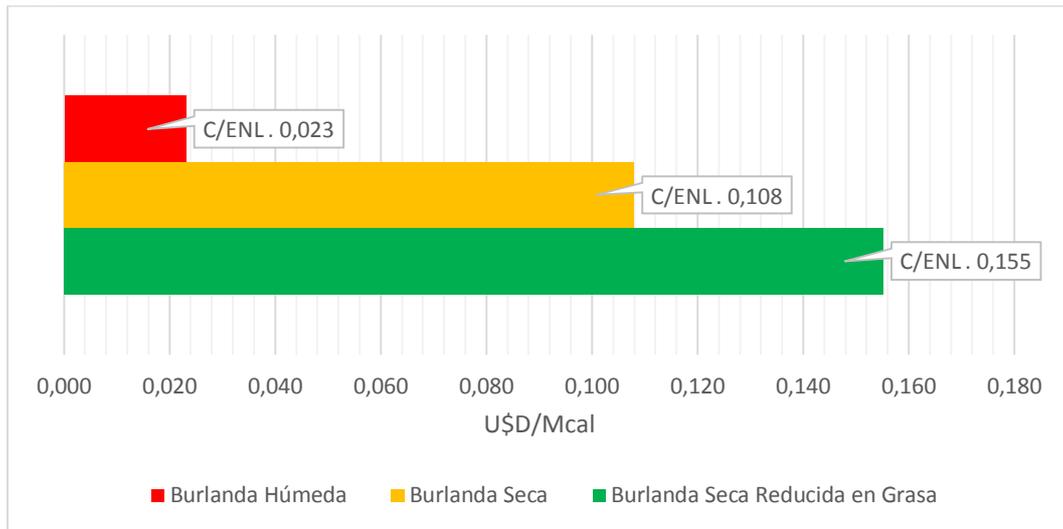


Figura 3.71: Comparación de costos por energía para burlanda seca, húmeda y reducida en grasa.

Fuente: Elaboración propia.

La gráfica 3.70 está dividida en dos partes, ya que, si se analizan los costos por masa de materia seca y por masa proteína no degradable por el rumen, queda en claro que no existe una diferencia marcada entre las distintas burlandas a partir de maíz, pero para ambos casos, los granos húmedos de destilería con solubles son la opción más económica, mientras que las burlandas secas poseen valores similares. En la segunda parte del gráfico, la burlanda húmeda posee un marcado valor por sobre los concentrados secos, mientras que la burlanda seca reducida en grasa posee los valores más pequeños, convirtiéndose la misma en la opción que posee los menores costos en lo que tiene que ver al valor por masa de fibra detergente neutra y masa de proteína bruta. En la segunda gráfica se expone el costo desde el punto de vista energético de las burlandas a base de maíz, donde para ambos casos, la burlanda seca reducida en grasa es la más costosa, seguida de cerca por la burlanda seca y, finalmente, muy por debajo se encuentran los granos GHDS. Por lo tanto, a pesar de su bajo precio, la burlanda húmeda es económica sólo desde el punto de vista energético, ya que en lo que tiene que ver con los costos por cada uno de las características que generalmente se evalúan a la hora de seleccionar un concentrado para cumplir con los requerimientos del ganado, no se destaca por sobre las demás burlandas a base de maíz.

Desde el punto de vista del almacenamiento, la burlanda húmeda es un producto difícil de manejar. Para el caso que el productor elija almacenar el producto a la intemperie, la misma no dura más de una semana en verano y dos en invierno. Otro problema que posee el almacenamiento a la intemperie son las pérdidas como consecuencia de la formación de una crosta oscura que debe retirarse, el movimiento diario de la pila para mantenerla fresca y evitar la formación de esta costra y por último las pérdidas que ocasionadas por la contaminación y el consumo de burlanda por otros animales, como pájaros, roedores y perros. Por otro lado, el tambero puede almacenar la burlanda húmeda en silo bolsas durante 45 días, teniendo la precaución de eliminar todo el aire posible, sin romper la bolsa, y la de consumir el concentrado lo más rápido posible una vez abierta la misma. Las burlandas secas no tiene los problemas de almacenamiento mencionados anteriormente, ya que pueden estar hasta 10 semanas, dependiendo del clima, y hasta 8 meses en silos bolsa, pero deben de controlarse las condiciones de almacenamiento, ya que para los casos de los GSDS se produce un enranciamiento como consecuencia de procesos oxidativos debido a su alto contenido graso, procesos que son menos frecuentes en la burlanda seca reducida en grasa. Por último, en lo que tiene que ver a los productos secos, se debe de tener en cuenta la posibilidad de



contaminación por micotoxinas, ya que si esporas estaban presentes en el maíz, no serán destruidas en el proceso de obtención de los GSDS, y existe el riesgo de la transferencia de la aflatoxina cancerígena M1 a los seres humanos a través de la leche.

Teniendo en cuenta todo lo escrito queda en claro que aquellos productores que elijan como alternativa del maíz y de los productos de soja a la burlanda húmeda serán totalmente dependientes de la logística que puede ofrecer la empresa comercializadora. Esta logística a su vez es dependiente del sector camionero, por lo que es afectada por distintos problemas típicos el sector como medidas sindicales o restricciones de circulación por feriados; y de una desmejorada red vial rural. Todo esto atenta a la posibilidad de tener todas las semanas un camión en la puerta del campo. Este hecho queda reflejado en la siguiente gráfica, en donde se muestra la comparación de la cantidad de camiones que visitaría un establecimiento rural por año, teniendo en cuenta la durabilidad de la burlanda húmeda y seca.

Tabla 3.72: Comparación de números de camiones por año que visitarían un campo según el tipo de burlanda transportada.

Concentrado	Número de Camiones por semanas	Semana por año	Camiones por año
Burlanda Húmeda	1	52,00	52
Burlanda Seca	0,1		5,2
Burlanda Seca Reducida en Grasa	0,1		5,2

Fuente: Elaboración propia.

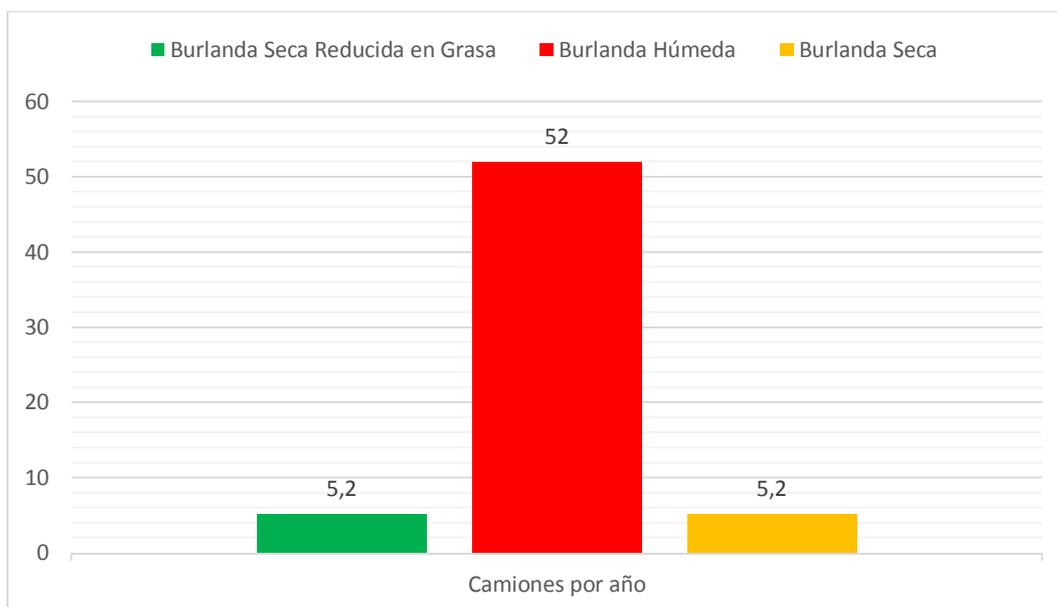


Tabla 3.72: Comparación de números de camiones por año que visitarían un campo según el tipo de burlanda transportada.

Fuente: Elaboración propia.

Si se tiene en cuenta que los cálculos para formular las raciones del ganado se hace en base seca para posteriormente conocer la cantidad de alimento fresco que será necesario suministrar al animal, es útil comparar el monto necesario para comprar la misma cantidad, como por ejemplo una tonelada, de materia seca de los distintos granos de destilería, situación que se muestra a continuación.

Tabla 3.73 Comparación de costos



RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

Concentrado	Costo de concentrado fresco [\$/t]	Materia Seca [%]	Costo Concentrado por Materia Seca [\$/t]	Costo extra para comprar la misma cantidad de concentrado [\$/t]
Burlanda Húmeda	845,65	35,54	2.379,44	1.533,79
Burlanda Seca	3.946,38	89,80	4.394,63	448,25
Burlanda Seca Reducida en Grasa	3.946,38	89,80	4.394,63	448,25

Fuente: Elaboración propia.

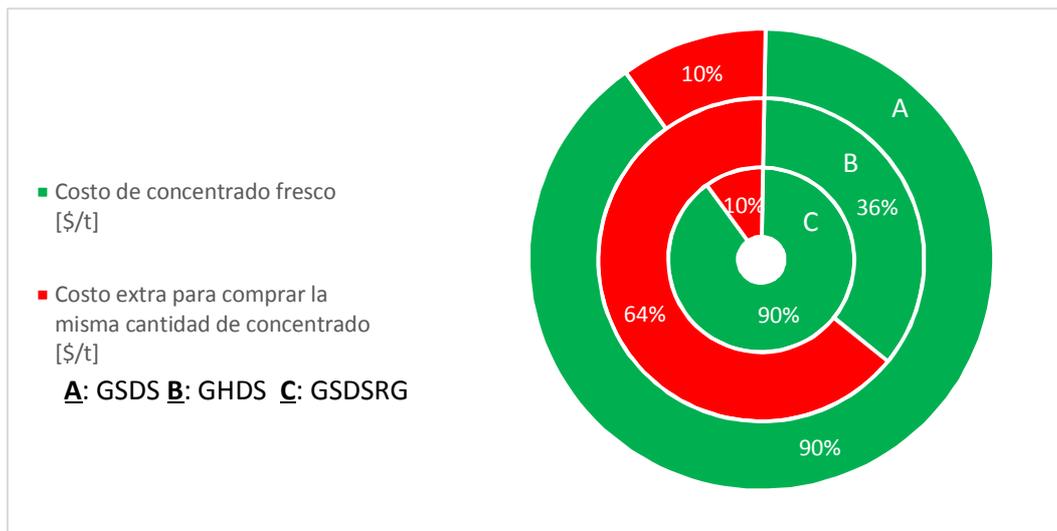


Figura 3.73: Comparación de costos para las distintas burlandas.

Fuente: Elaboración propia.

Como se puede ver en la gráfica 3.73, para comprar una tonelada de materia seca de burlanda húmeda, se debe de pagar un 64% más del valor que tiene el alimento fresco, mientras que para el caso de la burlanda seca el pago extra ronda el 10% del valor del precio de pizarra del alimento fresco y el 13% para el caso de la burlanda seca reducida en grasa. Por último se puede comparar el costo del flete por materia seca de producto, considerando camiones de igual capacidad y que la distancia recorrida por el transporte es de 10 kilómetros.

Tabla 3.74: Comparación de costos de flete por materia seca para distintas burlandas.

Concentrado	Costo del flete [\$/t*km]	Costo de flete por materia seca (\$/kg MS)
Burlanda Húmeda	10,08	28,13
Burlanda Seca	10,08	11,22
Burlanda Seca Reducida en Grasa	10,08	11,22

Fuente: Elaboración propia.

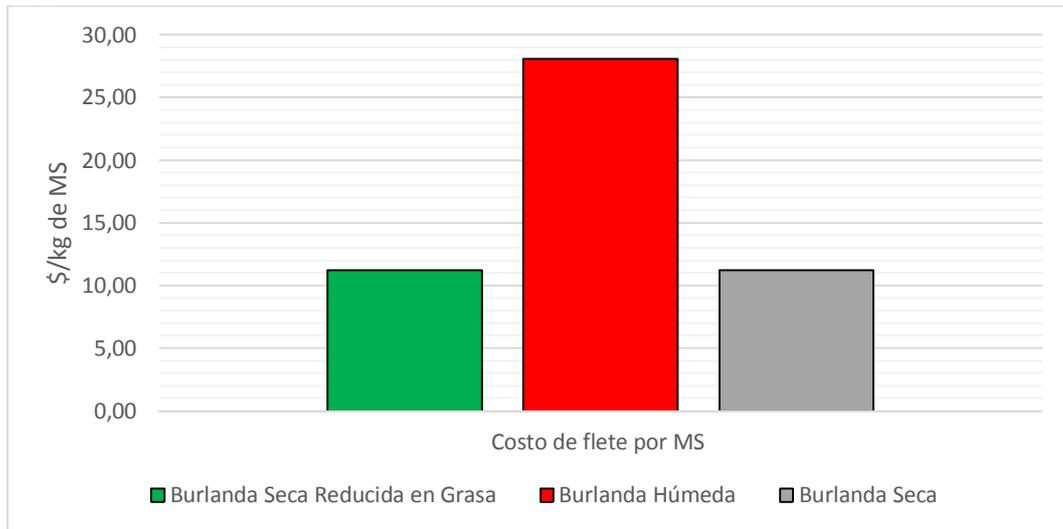


Tabla 3.74: Comparación de costos de flete por materia seca para distintas burlandas.

Fuente: Elaboración propia.

El contenido de agua de la burlanda húmeda hace que el costo de trasladarla sea casi un 60% superior al de los productos secos, al considerar una misma cantidad de materia seca y distancia. Por lo tanto, al contratar el flete para la compra de burlanda húmeda se está pagando más por transportar agua que materia seca de producto.

En la gráfica que se muestra a continuación, se comparan los límites máximos de inclusión como porcentaje de materia seca, tomando como base total a la ración. Como se puede observar en la misma, la burlanda reducida en grasa puede incorporarse un 10% más que las demás.

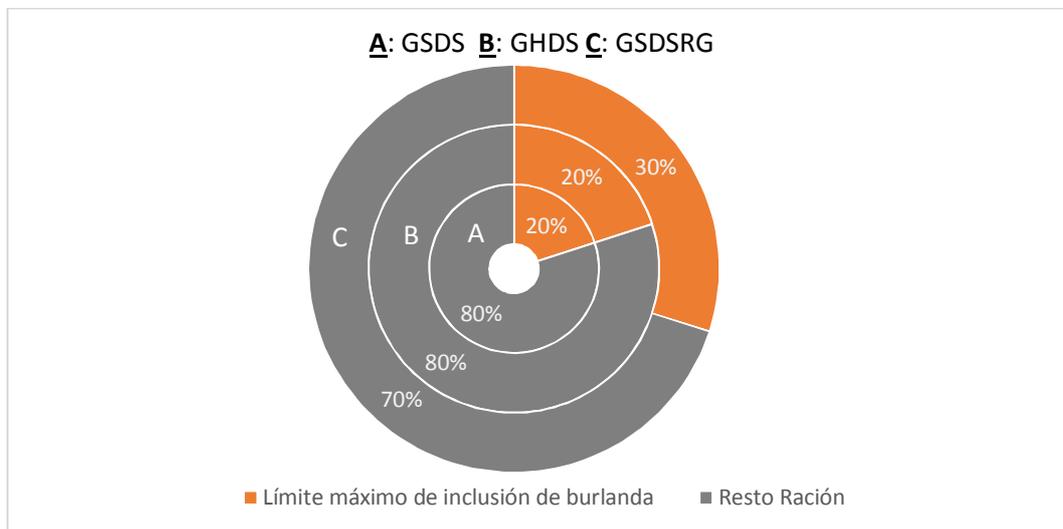


Figura 3.75: Límite máximo de inclusión de distintas burlandas en base al total de la ración.

Fuente: elaboración propia.

Para tomar dimensión de cómo afecta la incorporación de cada una de las burlandas a partir de maíz en las raciones suministradas a los bovinos, hay que tener en cuenta que la cantidad de leche producida y, por lo tanto, los requerimientos que se deben satisfacer con la ración para tal fin, dependen de muchos factores que actúan de manera combinada, los cuales abarcan desde la genética y raza del animal hasta otras



cuestiones como lo son el manejo, la nutrición y el tipo de dieta suministrado. Es por esto que para poder comparar el efecto que tiene la inclusión de los granos de destilería, se adaptaron dos dietas para vacas frescas, se dividieron en concentrados y forrajes, y por último, dejando constante la composición forrajera de cada dieta, se comparó el impacto del agregado de las burlandas en cada ración.

Para realizar la comparación se nombró al concentrado sin granos de destilería como “control” y se realizó la diferencia entre el concentrado control y el concentrado que nace de sustituir distintos ingredientes del mismo por granos de destilería. Para ello, el parámetro de sustitución estuvo basado en, primero, sustituir maíz o los subproductos de la industria sojera y luego seguir con el reemplazo de los ingredientes más costosos hasta llegar al límite de incorporación que tiene cada tipo de grano de destilería aquí analizado. Los puntos de comparación se pueden englobar en tres categorías:

- Precio: para analizar la manera en que la inclusión de los granos de destilería impactan en el costo de materia seca de concentrado por vaca por día.
- Aporte másico y energético: por un lado, muestra la cantidad de proteína, fibra y minerales aportados por cada concentrado, expresados en kilogramos de materia de seca de concentrado por vaca por día. Y por el otro, expresa la energía neta de lactación expresada en mega calorías por kilogramo de materia seca de concentrado por vaca por día.
- Masa de alimento fresco: al hablar de alimento fresco se está haciendo alusión a que se tiene en cuenta la humedad de cada ingrediente del concentrado, de esta manera, se tiene una idea de la cantidad de alimento que debe manejar el productor. El mismo estará expresado en kilogramos de concentrado por vaca por día.

A continuación se muestran los parámetros que se dejaron constantes para el análisis y los datos para los que se calculó cada ración.

Tabla 3.75: Parámetros constantes para el análisis.

Parámetros	
Raza	Jersey
Peso vivo del animal [kg]	550,0
Grasa en la leche [%]	4,0
Edad [meses]	52,0
Días de preñez	160,0
Clasificación de la condición corporal	3,3
Días de lactación	309
Número de Lactación	5,0
Edad al tener el primer ternero [meses]	22,0
Intervalos entre terneros [meses]	12,0
Proteína de la leche, expresado en proteína total [%]	3,60
Contenido de lactosa en la leche [%]	4,85

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de NCR.

Tabla 3.76: Datos necesarios para la construcción de raciones.

Ración	1	2
Producción de leche [kg]	20,00	36,00
Producción de leche [l]	19,38	34,88
Porcentaje en peso vivo animal [%]	2,98	3,96
Concentrado [%]	30,00	50,00
Forraje [%]	70,00	50,00
Materia seca de concentrado [kg]	4,92	10,89
Materia seca de forraje [kg]	11,47	10,89
Materia seca ración [kg]	16,39	21,78

Fuente: Elaboración propia a partir de Gingins 2001 y Escoboza 2002.

Tabla 3.77: Requerimientos proteicos, energéticos y minerales cubiertos por cada ración.

Ración	1	2
Proteína Cruda [%]	13,80	15,17
Energía Neta de Lactancia [Mcal/kg]	1,31	1,59
Calcio (Ca) [%]	0,22	0,46
Fósforo (P) [%]	0,13	0,32
Fibra Cruda [%]	6,85	2,29

Fuente: Elaboración propia a partir de Gingins 2001 y Escoboza 2002.

Tabla 3.78: Raciones control

Ración Control 1		Ración Control 2	
Ingredientes			
Concentrado [% MS base ración]			
Sorgo (grano)	12,03	Maíz (grano)	15,27
Harina de Soja	9,12	Pellet de Girasol	17,06
Pellet de Girasol	6,26	Expeller de Algodón	8,08
Melaza	2,59	Pellet de Soja	5,61
		Harina de Soja	3,98
Subtotal 1	30,00	Subtotal 1	50,00
Forraje [% MS base ración]			
Alfalfa, heno	14,40	Maíz, Silaje	34,29
Maíz, ensilado	55,30	Maíz, Grano	13,96
Conchilla, harina	0,25	Conchilla, Harina	1,35
Fosfato de Sodio	0,05	Sal Común	0,4
		Núcleo vitamínico - mineral	0,15
Subtotal 2	70,00	Subtotal 2	50,00
Total	100,00	Total	100,00

Fuente: Elaboración propia a partir de Gingins 2001 y Escoboza 2002.

Por último se muestra las tablas donde se comparan cada una de las raciones con sus distintos concentrados y los gráficos creados para realizar el análisis de la influencia de la inclusión de las distintas burlandas a partir de maíz. Cabe destacar que si bien en cada gráfica aparecen ambas raciones, no se tiene como objetivo la comparación entre las mismas ya que son totalmente diferentes.

Tabla 3.79: Ración 1 con y sin burlanda.



RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

Ración 1							
Control (Sin Burlanda)		Con Burlanda Húmeda		Con Burlanda Seca		Con Burlanda Seca Reducida en Grasa	
<i>Ingredientes</i>							
Concentrado [% MS base ración]							
Sorgo (Grano)	12,03	Sorgo (Grano)	3,74	Sorgo (Grano)	3,74	Sorgo (Grano)	3,80
Harina de Soja	9,12	Burlanda Húmeda	20,00	Burlanda Seca	20,00	Burlanda Seca Reducida en Grasa	26,20
Melaza de Caña de Azúcar	2,59	Pellet de Girasol	6,26	Pellet de Girasol	6,26		
Pellet de Girasol	6,26						
Subtotal 1	30,00	Subtotal 1	30,00	Subtotal 1	30,00	Subtotal 1	30,00
Forraje [% MS base ración]							
Alfalfa, heno	14,40	Alfalfa, heno	14,40	Alfalfa, heno	14,40	Alfalfa, heno	14,40
Maíz, ensilado	55,30	Maíz, ensilado	55,30	Maíz, ensilado	55,30	Maíz, ensilado	55,30
Conchilla, harina	0,25	Conchilla, harina	0,25	Conchilla, harina	0,25	Conchilla, harina	0,25
Fosfato de Sodio	0,05	Fosfato de Sodio	0,05	Fosfato de Sodio	0,05	Fosfato de Sodio	0,05
Subtotal 2	70,00	Subtotal 2	70,00	Subtotal 2	70,00	Subtotal 2	70,00
Total	100,00	Total	100,00	Total	100,00	Total	100,00

Fuente: Elaboración propia a partir de Gingins 2001 y Escoboza 2002.

Tabla 3.80: Ración 2 con y sin burlanda



RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

Ración Control 2							
Control (Sin Burlanda)		Con Burlanda Húmeda		Con Burlanda Seca		Con Burlanda Seca Reducida en Grasa	
Ingredientes							
Concentrado [%MS base ración]							
Maíz (Grano)	15,27	Maíz (Grano)	4,86	Maíz (Grano)	4,86	Maíz (Grano)	8,46
Pellet de Girasol	17,06	Pellet de Girasol	17,06	Pellet de Girasol	17,06	Pellet de Girasol	17,06
Expeller de Algodón	8,08	Expeller de Algodón	8,08	Expeller de Algodón	8,08	Expeller de Algodón	8,08
Pellet de Soja	5,61	Burlanda Húmeda	20,00	Burlanda Seca	20,00	Burlanda Seca Reducida en Grasa	16,40
Harina de Soja	3,98						
Subtotal 1	50,00	Subtotal 1	50,00	Subtotal 1	50,00	Subtotal 1	50,00
Forraje [%MS base ración]							
Maíz, Silaje	34,29	Maíz, Silaje	34,29	Maíz, Silaje	34,29	Maíz, Silaje	34,29
Maíz, Grano	13,96	Maíz, Grano	13,96	Maíz, Grano	13,96	Maíz, Grano	13,96
Conchilla, Harina	1,35	Conchilla, Harina	1,35	Conchilla, Harina	1,35	Conchilla, Harina	1,35
Sal Común	0,40	Sal Común	0,40	Sal Común	0,40	Sal Común	0,40
Núcleo vitamínico - mineral	0,15	Núcleo vitamínico - mineral	0,15	Núcleo vitamínico - mineral	0,15	Núcleo vitamínico - mineral	0,15
Subtotal 2	50,00	Subtotal 2	50,00	Subtotal 2	50,00	Subtotal 2	50,00
Total	100,00	Total	100,00	Total	100,00	Total	100,00

Fuente: Elaboración propia a partir de Gingins 2001 y Escoboza 2002.

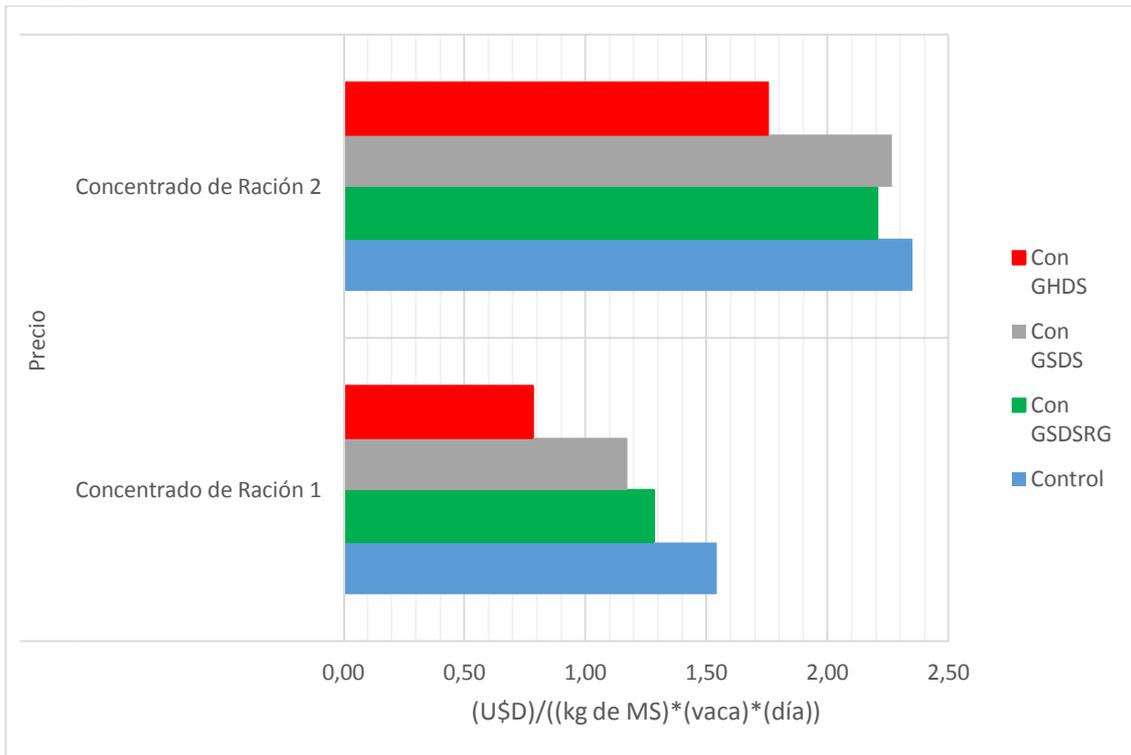


Figura 3.76: Efecto sobre el precio de cada ración por la inclusión de burlanda.

Fuente: Elaboración propia.

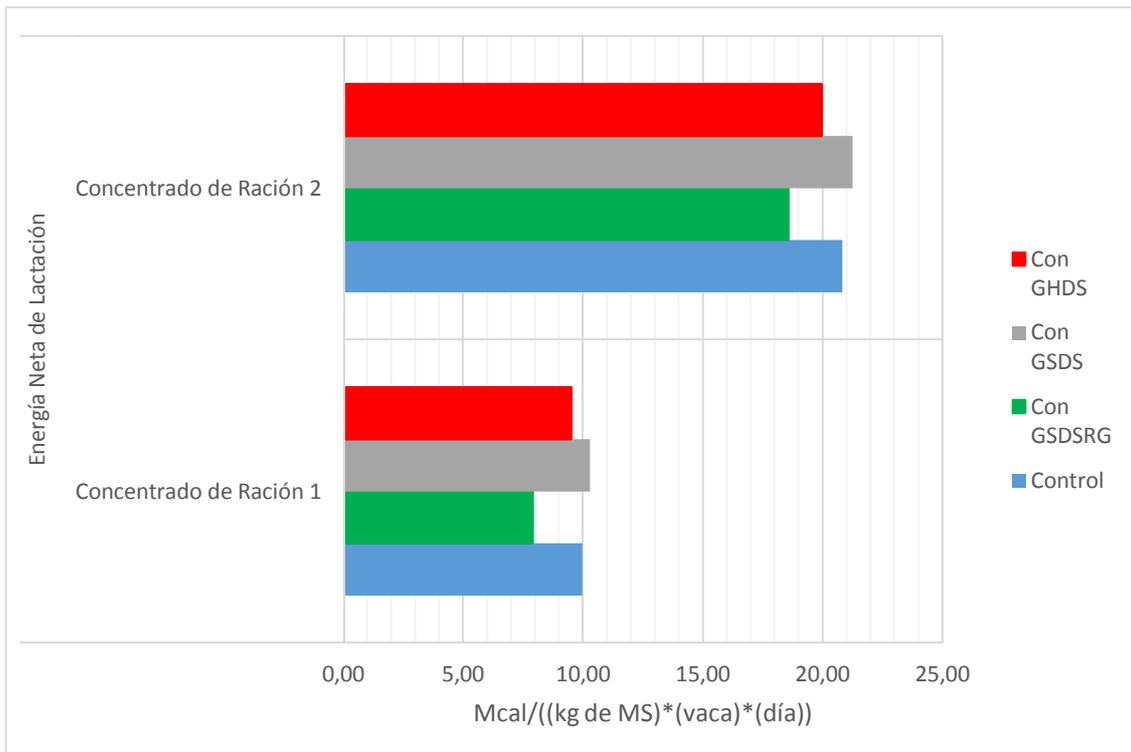


Figura 3.77: Efecto sobre la energía neta de lactación de cada ración por la inclusión de burlanda.

Fuente: Elaboración propia.

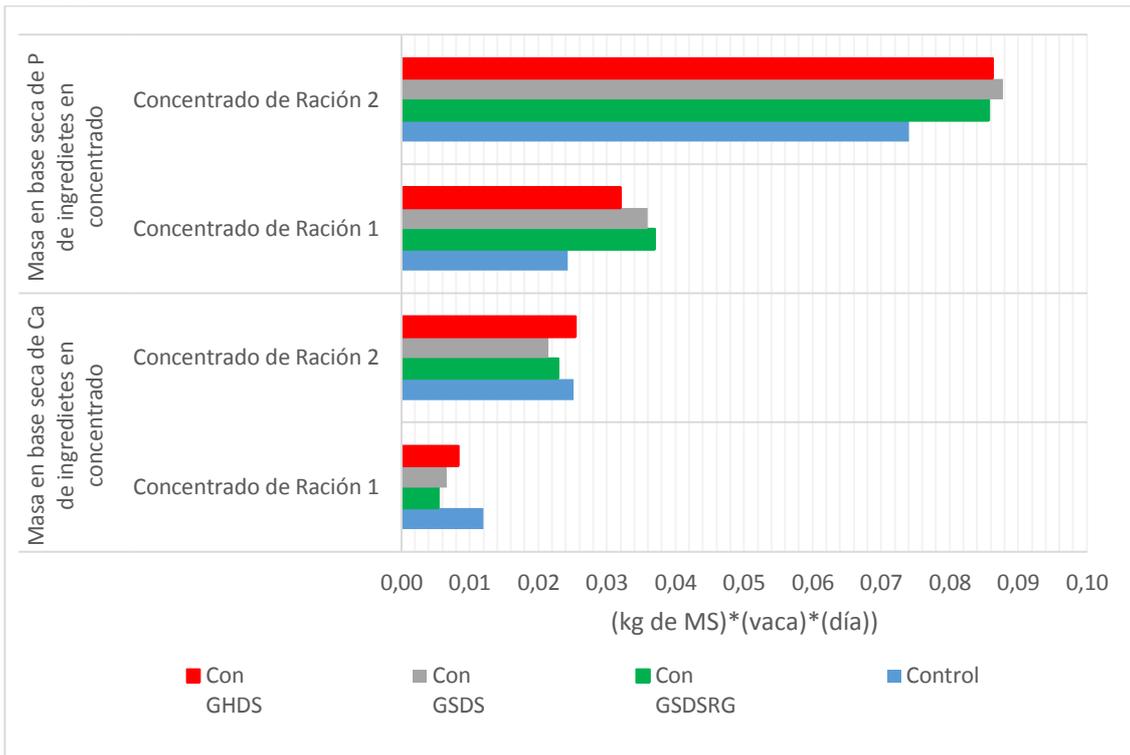


Figura 3.78: Efecto sobre el contenido de fósforo y calcio de cada ración por la inclusión de burlanda.

Fuente: Elaboración propia.

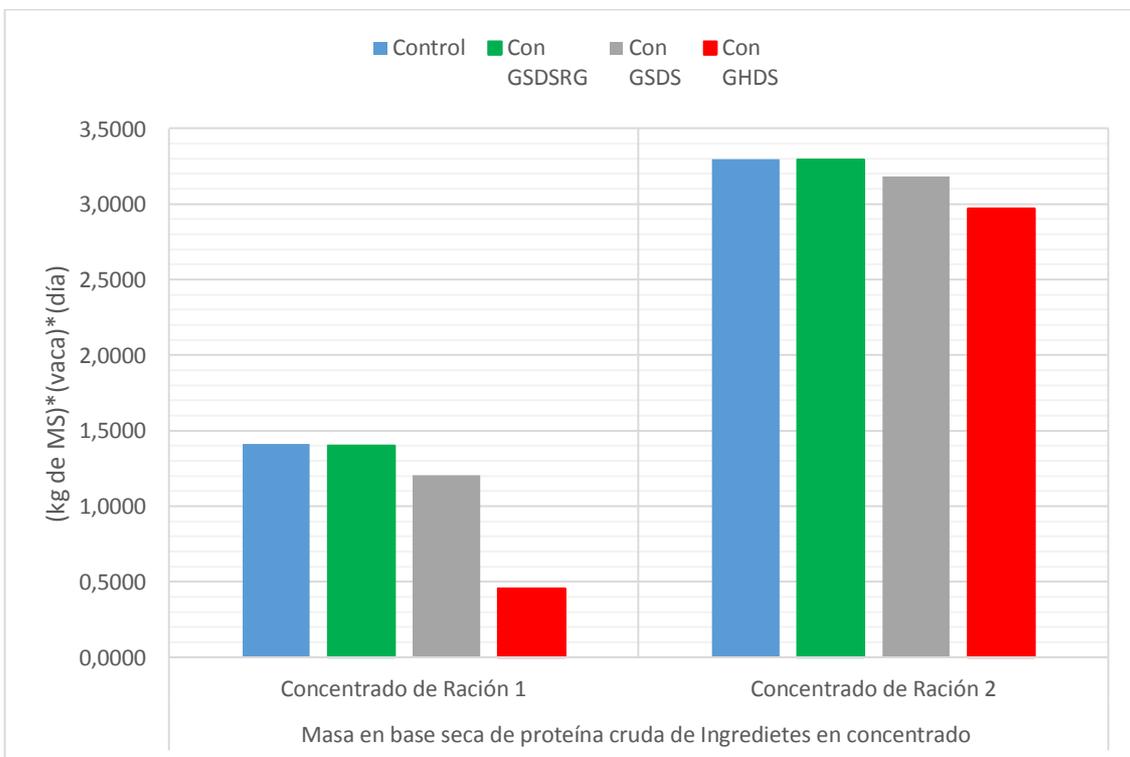


Figura 3.79: Efecto sobre la cantidad de proteína bruta de cada ración por la inclusión de burlanda.

Fuente: Elaboración propia.

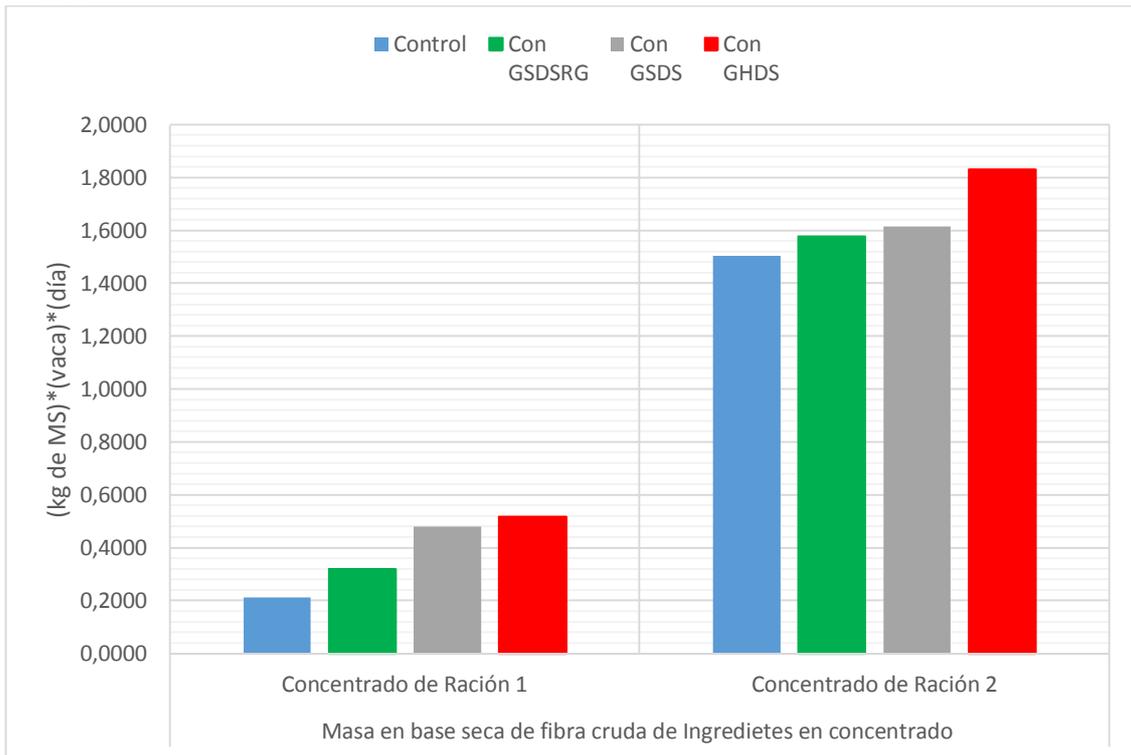


Figura 3.80: Efecto sobre la cantidad de fibra cruda de cada ración por la inclusión de burlanda.

Fuente: Elaboración propia.

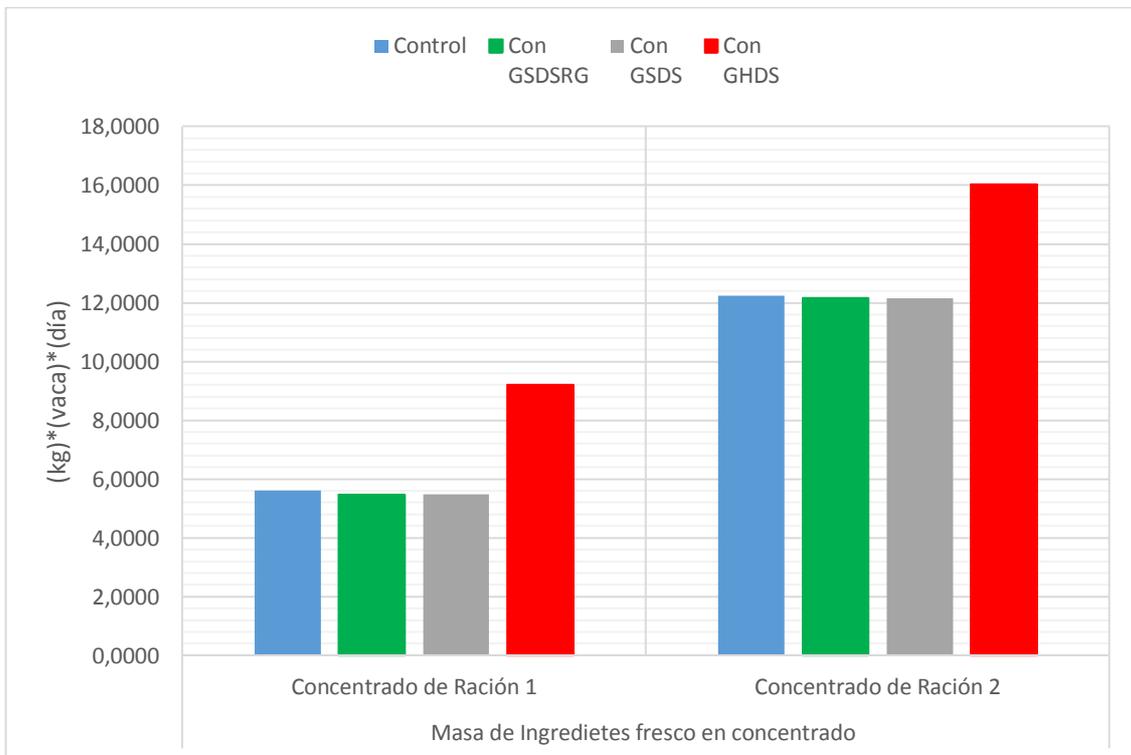


Figura 3.81: Efecto sobre el volumen de alimento fresco de cada ración por la inclusión de burlanda.

Fuente: Elaboración propia.



Como se puede notar en la figura 3.76, la inclusión de burlanda en las raciones de control tiene como consecuencia la baja de costos de las mismas. En lo que tiene que ver con la energía neta de lactación, figura 3.77, la burlanda seca desgrasada es la única que no llega a cumplir los requerimientos, lo cual es de esperarse teniendo en cuenta la menor cantidad de aceite presente. En el caso del agregado de Calcio y Fosforo (figuras 3.78 y 3.79) se tienen dos casos totalmente opuestos, ya que, en el primero el agregado de burlanda tiene como efecto que las raciones no cumplan con el requerimiento de este elemento según lo marcan las raciones de control, mientras que para el caso del fosforo, se logran los requerimientos planteados. La situación del aporte de proteína bruta y fibra cruda (figuras 3.80 y 3.81) muestra que sólo los pellets de burlanda seca desgrasados son capaces de lograr los requerimientos proteicos sin llegar al límite máximo de inclusión, mientras que en lo que respecta a la fibra, todos los concentrados realizaron aportes por sobre el control, destacándose la burlanda húmeda. Finalmente se puede notar en la figura 3.82 que en el caso del agregado de burlanda húmeda implica un manejo de una ración de mayor volumen, lo que se traduce en un agregado de dificultad a la hora del manejo.

3.3 ANÁLISIS FODA

3.3.1 ANÁLISIS INTERNO

3.3.1.1 FORTALEZAS

Las fortalezas del proyecto son:

- ✓ Es necesaria la realización de un post tratamiento para la utilización del aceite de maíz de destilería, que se realiza dentro del marco de este proyecto, por lo que el aceite obtenido por los competidores no puede utilizarse directamente como materia prima.
- ✓ La burlanda seca desgrasada posee un mayor límite de inclusión que la burlanda seca y húmeda. Puede almacenarse por largos periodos de tiempo y es capaz de reemplazar a los productos derivados de la industria sojera.
- ✓ El aceite de maíz de destilería y la burlanda seca desgrasada poseen precios competitivos.
- ✓ La tecnología utilizada en el proyecto se encuentra desarrollada.
- ✓ Proceso con ausencia de efluentes tóxicos para el medio ambiente.
- ✓ Disponibilidad de materia prima.

3.3.1.2 DEBILIDADES

Las debilidades del proyecto son:

- ✓ Ambos son productos pocos conocidos.
- ✓ Competencia por parte del etanol anhidro para ser utilizado como materia prima para la producción de aceite de maíz de destilería o para el corte de naftas.
- ✓ Competencia por parte los granos húmedos de destilería para la producción de aceite de maíz de destilería y burlanda seca desgrasada contra el consumo del producto por el sector agropecuario y el secado de los mismos para la producción de burlanda seca.

3.3.2 ANÁLISIS EXTERNO

3.3.2.1 OPORTUNIDADES

- ✓ Pocos oferentes en lo que respecta al mercado del aceite de maíz de destilería y únicos productores de burlanda seca desgrasada.
- ✓ Expansión del mercado nacional de biodiesel.
- ✓ Márgenes ajustados y variables del sector tambero como consecuencia de los costos de las dietas animales y variaciones de precios internacionales de la leche.
- ✓ Aumento de la producción de leche.



UTN - FRVM

- ✓ Inexistencia de una alternativa al aceite de soja como materia prima para la producción de biodiesel.

3.3.2.2 AMENAZAS

- ✓ Economía nacional fluctuante.
- ✓ Cambios en la fórmula de cálculo del bioetanol maicero.
- ✓ Caída de precios de la soja.
- ✓ Caída de precios del barril de petróleo.

3.4 CONCLUSIONES

En lo que respecta a las empresas productoras de bioetanol, se puede ver que la oferta se encuentra estancada y que las mismas están cerca de cumplir con el corte obligatorio dispuesto por el Ministerio de Energía y Minería. Sin embargo, se debe de destacar que existe una capacidad ociosa y un stock suficiente de alcohol anhidro para la utilización de este proyecto. Por último, se debe de agregar que existen empresas de bioetanol en proyecto, de las cuales se tienen datos sobre la capacidad instalada y cupo otorgado, por lo que se espera un crecimiento de la oferta de este producto.

Existe una diferenciación de precios según la materia prima utilizada para la producción de bioetanol, siendo el elaborado a partir de maíz más económico que el producido a partir de caña de azúcar. Por esta razón, se procede a utilizar el primero como materia prima, dejando al producido a partir de caña de azúcar y al alcohol buen gusto como materias primas secundarias y terciarias.

Como resultado de las operaciones de producción de bioetanol a partir de maíz se obtienen como subproducto burlanda húmeda y seca, las cuales no sólo se diferencian entre sí por su contenido de humedad, sino que además por su precio. Así, la burlanda húmeda tiene un valor igual al 30% de la cotización del maíz, mientras que la burlanda seca posee un valor que es igual a 1,2-1,5 veces la cotización de este grano.

Las plantas productoras de bioetanol maicero están realizando inversiones para aumentar la producción de burlanda seca con el objetivo de formar un sector con perfil exportador, sin embargo, no se tienen datos fehacientes sobre la capacidad real de secado de este sector.

En el presente capítulo, se imaginó un escenario en el cual las empresas cuya capacidad de secado se desconoce, secan casi el total de los granos de destilería que producen, encontrándose que aún en este escenario desfavorable, existe la suficiente disponibilidad de burlanda húmeda y seca para ser utilizadas como materia prima principal y secundaria respectivamente.

Como se vio en este capítulo, aún dentro del escenario en que las empresas sequen la mayoría de los granos de destilería, existe una disponibilidad de burlanda húmeda y seca para el proyecto.

El maíz tiene una cotización a futuro levemente alcista, y teniendo en cuenta que, debido a relación entre las cotizaciones de burlanda seca, húmeda y maíz, el comportamiento de los primeros productos será similar al del último, por lo que se espera un precio estable de burlanda para el próximo decenio.

Sólo se tienen datos de una única empresa que recupera aceite de maíz de destilería, pero la misma lo hace a partir del *thin stillage* y no a partir de los grados de destilería. A pesar de esto, quedo demostrado que para la suposición de que todas las empresas realicen el mismo procedimiento para la recuperación de aceite, aún se pierde cerca del 80% del aceite disponible en la burlanda distribuida.

Argentina es uno de los principales exportadores mundiales de aceite de soja crudo y destina cada vez una mayor cantidad de su producción a la elaboración de biodiesel,



siendo el aceite de soja la única materia prima utilizada para la manufacturación del biocombustible.

El mercado de biodiesel está compuesto por empresas que se dividen en 4 categorías: Grande Integrada, Grande No Integrada, Mediana y Pequeña. Si bien todas aportan al consumo interno, la Grandes Empresas colocan la mayoría de la producción en el mercado externo, mientras que las Pymes sólo participan en el mercado interno.

La cotización de aceite de maíz de destilería guarda una relación con la del aceite crudo de soja, por lo que si bien es menor, se comporta de manera similar a este último. El hecho de que el precio del aceite de maíz de destilería sea menor que el del aceite crudo de soja, es la base de su competitividad.

Debido a la falta de productos que pueden sustituir al aceite de soja como materia prima para la producción de biodiesel y que las Pymes sólo participan en el mercado interno, el aceite de maíz de destilería aparece como una opción para estas últimas capaz de reducir costos y aumentar ganancias como consecuencia de su menor costo.

Al comparar a la burlanda desgrasada con los demás concentrados quedo en claro la superioridad de la burlanda desgrasada sobre la húmeda en lo que respecta a cuestiones de almacenamiento y manejo. También se expresó su competitividad respecto a la burlanda seca debido a que su menor cantidad de grasa permite utilizarla con mayores niveles de inclusión sin necesidad de tener caídas en la composición grasa de la leche. También se debe de mencionar que es capaz de reemplazar a concentrados de precios más elevados, como es el caso de los subproductos de la industria sojera, lo que ayuda a reducir los costos de los productores tamberos. Finalmente, desde el punto de vista de los precios, la burlanda desgrasada se encuentra en un nivel medio.

CAPÍTULO 4: CAPACIDAD INSTALADA Y LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

4.1 CAPACIDAD INSTALADA

4.1.1 CICLO DE VIDA DEL PRODUCTO

Ciclo de Vida del Producto (CVP) es una herramienta que intenta identificar la evolución de su volumen de ventas y de los beneficios que generan. El mismo posee cuatro etapas o fases que le confieren una forma de S a la curva que nace de representar las ventas respecto al tiempo. A continuación se detallan las fases que componen el ciclo de vida del producto.

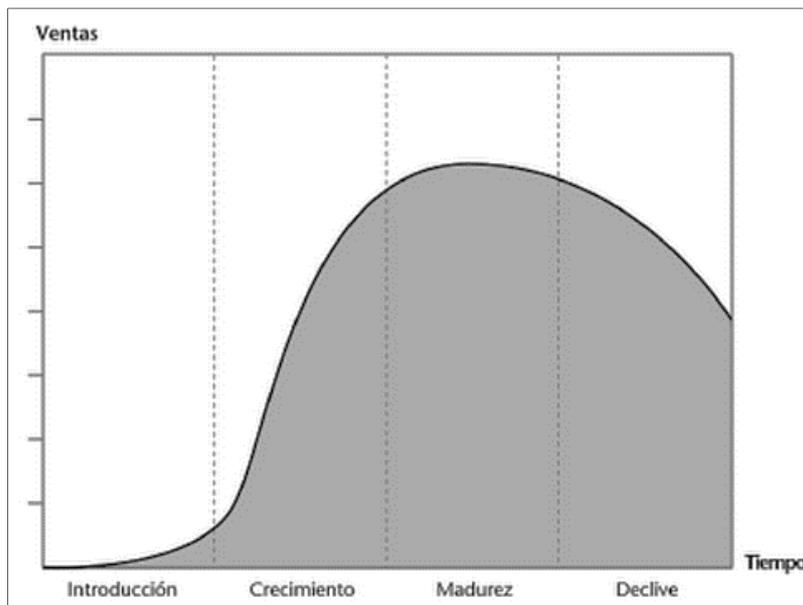


Figura 4.1: Curva típica de Ciclo de Vida del Producto¹.

- Etapa de Introducción o Fase 1: En esta fase el producto es apreciado por su nivel de novedad y puede causar en los consumidores el entusiasmo de obtenerlo aún sin que los mismos conozcan a fondo sobre las características de dicho producto, es por ello que también se define como fase de difusión inicial, lanzamiento o de conocimiento público. Aquí, los problemas que generalmente se presentan son los de puesta a punto.
- Etapa de Crecimiento o Fase 2: el artículo se encuentra en pleno desarrollo. Se presenta una apertura en el mercado por medio de la aparición de nuevos competidores, por lo que se debe de analizar el hecho de realizar inversiones para adquirir o conservar parte del mercado para posicionamiento del producto en el mismo.
- Etapa de Madurez o Fase 3: el producto se encuentra en la madurez de su ciclo de vida. Se consolida la competencia y pocas empresas nuevas entran al mercado, lo que tiene como consecuencia una disminución en el crecimiento del mismo y que las inversiones sean sólo para las mejoras de proceso. En esta etapa la calidad del producto es un factor diferenciador.
- Etapa de Declive o Fase 4: en esta fase se pasa de la saturación a la obsolescencia, lo que propicia una oportunidad para la creación de nuevas tecnologías. Desde el punto de vista del mercado, como consecuencia del declive solo algunas empresas son capaces de mantener el producto. Aquí, el factor clave es el énfasis en la relación costo – eficiencia.

¹ Fuente: imagen extraída de Fortuny M. (2000)



Luego de analizar las diferentes etapas del Ciclo de Vida del Producto se puede concluir que el aceite de maíz de destilería se encuentra en la fase 1, mientras que los granos secos de destilería reducidos en grasa se encuentran entre la fase 2 y 3.

4.1.2 FACTORES QUE CONDICIONAN LA DIMENSIÓN DE LA PLANTA

El tamaño de la planta estará condicionado por las relaciones existentes entre el mismo y la demanda, la disponibilidad de las materias primas, la tecnología, los equipos y el financiamiento. A continuación se detallan dichas relaciones.

- Relación entre el tamaño del proyecto y la demanda: la demanda es uno de los factores que pueden limitar el tamaño de un proyecto. La aceptación del tamaño propuesto ocurrirá cuando la demanda sea claramente mayor a este, de tal manera que el tamaño propuesto no cubra una porción mayor del 10% de la demanda.
- Relación entre el tamaño del proyecto y los suministros e insumos: el abasto suficiente en cantidad y calidad de materias primas es vital para el desarrollo del proyecto. En caso de que la provisión de materias primas no sea totalmente segura se debe de buscar en el extranjero, cambiar de tecnología o abandonar el proyecto en el último de los casos.
- Relación entre el tamaño del proyecto, la tecnología y los equipos: existen ciertos procesos y tecnologías que exigen una escala mínima para ser aplicables, ya que por debajo de ciertos límites, los costos serían tan altos que no se justificaría la operación en la planta. Estas relaciones también influirán en el vínculo existente entre tamaño, inversión y costo de producción, de esta manera, dentro de ciertos límites de operación y a mayor escala, dichas relaciones propiciarán un menor costo de inversión por unidad de capacidad instalada y un mayor rendimiento por persona ocupada contribuyendo a disminuir el costo de producción y a elevar utilidades y la rentabilidad del proyecto.
- Relación entre el tamaño del proyecto y el financiamiento: para el caso en que existen suficientes recursos económicos que permitan elegir entre varios tamaños para producciones similares entre los cuales existe una gran diferencia de costos y de rendimientos económicos, se debe de balancear distintos aspectos para escoger aquel que se financie con mayor seguridad y a la vez que ofrezca los menores costos y un alto rendimiento de capital. Para el caso de existir flexibilidad en la instalación de la planta se puede considerar la implantación del proyecto por etapas. Por último se debe de destacar que para el caso de que los recursos financieros sean insuficientes para las necesidades del tamaño mínimo de la planta, se debe abandonar el proyecto.
- Relación entre el tamaño del proyecto y la organización: se debe de asegurar que se cuenta con el personal técnico de cualquier nivel, el cual no se puede obtener fácilmente en algunas localidades del país. Si bien para los casos en que no existe mano de obra preparada con frecuencia son técnicos extranjeros los que operan los equipos, se deben de prevenir los obstáculos en este punto.

Teniendo en cuenta las relaciones anteriormente descritas se debe de mencionar que no existen problemas en lo que se refiere a la tecnología, organización y financiamiento, por lo que a continuación se procede a analizar las relaciones existentes entre la demanda y la existencia de materia prima con relación al tamaño del proyecto, teniendo en cuenta en primer lugar al aceite de maíz de destilería por ser el principal producto a producir y en segundo lugar a la burlanda húmeda, debido que la falta de información sobre la capacidad de secado del sector.

En el capítulo referido al estudio de mercado se mencionó que el aceite de maíz de destilería tiene como destino las pequeñas empresas productoras de biodiesel, las cuales tienen una capacidad instalada de 113.889,00t/año y fueron capaces de producir 110.342,20t en el año 2016. Debido a que se toma como regla de pulgar que la relación



de aceite demandado y biodiesel es igual a uno, estos valores representan la demanda del sector. Con este dato y teniendo en cuenta lo mencionado respecto a la relación entre la dimensión del proyecto y la demanda, se procede a analizar la cantidad de aceite de maíz de destilería que se necesitaría para satisfacer distintos porcentajes de la demanda junto al volumen necesario de burlanda húmeda necesaria para obtener dichas cantidades de aceite. Así, para tal fin se procede a analizar un rango del 0 al 5% de la demanda debido a que es un producto que se encuentra en la etapa de introducción.

Tabla 4.1: Demanda de aceite de maíz de destilería y burlanda húmeda necesaria.

Porcentaje de Mercado	Demanda de Aceite de Maíz de Destilería [t/año]		Burlanda Húmeda Necesaria [t/año]	
	Según Capacidad Instalada	Según Producción Año 2016	Según Capacidad Instalada	Según Producción Año 2016
0,00%	0,00	0,00	0,00	0,00
1,00%	1.138,89	1.103,42	29.155,07	28.247,11
2,00%	2.277,78	2.206,84	58.310,15	56.494,22
3,00%	3.416,67	3.310,27	87.465,22	84.741,33
4,00%	4.555,56	4.413,69	116.620,29	112.988,43
5,00%	5.694,45	5.517,11	145.775,37	141.235,54

Fuente: elaboración propia.

Se debe de recordar, según lo expuesto en el capítulo 3, que la cantidad real disponible de burlanda es desconocida debido a que no se poseen datos sobre las capacidades de secado de las empresas Promaíz S.A., Vicentín S.A.I.C. y Diaser, por lo que se imaginó un escenario desfavorable para evaluar la disponibilidad de esta materia prima, la cual consistían en suponer que estas empresas secaban el 96,00% de los granos de destilería que se obtenían. Sin embargo, al repasar la historia del sector en lo que respecta a la instalación de las plantas y secadores rotatorios se pudo ver que las mismas fueron creadas con el objetivo de comercializar principalmente burlanda húmeda, como lo demuestran los casos de la empresa ACABIO que fue concebida con una capacidad de secado del 50%, la planta riocueatense BIO 4 que fue una de las primeras en entrar en régimen en 2012 tomo y tomó la decisión de invertir en un secador rotatorio 4 años después y finalmente la firma Porta Hermanos, que si bien tiene una capacidad de secado del 95,00% en un principio secaba a pedido no teniéndose datos de la forma en que la empresa trabaja en la actualidad. Esto, sumado a que las plantas de bioetanol se construyen siguiendo un estándar lleva a pensar que las empresas Diaser, Vicentín S.A.I.C. y Promaíz S.A. tienen una capacidad de secado diferente del 96,00%, pudiendo ser nula o, lo que indicaría la lógica, homologa a las plantas de su mismo tamaño. Así, se presentan distintos escenarios de oferta de burlanda húmeda según las distintas capacidades de secado que puede tener el sector.



Tabla 4.2: Capacidad de secado y disponibilidad de burlanda húmeda según suposición.

Suposición de Capacidad de Secado Promaíz S.A., Vicentín S.A.I.C. y Diaser	Promedio de Capacidad de Secado del Sector	Disponibilidad de Burlanda Húmeda [t/año]		
		Según Capacidad Instalada de Producción de Bioetanol	Según Cupo Otorgado	Según Producción de Bioetanol, Año 2016
96,00%	88,00%	176.771,08	153.552,21	165.874,66
Secan Como su Homónima	80,00%	309.207,42	277.772,23	293.183,71
0,00%	40,00%	716.278,30	655.852,46	706.563,23

Fuente: Elaboración propia.

De esta manera, a la hora de establecer el dimensionamiento de la planta se debe de tener en cuenta un equilibrio entre el porcentaje de demanda que se desea satisfacer y la porción de mercado de burlanda que se debe de abarcar.

Tabla 4.3: Relación entre porcentaje de demanda satisfecha y mercado de burlanda húmeda abarcado para una capacidad de secado promedio del sector del 88,00%

Porcentaje de Demanda a Satisfecha	Mercado de Burlanda Húmeda Cubierto		
	Según Capacidad Instalada de Producción de Bioetanol	Según Cupo Otorgado	Según Producción de Bioetanol Año 2016
0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
1,00%	16,49%	18,99%	17,58%
2,00%	32,99%	37,97%	35,15%
3,00%	49,48%	56,96%	52,73%
4,00%	65,97%	75,95%	70,31%
5,00%	82,47%	94,94%	87,88%

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 4.4: Relación entre porcentaje de demanda satisfecha y mercado de burlanda húmeda abarcado para una capacidad de secado promedio del sector del 80,00%

Porcentaje de Demanda a Satisfecha	Mercado de Burlanda Húmeda Cubierto		
	Según Capacidad Instalada de Producción de Bioetanol	Según Cupo Otorgado	Según Producción de Bioetanol Año 2016
0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
1,00%	9,43%	10,50%	9,94%
2,00%	18,86%	20,99%	19,89%
3,00%	28,29%	31,49%	29,83%
4,00%	37,72%	41,98%	39,78%
5,00%	47,14%	52,48%	49,72%

Fuente: Elaboración propia.



Tabla 4.5: Relación entre porcentaje de demanda satisfecha y mercado de burlanda húmeda abarcado para una capacidad de secado promedio del sector del 40,00%

Porcentaje de Demanda a Satisfecha	Mercado de Burlanda Húmeda Cubierto		
	Según Capacidad Instalada de Producción de Bioetanol	Según Cupo Otorgado	Según Producción de Bioetanol Año 2016
0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
1,00%	4,07%	4,45%	4,13%
2,00%	8,14%	8,89%	8,25%
3,00%	12,21%	13,34%	12,38%
4,00%	16,28%	17,78%	16,51%
5,00%	20,35%	22,23%	20,63%

Fuente: Elaboración propia.

Teniendo en cuenta todo lo escrito hasta aquí, parece prudente comenzar por satisfacer un 3% de la demanda, abarcando entre un 31 y 57% (para el peor de los casos) de la oferta de burlanda húmeda, lo que implica una producción aproximada de 3.400t/año de aceite de maíz de destilería y un consumo mínimo de 92.160t/año de burlanda húmeda.

También se debe de mencionar que el proceso recupera el 99,50% del etanol utilizado, por lo que para la producción de las 3.400t/año de aceite de maíz de destilería se necesitaran comprar anualmente 111,34m³/año lo que equivale al 1,018% del total de stock de bioetanol maicero según se puede ver en la tabla 3.18. Finalmente no se debe de olvidar que como resultado del proceso se obtendrán ceca de 31.000 toneladas anuales de burlanda seca desgrasada para su comercialización.

4.2 LOCALIZACIÓN

4.2.1 MACROLOCALIZACIÓN

Para realizar la macrolocalización se lleva a cabo el procedimiento de cribado, en el cual se sombreaman mapas esquemáticos del país las zonas impropias según distintos factores. En este caso, los principales factores a considerar son la cercanía a la materia prima y a los consumidores, ya que el flete es uno de los costos más importantes que influirá sobre la localización de la empresa.

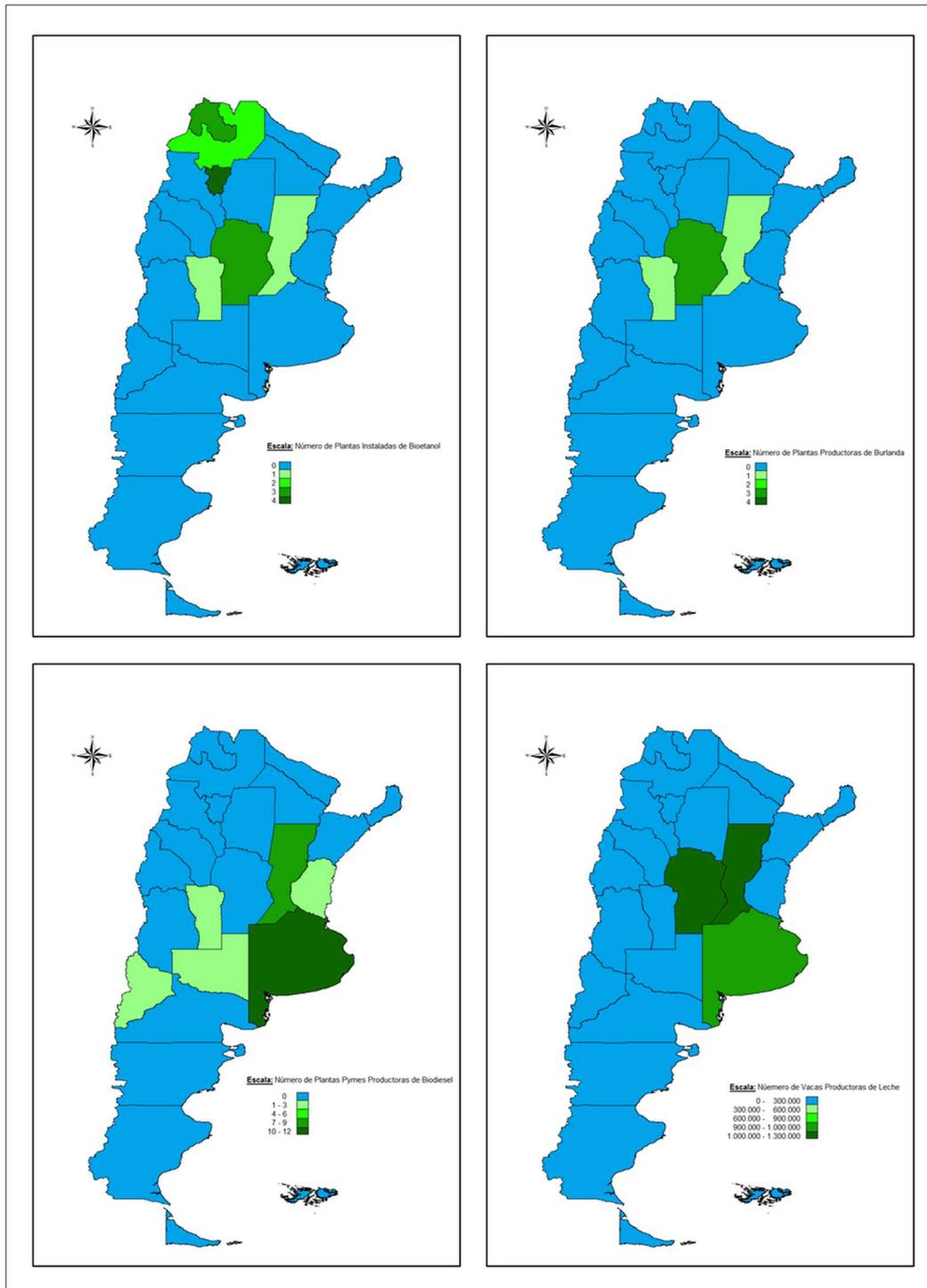


Figura 4.2: mapas para la realización del procedimiento de cribado.

Fuente: elaboración propia a partir de datos de SENASA, INTA, MINEM.

Como se puede apreciar en el primer mapa de la figura 4.2, en el noroeste argentino (NOA) se encuentra la mayor concentración de plantas productoras de bioetanol, las cuales utilizan como materia prima caña de azúcar, pero serán descartadas debido a que estas plantas no producen burlanda además de producir un alcohol más caro que el producido a partir de maíz. En la región centro se destaca la provincia de Córdoba, debido a que en la misma se encuentran 3 de las 5 plantas que hoy están en funcionamiento. En el segundo mapa se realizó el cribado teniendo en cuenta el número de plantas capaces de producir burlanda húmeda, en este sentido, Córdoba lidera el



ranking ya que a las 3 plantas que producen bioetanol para el corte de gasolina, se le agrega la empresa Porta Hnos. que produce bioetanol a partir de maíz, y por lo tanto burlanda, pero el alcohol es destinado para otros usos, como por ejemplo bebidas alcohólicas y vinagre.

El tercer mapa de la muestra las provincias según la densidad de Pymes elaboradoras de biodiesel, en donde se puede rescatar que Córdoba no posee ninguna planta, mientras que la mayor densidad se encuentra en las provincias de Buenos Aires con 12 plantas y Santa Fe con 8. Por último en el cuarto mapa se puede notar la densidad de vacas destinadas a la producción de leche, siendo las provincias de Córdoba, Santa Fe y Buenos Aires las más importantes. De todo lo anterior mencionado se desprende como primera conclusión que se deben de analizar las provincias de Córdoba, Santa Fe y Buenos Aires para la localización de la planta, debido a que en ellas se encuentran el mayor número de proveedores de materia prima y los principales mercados de consumo.

Al momento de elegir una de estas tres provincias se debe de tener en cuenta la cantidad de parques industriales instalados y la infraestructura vial y ferroviaria que cada provincia posee. Los parques industriales son predios diseñados para la radicación de industrias y servicios para la industria en armonía con los planes de desarrollo urbanos locales. Disponen de infraestructura y servicios comunes, como energía eléctrica, gas, agua, beneficios impositivos y otros servicios públicos que favorecen el desarrollo de pequeñas y medianas empresas. En el país 154 parques industriales, de los cuales 55 se encuentran en la provincia de Buenos Aires, 23 en Santa Fe y 12 en Córdoba. Por último se debe de mencionar que las provincias al estar ubicadas en la región centro del país, no poseen problemas de infraestructura vial y ferroviaria, como queda en claro al observar las figuras 4.4 y 4.5.



Figura 4.3: ubicación de parques industriales.²



Figura 4.4: red caminera nacional.³

² Fuente: <http://www.produccion.gov.ar/parquesindustriales/mas-informacion/>.

³ Fuente: <http://mapa-maps.com.ar/rutas-argentinas/>

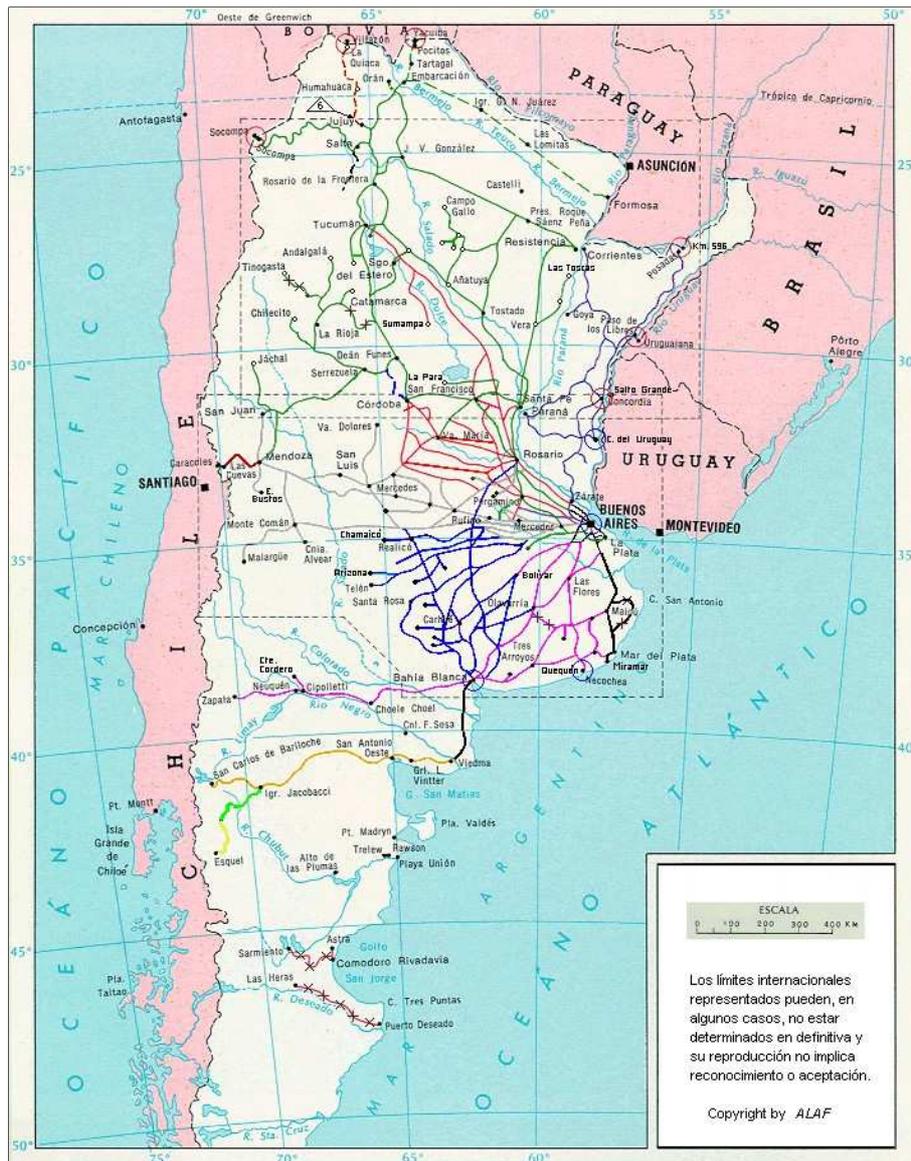


Figura 4.5: red ferroviaria nacional.⁴

Según lo analizado hasta aquí, se concluye que la mejor opción para la localización del proyecto es la provincia de Córdoba, debido a que:

- La provincia cuenta con la infraestructura vial y ferroviaria necesaria para distribuir los productos obtenidos y transportar las materias primas a la planta.
- Posee una interesante variedad de parques industriales para la localización del proyecto.
- Se encuentran la mayoría de las empresas productoras de burlanda y bioetanol a partir de maíz.
- Es una de las principales cuencas lecheras del país, por lo que posee una importante cantidad de cabezas de ganado destinadas a tal efecto.

Esta combinación de factores están por sobre el hecho de que en la misma no existen plantas productoras de biodiesel.

⁴ Fuente: <https://www.cnrt.gob.ar/mapas-y-croquis>



4.2.2 MICROLOCALIZACIÓN

La microlocalización tiene como objetivo determinar cuál es la mejor alternativa dentro de la macrolocalización. Define la ubicación precisa que tendrá el proyecto por lo que se debe de identificar el lugar, las medidas del terreno, vías de acceso, etc. La dificultad de la selección de la microlocalización se reduce en ocasiones debido a la existencia de parques industriales en los que, gracias a la adecuación del terreno y la instalación previa de servicios generales para estos fines, reduce los costos de instalación. Existen diversos factores que se deben de analizar para la selección de la ubicación de la empresa:

- Servicios: se debe de investigar qué servicios requerirá la empresa para su funcionamiento, como por ejemplo, electricidad, gas, agua, drenaje, etc.
- Materias Primas: se analiza a los proveedores y las distancias que separan a la empresa de los mismos con el fin de disminuir los costos de transporte (flete) y la rapidez de servicio.
- Mano de Obra: se examina la existencia de mano de obra calificada y no calificada teniendo en cuenta la cantidad requerida de cada clase.
- Ubicación Estratégica: es importante considerar aspectos referentes a vías y medios de comunicación.
- Costo de Adquisición de Terrenos: se debe de analizar diferentes opciones que se tengan sobre los predios con las características requeridas para la ubicación de la empresa y evaluar los aspectos anteriormente mencionados para tomar la mejor decisión sobre el lugar donde construirá la empresa.
- Disponibilidad de Espacio: los predios deben de reunir requisitos de ubicación así como de superficie. Por lo que se debe de considerar el crecimiento de la empresa proyectado para el corto, mediano y largo plazo.

Para determinar la localización del proyecto se parte del hecho que el mismo debe de estar lo más cerca posible de las empresas proveedoras de materias primas para disminuir al máximo el costo del flete, sobre todo para el caso de la Burlanda Húmeda que posee un 65% de agua. Es por ello que se procede analizar las ciudades de Villa María, Alejandro Roca, Río Cuarto y Córdoba. Luego, se realiza un primer filtro teniendo en cuenta la distancia existente entre proveedores y principales mercados consumidores. Con este método se busca por eliminar al menos dos de las cuatro ciudades para finalmente aplicar el método de puntuaciones ponderadas a las dos restantes.

Ciudad de Destino	Ciudad de Origen		
	Villa María	Alejandro Roca	Rio Cuarto
Villa María	0,00	159,72	132,94
Alejandro Roca	159,72	0,00	76,26
Rio Cuarto	132,94	76,26	0,00

Tabla 4.6: Distancia expresada en kilómetros entre ciudades con plantas productoras de bioetanol con cupo otorgado.

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Google Maps.

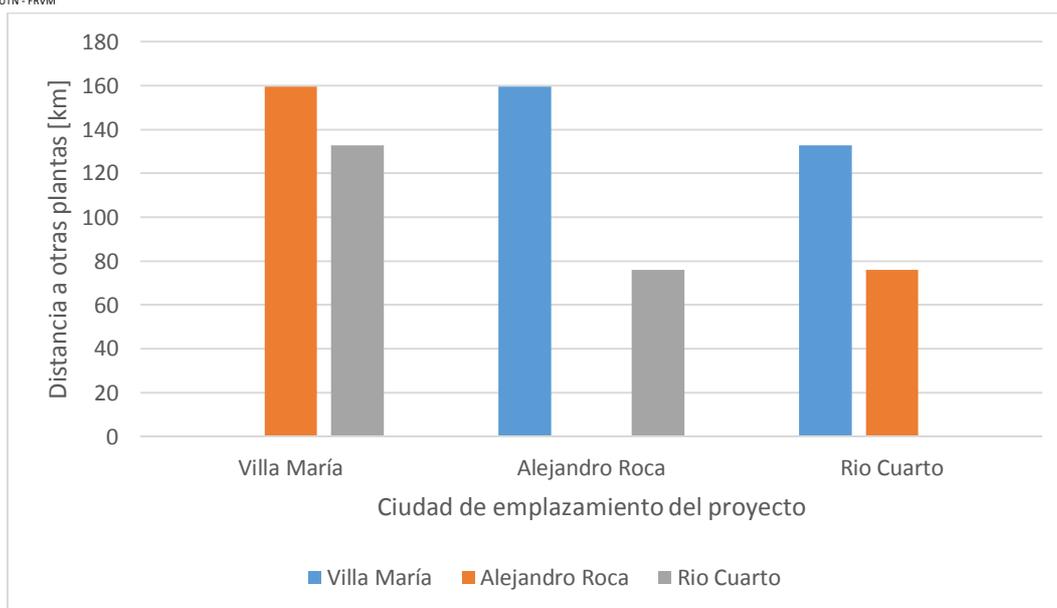


Figura 4.6: Distancia entre ciudades con plantas productoras de bioetanol con cupo otorgado por la Secretaría de Energía de la Nación.

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Google Maps

Como se puede notar en la figura 4.6, desde el punto de vista de la distancia entre ciudades que producen bioetanol con cupo otorgado, Río Cuarto es la que más cerca está del resto, lo que significa que en caso de emplazar el proyecto en dicha ciudad, los costos de flete a la hora de recibir bioetanol de otras ciudades serían menores en comparación de los casos de Alejandro Roca y Villa María.

Tabla 4.7: Distancia expresada en kilómetros entre plantas productoras de burlanda.

Ciudad de Destino	Ciudad de Origen			
	Villa María	Córdoba	Alejandro Roca	Río Cuarto
Villa María	0,00	151,00	159,72	132,94
Córdoba	151,00	0,00	320,19	212,81
Alejandro Roca	159,72	320,19	0,00	76,26
Río Cuarto	132,94	212,81	76,26	0,00

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Google Maps.

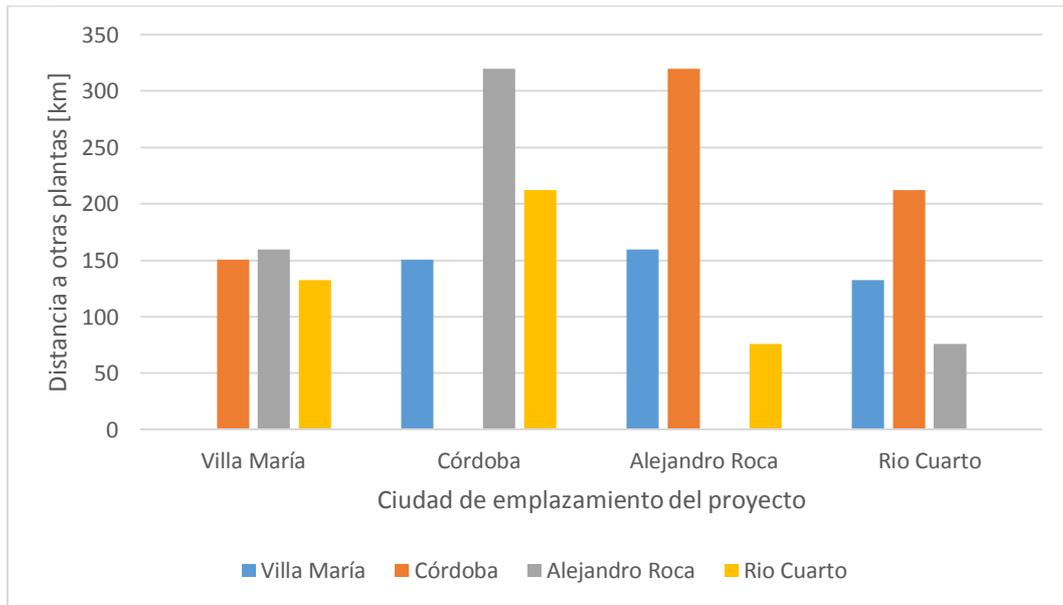


Figura 4.7: Distancia entre plantas productoras de burlanda.

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Google Maps.

Al igual que en la figura anterior, en la figura 4.7 se realiza el mismo análisis pero teniendo en cuenta la posibilidad de comprar burlanda en otra ciudad que no sea la elegida para la localización de la empresa. En la figura se puede notar que se destacan las ciudades de Rio Cuarto y Villa María.



Tabla 4.8: Distancia expresada en kilómetros entre ciudades con plantas productoras de burlanda y principales cuencas lecheras del país.

Cuenca Lechera	Ciudad de Destino	Ciudad de Origen			
		Rio Cuarto	Villa María	Alejandro Roca	Córdoba
Norte de Santa Fe	Tostado	572,00	439,00	573,00	466,00
Centro Santa Fe	Rafaela	376,00	245,00	379,00	290,00
Sur Santa Fe	Sastre	341,00	207,00	341,00	280,00
Sur Buenos Aires	Puán	655,00	706,00	742,00	855,00
Oeste	Trenque Lauquen	455,00	488,00	524,00	637,00
Buenos Aires					
Mar y Sierras	Tandil	779,00	845,00	831,00	993,00
Buenos Aires					
Abasto Sur	Navarro	588,00	548,00	619,00	695,00
Buenos Aires					
Abasto Norte Buenos Aires	Chivilcoy	503,00	516,00	538,00	664,00
Villa María, Córdoba	Villa María	135,00	0,00	136,00	150,00
Noroeste Córdoba	San Francisco	291,00	163,00	296,00	208,00
Sur Córdoba	Bell Ville	189,00	58,50	193,00	206,00

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Google Maps.

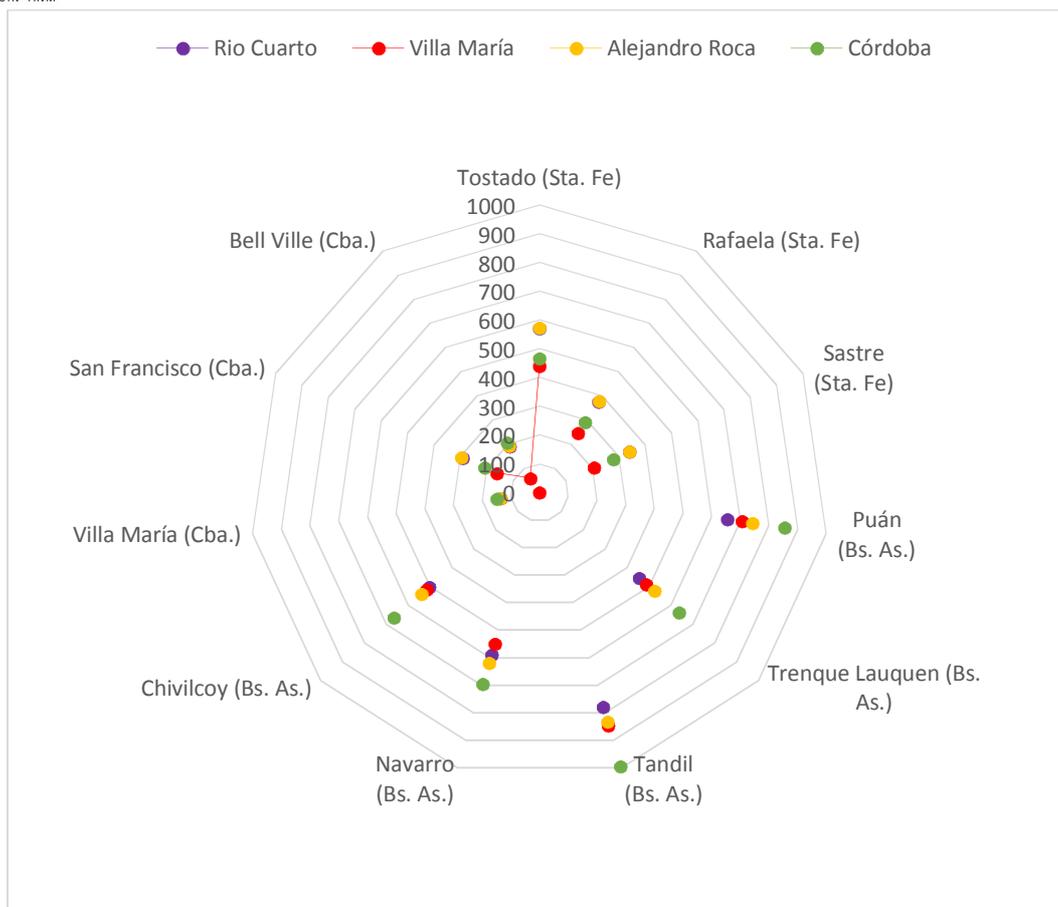


Figura 4.8: Distancia entre ciudades con plantas productoras de burlanda y principales cuencas lecheras del país.

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Google Maps.

Tabla 4.9: Distancia expresada en kilómetros entre ciudades con plantas productoras de burlanda y Pymes elaboradoras de biodiesel en la provincia de Santa Fe

Ciudad de Destino	Ciudad de Origen			
	Villa María	Río Cuarto	Alejandro Roca	Córdoba
Puerto Gral. San Martín	269,00	403,00	374,00	413,00
Rosario	261,00	394,00	348,00	405,00
Roldán	237,00	370,00	352,00	381,00
Arroyo Seco	287,00	413,00	354,00	430,00
General Alvear	370,00	502,00	508,00	426,00
Piamonte	174,00	306,00	332,00	260,00
Calchaquí	492,00	624,00	662,00	548,00
Esperanza	295,00	427,00	465,00	351,00

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Google Maps.



Figura 4.9: Distancia entre ciudades con plantas productoras de burlanda y Pymes elaboradoras de biodiesel en la provincia de Santa Fe.

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Google Maps.

Tabla 4.10: Distancia expresada en kilómetros entre ciudades con plantas productoras de burlanda y Pymes elaboradoras de biodiesel en la provincia de Buenos Aires.

Ciudad de Destino	Ciudad de Origen			
	Villa María	Rio Cuarto	Alejandro Roca	Córdoba
Quilmes Oeste	572,00	633,00	575,00	716,00
Ramallo	355,00	461,00	403,00	499,00
Junín	428,00	393,00	335,00	556,00
Parque Industrial Pilar	514,00	554,00	496,00	658,00
San Nicolás	324,00	430,00	371,00	505,00
Daireaux	599,00	571,00	536,00	760,00
Bahía Blanca	806,00	725,00	743,00	966,00
Villa Madero	556,00	608,00	549,00	700,00
Los Polvorines	523,00	576,00	518,00	667,00
Ramallo	355,00	461,00	403,00	499,00
Villa Astolfi	518,00	558,00	500,00	662,00
Saladillo	564,00	560,00	502,00	723,00

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Google Maps.

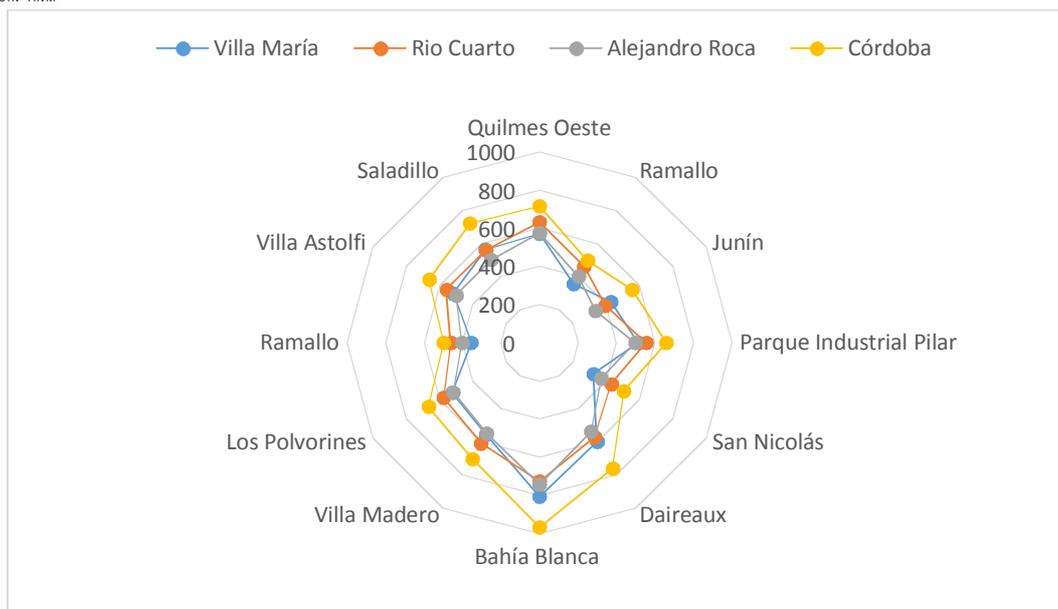


Figura 4.10: Distancia entre ciudades con plantas productoras de burlanda y Pymes elaboradoras de biodiesel en la provincia de Buenos Aires.

Fuente: elaboración propia a partir de datos de Google Maps.

Las figuras 4.8, 4.9 y 4.10 son graficas radiales, lo que significa que aquella figura que tenga el área más pequeña representa que la ciudad analizada está ubicada de manera tal que la distancia hacia otras ciudades es la mínima.

En la figura 4.8 se puede notar que las ciudades de Villa María y Río Cuarto son las ciudades epicentro que se encuentran a menor distancia de las principales cuencas lecheras. En el capítulo anterior se estableció que la mayoría de la Pymes productoras de Biodiesel se encuentran instaladas en su mayoría en la provincia de Santa Fe y, en segundo lugar, Buenos Aires. Así, la figura 4.9 refleja que Villa María es la mejor ubicada estando más cerca de las ciudades santafesinas. Por último en la figura 4.10 no se nota una clara diferencia entre Villa María, Río Cuarto y Alejandro Roca, mientras es visible que Córdoba es la más alejada de las ciudades bonaerenses.

Como consecuencia de lo expuesto hasta aquí, se procede a elegir para la aplicación del Método de Puntuaciones Ponderadas a las ciudades de Río Cuarto y Villa María debido a que estas son las más cercanas a los centros de producción de materia prima y recepción de productos terminado.

4.2.2.1 MÉTODO DE PUNTUACIONES PONDERADAS

El método de las puntuaciones ponderadas consiste en ponderar, de acuerdo a su importancia, los elementos que se deben de tener en cuenta para la ubicación de la planta de tal manera que la sumatoria de las ponderaciones de cada factor llegue a 1.000. Luego, se le asigna una puntuación a cada elemento o factor en base porcentual, donde el 100% representa la perfección con relación al factor considerado. Posteriormente se realiza el producto entre la ponderación de cada uno de los factores y el puntaje asignado obteniéndose el grado de perfección de cada elemento. Finalmente se realiza la sumatoria de los grados de perfección para cada opción analizada y se elige como lugar de localización del proyecto aquella que contenga el valor más alto, es decir, que más cerca de la perfección se encuentre.

Tabla 4.11: Método de Ponderaciones

Factores	Ponderación	Parque Industrial y Tecnológico S.E.M. Villa María		Parque Industrial II Rio Cuarto	
		Perfección [%]	Grado de Perfección	Perfección [%]	Grado de Perfección
Costo del Terreno	300,00	90,00	270,00	90,00	270,00
Flete	150,00	90,00	135,00	80,00	135,00
Disponibilidad de Materia Prima	200,00	90,00	180,00	80,00	160,00
Servicios	200,00	90,00	180,00	50,00	100,00
Infraestructura Vial y Ferroviaria	50,00	90,00	45,00	70,00	35,00
Beneficios Impositivos	50,00	90,00	45,00	90,00	45,00
Mano de Obra	50,00	90,00	45,00	90,00	45,00
Total	1.000,00	-	900,00	-	790,00

Fuente: Elaboración Propia.

De la tabla anterior se puede concluir que la ciudad más conveniente es Villa María debido a:

- Estar atravesada por la Autopista Córdoba – Rosario.
- Existencia de red ferroviaria y cercana al puerto.
- La disponibilidad de gas natural (servicio fundamental para la planta).
- Cercanía a las principales cuencas lecheras, siendo la villamariense una de las principales del país.
- Proximidad al polo santafesino, principal productor de biodiesel.
- En Villa María se encuentra emplazada una de las principales empresas productoras de Burlanda Húmeda y Bioetanol.
- Posee instituciones académicas de nivel secundario, terciario y universitario con orientación técnica, lo que implica la existencia de manos de obra calificada a nivel local.

4.2.2.2 PARQUE INDUSTRIAL Y TECNOLÓGICO VILLA MARÍA S.E.M.

El Parque Industrial y Tecnológico Villa María S.E.M. está ubicado a la vera de la Ruta Nacional N°9, en el kilómetro 551,5, entre la ruta provincial N°2 y la autopista Córdoba – Rosario. Fue creado por una sociedad de economía mixta entre el sector público y el sector privado (representado por AERCA) con el objetivo de promover el desarrollo económico local y regional, generar fuentes de empleo y generar oportunidades para obtener los beneficios de la promoción industrial dentro del marco normativo provincial y municipal.



Figura 4.11: Ubicación El Parque Industrial y Tecnológico Villa María S.E.M.

Fuente: Elaboración Propia a partir de imagen de Google Maps.

Dentro de la infraestructura que posee el parque se encuentra:

- Infraestructura de Energía Eléctrica: Red de Alumbrado Público y de Electrificación del Predio, Distribución en Baja y Media Tensión.
- Infraestructura de Gas: Instalación Planta Reductora de Presión, Ramal de Aproximación y Alimentación, Red de Distribución Interna.
- Infraestructura de Agua y Cloacas: Red de Agua (distribución interna), Red de Cloacas (Distribución interna y conexiones), Bombeo e Impulsión.
- Cordón Cuneta y Pavimento.
- Infraestructura de Telecomunicaciones: Sistema de Telecomunicaciones, Sistema de Video Vigilancia.
- Tendido de Tri-ducto, Cruce de Calzadas
- Cerco Perimetral.
- Casilla de Ingreso.
- Forestación del Predio.
- Subdivisión y mojones.
- Pórtico de Ingreso.
- Puerto seco con aduana permanente.
- Centro Logístico.

El parque también ofrece beneficios impositivos mediante la Ley provincial N°9727 que tiene como objeto el desarrollo de Pymes Industriales y otorga los siguientes beneficios:

- Exenciones al pago de impuestos provinciales.
- Subsidio por cada nuevo trabajador que contraten por tiempo indeterminado.
- Subsidios al consumo de energía eléctrica incremental.
- Subsidios de hasta el 50 % de los honorarios del coordinador/gerente para grupos asociativos.
- Subsidio para la capacitación del personal.
- Asignaciones de partidas especiales para financiar o co-financiar proyectos de características innovadoras.

Además, la municipalidad de Villa María mediante la Ordenanza N°6440 prevé eximiciones sobre los siguientes tributos y derechos:

- Contribución general por el consumo de energía eléctrica, contemplada en el Título XIII, Art. 220 inciso a) de la Ordenanza General Impositiva N° 3155 y sus modificatorias.
- Contribución que incide sobre la actividad comercial, industrial y de servicios, prevista en el Título III en la Parte Especial, de la Ordenanza General Impositiva N° 3155 y sus modificatorias.
- Contribución por servicios relativos a la construcción de obras privadas, determinada en la parte especial, Título XII, de la Ordenanza General Impositiva N° 3155 y sus modificatorias.
- Tasas, sellados y derechos de construcción previstos en la Ordenanza tarifaria vigente y Ordenanzas especiales.

Desde el punto de vista de la logística, debido a que Villa María se encuentra en el centro del país, la misma se conecta con todo el país debido a que además de estar cerca de la Autopista Córdoba – Rosario y estar sobre la ruta nacional N°9, también están próximas las rutas provinciales N°2 y N°158, siendo esta uno de los principales corredores entre Brasil y Chile.

El parque se encuentra loteado en parcelas de distintos tamaños, teniendo las mismas un valor que rondan los 33U\$D/m². Para el proyecto se eligió la parcela C: 03 - S03, Manzana 48, la cual se encuentra sobre la calle Emilio Ricardo Werner. La misma posee un frente de 71,09m, un fondo de 96m y un área de 6.824,64m².

Por último se debe de mencionar que el Parque realizó un acuerdo con la Universidad Tecnológica Nacional Facultad Regional Villa María, y la Universidad Nacional de Villa María con el objetivo de que las empresas que se radiquen en el mismo accedan a actividades de capacitación laboral y asesoramiento tanto técnico, como en tareas de investigación y desarrollo.

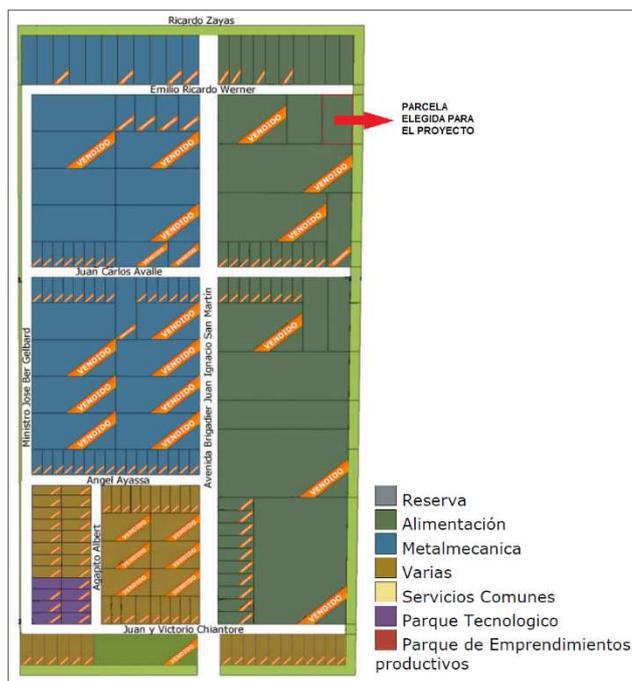


Figura 4.12: Ubicación de Parcela Elegida para el Proyecto.

Fuente: Elaboración Propia.



4.3 CONCLUSIÓN

Luego de analizar las distintas cuestiones que tienen que ver con la determinación de la Capacidad Instalada y la Localización de la Planta se concluye que Villa María es la mejor opción para la emplazamiento del proyecto, ya que desde el punto de vista de la determinación de la Capacidad Instalada de la Planta se determinó que no existen factores que limiten que condicionan el dimensionamiento de la misma, decidiendo que la misma procesara 11.000kg/h de burlanda húmeda y 2.200kg/h de Etanol Anhidro para producir 430kg/h de Aceite de Maíz de Destilería y 3.888kg/h de Burlanda Seca Reducida en Grasa. Mientras que desde el punto de vista de la Localización del Proyecto, Villa María representa un lugar estratégico para la logística por su ubicación geográfica y cuenta tanto con la cantidad y calidad de mano de obra calificado, como con los servicios que requiere el proyecto.



CAPÍTULO 5: PROCESO DE OBTENCIÓN

5.1 INTRODUCCIÓN

El proceso de elaboración de un producto encuadra numerosos y diversos aspectos de distinta profundidad, por lo que el mismo no puede ser explicado de manera apropiada en un único capítulo. De esta manera, con el propósito de detallar el proceso de recuperación de aceite de maíz de destilería se decidió dividir al mismo en cinco partes con diversos objetivos:

1. Procesos de Obtención: se desea mostrar de manera concisa las operaciones y equipos que intervienen en el proceso, así como también el cambio de las principales variables de las corrientes más importantes. La intención es dejar en claro los aspectos más importantes del proceso de tal manera de facilitar la comprensión de los balances de masa y energía.
2. Balance de Masas y Energía: se presenta el diagrama de flujos del proceso, de las operaciones unitarias y el resumen de resultados obtenidos al aplicar los balances de masas y energías sobre los mismos. De esta manera el propósito es el de detallar tanto los caudales y composiciones de las corrientes como la energía utilizada en el proceso
3. Adopción y Cálculo de Equipos: se pretende exponer los cálculos para el diseño de equipos, aquellos directamente adoptados y los principales parámetros técnicos de estos.
4. Equipos Auxiliares: se exhiben los cálculos y dispositivos adoptados de aquellos equipos que no se consideran principales, pero que son necesarios para el proceso, como lo son bombas, calderas, calderas, torres de enfriamiento, etc.
5. Servicios Auxiliares: se resumen aquellos insumos (distintos de las materias primas) y servicios que son necesarios para llevar adelante al proceso, como, por ejemplo, el gas natural, el agua, la electricidad, etc.

Así, como se explicó en el primer apartado, el presente capítulo explica el proceso de obtención mientras que el Balance De Masas y Energía, la Adopción y Cálculos De Equipos, Equipos Auxiliares y Servicios Auxiliares se presentan en los correspondientes capítulos 6, 7, 8 y 9 del presente trabajo.

5.2 PROCESO TRADICIONAL DE EXTRACCIÓN DE ACEITE

El aceite vegetal es aquel que ha sido obtenido a partir de semillas oleaginosas u otras partes de plantas que almacenan al mismo como fuente de energía. El óleo puede provenir de distintas fuentes tales como la soja, el girasol, el maíz, el coco y la Jatropha entre otras. De esta manera, existen diversos procesos de obtención cuyos equipos no sólo dependen de la fuente de la que se quiere extraer el aceite, sino que, además, de las cantidades procesadas. Sin embargo, se puede ver que los diferentes procesos comparten la realización de cuatro pasos fundamentales:

1. Preparación de la materia prima para la extracción de aceite.
2. Extracción de aceite.
3. Recuperación del solvente.
4. Obtención de aceite refinado.

A continuación, se detallan los procesos que se utilizaran en el proyecto teniendo en cuenta estos pasos fundamentales.

5.3 PROCESO DE EXTRACCIÓN DE ACEITE A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

5.3.1 PREPARACIÓN DE LA MATERIA PRIMA PARA LA EXTRACCIÓN DE ACEITE

5.3.1.1 SECADO DE BURLANDA HÚMEDA

Como se explicó en los capítulos 2 y 3, los granos húmedos de destilería con solubles poseen un contenido de agua del 65% lo que hace que, por un lado, los mismos sean



altamente degradables y por el otro, provocaría una dilución del solvente con una subsecuente pérdida de la eficacia de extracción como se verá más adelante. Por estos motivos, como primera operación se utiliza un horno rotativo para cumplir con este cometido obteniendo Burlanda seca, la cual posee una humedad del 11%, la cual tendrá como destino una celda de acopio para su posterior utilización.

5.3.1.2 CLASIFICACIÓN DE TAMAÑO

En esta etapa se utiliza una zaranda vibratoria para retirar los finos que componen el total de la masa de Burlanda seca, tomándose como diámetro de corte el correspondiente a la malla 16 ASTM, así, con esta acción se desea evitar pérdidas de rendimiento en el extractor de aceite, además del malfuncionamiento en otros equipos. Finalmente se debe de mencionar que los finos tendrán como destino la celda de acopio de Burlanda seca ya que aún pueden ser comercializados, mientras que el rechazo (o gruesos) seguirá su camino hacia la extracción de aceite.

Tabla 5.1: Análisis de Tamizado de Burlanda Seca

Malla ASTM	Fración p/p
6	0,0000
8	0,0480
12	0,0770
18	0,3150
35	0,4320
60	0,0985
100	0,0198
Colector	0,0097

5.3.1.3 EXTRUSADO

La obtención de pellets mediante la operación de extrusado se realiza para aumentar la porosidad y peso específico del material que tiene como consecuencia un menor uso de solvente en el extractor y facilita la extracción del mismo en la etapa que se desolventizan los sólidos. Los sólidos ingresaran al equipo con una humedad del 11% y mediante la inyección de vapor junto a la acción del tornillo sin fin se obtienen pellets con un contenido de humedad del 12 al 14% y una temperatura cercana a los 110°C.

5.3.1.4 ACONDICIONAMIENTO DE PELLETS

Los pellets a la salida del expander poseen una temperatura y humedad inapropiada para su introducción al extractor de aceite, ya que como se verá más adelante, el contenido de agua en el sólido influye en el poder extractivo del solvente, es por ello por lo que como última etapa previa se deben de acondicionar estos parámetros. Para tal fin se utiliza un secador de banda que en primer lugar seca el pellet hasta que su contenido de humedad esté en el rango del 10 – 11% y luego baja la temperatura de los mismos hasta los 70 – 75°C.

5.3.2 OPERACIÓN DE LIXIVIACIÓN

5.3.2.1 SOLVENTE

En la actualidad el Hexano es el solvente elegido por la industria para llevar a cabo la extracción de aceites vegetales, debido a que posee un bajo punto de evaporación, alta estabilidad, baja corrosividad, alto poder de extracción de aceite y no deja residuos en el aceite. Pero posee grandes desventajas como lo son: alta toxicidad para el ser humano es de difícil manejo debido a su bajo punto de inflamación (-22°C), es un peligroso contaminante ambiental y, por último, es un derivado de una fuente no renovable (petróleo) y además esto hace que el solvente este atado a la variación de precios del barril de petróleo. Es por estas razones que durante muchos años se ha buscado un sustituto para este solvente, estando entre ellos el Etanol Anhidro.



El Etanol ha sido estudiado como reemplazante del Hexano debido a que es más económico, la FDA (*Food and Drug Administration* o Agencia de Alimentos y Medicamentos) lo considera un material seguro, se puede obtenerse de diversas fuentes renovables, es sencillo de manejar y menos peligroso que el Hexano debido a que su punto de inflamación es de 12°C, permite la obtención de un aceite de calidad con bajos niveles de AGL, es capaz de remover componentes tóxicos como aflatoxinas y gopisol. También se obtiene una harina desgrasada de mayor calidad en comparación con la obtenida con Hexano debido a la capacidad del etanol de extraer componentes que le dan un sabor amargo a la torta lixiviada, como por ejemplo lo son las ceras, los pigmentos y los fosfolípidos. Y, por último, no existe una diferencia significativa entre la calidad de aceite obtenido con Etanol respecto al obtenido con Hexano.

5.3.2.1.1 COMPORTAMIENTO DEL ETANOL ANHIDRO COMO SOLVENTE

Con el objetivo de conocer el comportamiento del Etanol Anhidro como solvente para la extracción de aceite se realizó una investigación de artículos científicos publicados por distintos autores sobre el comportamiento del alcohol etílico como solvente. Los artículos encontrados fueron sobre:

- **Collets y Flakes de Soja** (Beckel, A.C., Belter, P.A. & Smith, A.K. 1948, Arnold L. K. y Choudury R. B. R. 1962, Rodríguez C. E. C. et al, 2010, Rodríguez C. E. C. et al 2011, Sawada M. M. et al 2014 y Toda T. A. et al 2016).
- **Gevivuna Avellana o Avellano Chileno** (Franco D. et al 2009).
- **Harina de Maíz** (Rao, R. K., & Arnold, L. K. 1956, Chien J. T. y Hoff J. E. 1990, Kwiatkowski J. R. y Cheryan M., 2002, Navarro, S., & Rodrigues, C. 2015).
- **Jatropha Curcas L.** (Bispo et al., 2015).
- **Pellet de Arroz** (Rodríguez C. E. C. y Oliveira R., 2010).
- **Rosa Mosqueta o Rosa Rubiginosa** (Franco D. et al 2007).
- **Pellets de Maní** (Fonseca, H. & Regitano-d'Arce, M. A. B., 1993).
- **Pellets y Flakes de Girasol** (Regitano-d'Arce, M.A.B., Assis, R.P. & Lima, U.A., 1994, Bäumlér, E.R., Carrín, M.E., Carelli, A.A, 2016).
- **Granos Secos de Destilería con Solubles** (Singh, N., & Cheryan, M., 1998)

Los patrones de comportamiento que se encontraron son:

- a) El rendimiento de extracción aumenta con el incremento de la temperatura independientemente de la cantidad de agua presente en el solvente.
- b) El rendimiento de extracción disminuye al aumentar el grado de hidratación del alcohol etílico.
- c) El rendimiento de extracción cae al acrecentarse el tamaño del sólido.
- d) El Índice de Retención es independiente de la temperatura a la que se lleve la extracción y dependiente del contenido de agua del solvente. A mayor grado de hidratación del solvente, mayor el Índice de Retención.
- e) La cantidad de agua que emigra desde el sólido a la micela depende del grado de hidratación del solvente, pero no de la temperatura. Así, mientras más hidratado está el solvente, menor es la transferencia de humedad desde el sólido a la micela.
- f) La transferencia de humedad desde el sólido a la fase extracto se produce hasta llegar a un punto donde se llega al equilibrio. El valor al cuál se llega al equilibrio es cercano al correspondiente a la humedad inicial del sólido, ya que, una vez superado el mismo, se invierte el proceso, es decir, el agua emigra desde el solvente al sólido.
- g) Desde el punto de vista de la cinética de la extracción depende de la temperatura de tal manera que, a mayor temperatura, menor es el tiempo necesario para llegar al equilibrio.
- h) El etanol posee una selectividad en lo que se refiere a la extracción de azúcares, fosfolípidos, pigmentos y ceras. Estos compuestos le confieren un sabor amargo



al sólido desgrasado, por lo que aquellos tratados con etanol serán de mayor calidad que los tratados con hexano.

5.3.2.2 EXTRACCIÓN DE ACEITE

La operación de lixiviación se realizará mediante la utilización de un extractor del tipo carrusel, también conocidos como extractor rotocel. En este equipo el sólido y solvente se ponen en contacto en distintas etapas en flujo a contracorriente obteniéndose por un lado la micela, que es una mezcla de aceite - solvente, y por el otro el refinado, que está compuesto por sólidos de bajo contenido de aceite con solvente. Para este caso en particular los pellets entran con un contenido de aceite que está en el rango del 10 al 13% para obtener un refinado cuyos contenidos de aceite, agua, etanol y sólidos insolubles estarán en el rango de los 0,3 - 0,5%, 6,4 - 10,7%, 19,4 - 32,37% y 43,91 - 73,19% respectivamente. Finalmente, la micela resultante de la operación tendrá un contenido de aceite, agua y etanol en el rango de los 20 - 35%, 1,6 - 2,8% y 48 - 84% respectivamente. Finalmente se debe de mencionar que si se relacionan los contenidos de agua y etanol en la micela se puede ver que estos forman una solución de etanol azeótropo, lo que concuerda con lo dicho en la sección anterior. Lo mismo pasa en el refinado, con la diferencia que aquí el 86% aproximadamente del rango de agua está libre mientras que el resto corresponde al etanol azeótropo.

5.3.3 RECUPERACIÓN DE SOLVENTE

Las operaciones de recuperación de solvente se dividen en tres, ya que en primer lugar se debe de recuperar el solvente contenido en el refinado, luego el contenido en la micela y finalmente se debe de anhidrar para su reutilización en el proceso.

5.3.3.1 RECUPERACIÓN DE SOLVENTE A PARTIR DEL REFINADO

Para llevar a cabo esta acción se utiliza un sistema desolventizador compuesto básicamente por un secador de disco rotatorio y un condensador, los cuales trabajan en un circuito cerrado con una atmosfera controlada con nitrógeno para evitar que la concentración de vapor de etanol llegue a concentraciones peligrosas. Así, el refinado que entra con una concentración de alcohol del 19,4 - 32,37% sale con una concentración de solvente cercana a los 200ppm, valor que se encuentra dentro del rango utilizado para el hexano, el cual está entre los 100 y 500ppm (Brueske, G., & Crown Iron Works Co., 2000). Finalmente se debe mencionar que el alcohol condensado es llevado a la sección de anhidración, mientras que los pellets desolventizados salen a una temperatura cercana a los 30°C (ya que el equipo cuenta con una última etapa de enfriamiento) y son llevados a la celda de acopio para su posterior comercialización.

5.3.3.2 RECUPERACIÓN DE SOLVENTE A PARTIR DE LA MICELA

El procedimiento comienza el enfriamiento de la micela lo que provoca por un lado que la solución se convierta en una mezcla (Gonçalves, Cintia B, et al, 2002, Gonçalves, Cintia B & Meirelles A., 2004 y Silva C. et al,2010). En la siguiente tabla se muestra la fracción de aceite en la fase pesada o rica en aceite, fase liviana o rica en etanol. Se debe de mencionar que el equilibrio es para una mezcla 50-50 p/p de etanol y aceite de maíz, por lo que para los cálculos se presume que, si existe un exceso de etanol, este no participará del equilibrio y será parte de la fase liviana.

Tabla 5.2: Equilibrio de aceite en mezcla 50-50p/p aceite de maíz-etanol.

Fase			
Nombre	Mezcla	Liviana	Pesada
Fracción p/p			
Xeq	0,4996	0,0210	0,9142

Nota: Xeq (Fracción p/p de aceite en equilibrio)

Fuente: elaborado a partir de Gonçalves, Cintia B, et al, 2002.



Además, en lo que respecta al enfriamiento de la micela y como consecuencia de la selectividad del etanol, las bajas temperaturas permiten la emulsificación de fosfolípidos y ceras permitiendo la separación de las mismas por centrifugación (Johnson, L.A., Lusas, E.W., 1983, Baümler, E.R., Carrín, M.E., Carelli, A.A., 2016, Antoniassi R. et al 1998). De esta manera con la aplicación de una centrifuga de discos se logra separar por un lado las ceras y fosfolípidos hidratados (lecitinas), las cuales no son aptas para el consumo humano, pero si animal, y por el otro, dos fases líquidas, una pesada con un contenido aproximado de aceite que ronda al 90% y una fase liviana con un contenido de alcohol cercano al 96%. Posteriormente la fase liviana es centrifugada nuevamente, pero ahora en una supercentrifuga o centrifuga tubular, de la cual se obtiene una fase limpia de aceite que va hacia el sistema de anhidración y una fase pesada con un contenido del 90% de aceite y el resto etanol y agua. Estas fases pesadas son finalmente mezcladas y sometidas a procesos térmicos con el objetivo de obtener un aceite con una concentración de etanol del 1 al 3%, el cual es almacenado en un tanque pulmón hasta su posterior procesamiento, mientras que el etanol evaporado es llevado al sistema de anhidración. Finalmente se debe aclarar que el hecho de que se deje una cantidad de etanol en el aceite es intencional, ya que el mismo será utilizado como reactivo en la etapa de neutralización.

5.3.3.3 SISTEMA DE ANHIDRACIÓN

El etanol recolectado de los diferentes puntos de la planta es llevado a un circuito formado por un par de tamices moleculares que se encargan de anhidrar el mismo y una torre de rectificación que toma los vapores de etano hidratado salientes del tamiz de regeneración y los retorna al sistema. Así, se forma un ciclo semi-cerrado en el que el etanol se anhidra y vuelve al sistema luego de agregar etanol fresco como consecuencia de las pérdidas en la corriente de fondos en la torre de rectificación, en otras partes del sistema y de la fracción dejada adrede en el aceite para ser utilizada como reactivo en la etapa de neutralización.

5.3.4 ETAPA DE REFINACIÓN O NEUTRALIZACIÓN

El aceite de maíz de destilería estará destinado a la producción de biodiesel por lo que el termino de refinación se reemplaza por el de neutralización, ya que el objetivo principal es disminuir la cantidad de ácidos grasos libres (AGL). Se debe recordar que, a mayor cantidad de estos compuestos, menor es el rendimiento de la reacción de transesterificación, recomendándose un límite de 3% para que el aceite pueda ser convertido en biodiesel por los métodos convencionales sin necesidad de agregado de ningún tipo de sustancia u operación extra (Brulla Pereura E., 2014). Finalmente se menciona que además de la operación de neutralización propiamente dicha, en esta etapa se encuentran los procedimientos que tienen que ver con la separación del absorbente, catalizador y recuperación de este último elemento.

5.3.4.1 NEUTRALIZACIÓN

Para el modelado de la reacción de neutralización se comenzó por el estudio del contenido de ácidos grasos libres en el aceite de maíz de destilería, encontrándose valores que van del 7 al 16%, (Moreau, R. A., & Hicks, K. B. 2005, Nouredini, H. et al 2009, Moreau, R. A. et al, 2010 y Winkler-Moser, J. K., & Breyer, L. 2011). Posteriormente se estudió la cinética de la reacción de transesterificación de distintos tipos de aceites con alto contenido de AGL encontrándose en primer lugar que para aplicar el método tradicional producción de biodiésel a través de una transesterificación básica se debe de realizar una primera etapa de neutralización en presencia de un catalizador, y en segundo lugar, que la reacción ácida de neutralización se puede considerar que posee una cinética de 1^{er} orden, un tiempo de reacción que ronda los 60 minutos, una temperatura de reacción de 60-65°C y una conversión fraccional, XA que varía entre el 0,80 y 0,90 (Lang, X 2001, et al. Ataya, F., Dubé, M. A., & Teman, M., 2007, Pisarello, M. L. et al, 2010, Wang, Y., et al 2010, Ding, J., Xia, Z., & Lu, J. 2012 y Ouachab, N., & Tsoutsos, T. 2013). Teniendo en cuenta lo anterior mencionado respecto



a que la reacción debe de realizarse en presencia de un catalizador ácido y que, además, se busca que el mismo pueda separarse del aceite de manera simple. Se encontró que el Sulfato de Hierro (III) puede ser utilizado para tal propósito, añadiéndose un hasta un 3% respecto al volumen de aceite a tratar de este material. También se debe de mencionar que este catalizador puede recuperarse y utilizarse hasta tres veces antes que el mismo se agote. Finalmente se encontró que aparte del agregado del catalizador se puede adicionar un compuesto llamado Polímero Súper Absorbente el cual se utiliza generalmente en la industria de la producción de pañales, con el objetivo de absorber el agua generada por la reacción y así aumentar el rendimiento de la misma. Según los autores estudiados se agrega aproximadamente una cantidad de absorbente cercana al 10% de la masa de aceite a neutralizar pudiéndose absorber cerca del 95% del agua que se genera en la reacción (Freedman, B. E. H. P., Pryde, E. H., & Mounts, T. L., 1984, Wang, Y, et al 2006, Gan S., et al 2010, Park, J. Y., et al 2010, Lucena, I. L, et al 2011, Gu, J., et al 2015).

De esta manera, la reacción puede ser representada por la siguiente ecuación:



Donde:

- **AGL:** Ácidos Grasos Libres.
- **EtOH:** Etanol Azeótropo.
- **FAEE:** Ester Etilico de Ácido Graso.
- **SAP:** Polímero Súper Absorbente.
- **H₂O:** Agua

Así, por ejemplo, si el aceite que entra al proceso con un contenido aproximado de ácidos grasos libres y etanol del 11% y 1,5% respectivamente, sale aceite con un contenido aproximado de 100ppm de cada elemento. Finalmente, desde el punto de vista del agua, se espera que el 90% de la misma (aquella generada por la reacción y la contenida inicialmente en el aceite) se encuentre dentro del súper absorbente, dejando al aceite con un contenido de humedad cercano a 1ppm. Por último se debe de mencionar que la presencia de FAEE no tiene consecuencias negativas sobre la posterior reacción de transesterificación básica con metanol para la obtención de biodiesel, sino que por el contrario, la presencia de estos compuestos mejora algunas características del biodiesel obtenido, como por ejemplo el caso de la lubricidad (Kulkarni, M. G., et al 2007, Joshi, H. et al, 2009, Kim, M., et al 2010, Lam, M. K., & Lee, K. T. 2011, Sousa, F. P. et al 2013, Pereira, E. et al 2015)

5.3.4.2 SEPARACIÓN DE CATALIZADOR Y ABSORBENTE

Una vez terminada la neutralización, la mezcla aún caliente de aceite, absorbente y catalizador es separada mediante la utilización de una centrifuga decanter obteniéndose lodos compuestos por todo el catalizador, absorbente y un 8 a 11% del aceite que entra al equipo, y una corriente limpia de sólidos que es enviada a un enfriador para terminar su recorrido en el tanque de almacenamiento para su posterior comercialización. Por último, se debe de mencionar que el hecho de tratar la mezcla en caliente tiene que ver con la relación inversa que existe entre la viscosidad y temperatura del aceite, así, la mezcla caliente es menos viscosa lo que ayuda al proceso de centrifugación.

5.3.4.3 RECUPERACIÓN DE CATALIZADOR

La recuperación del catalizador se realiza a través de dos procesos: el incinerado de lodos y la separación de cenizas y catalizador mediante tamizado. A continuación, se describen ambas etapas.



5.3.4.4 INCINERACIÓN

Teniendo en cuenta que la temperatura de descomposición del aceite y absorbente (200 – 220°C)¹² están por debajo con relación al del catalizador (480°C)³ se procede a incinerar los sólidos a una temperatura aproximada de 400°C. Así, se obtiene una escoria, la cual representa aproximadamente el 30% del material de entrada, que estará compuesta por un 40 – 50% de catalizador y un 50 – 60% de cenizas.

5.3.4.5 TAMIZADO

Debido a que las cenizas y el catalizador tienen tamaños diferentes, se procede a la utilización de un tamiz circular vibratorio de dos pisos o capas para la segregación de los elementos. Así, en el primer piso se coloca una malla 18 ASTM, mientras que en el segundo se coloca una malla 70 ASTM, de esta manera, del primer corte se obtiene una corriente de rechazo pura de cenizas, mientras que en el segundo piso se obtiene un rechazo compuesto por un 99 – 99.8% de catalizador y el resto cenizas. Finalmente, el catalizador es llevado nuevamente a la celda de acopio de insumos para ser reutilizado mientras que las cenizas son almacenadas en un contenedor hasta que las mismas son retiradas por una empresa que se dedica a la disposición de este tipo de elementos.

Tabla 5.3: Análisis de Tamizado de Cenizas

Número de malla ASTM	Fracción p/p
3	0,320
5	0,150
10	0,210
18	0,140
50	0,010
100	0,040
200	0,100
Colector	0,030

Tabla 5.4: Análisis de Tamizado de Catalizador

Número de malla ASTM	Fracción p/p
20	0,070
30	0,260
40	0,310
70	0,270
100	0,050
Colector	0,040

5.4 ESQUEMA GENERAL DEL PROCESO

Se deja a continuación un esquema general del proceso a modo de resumen de todo lo anterior mencionado, el flowsheet se encuentra en el plano 1 correspondiente al Anexo VI. Allí se puede notar que se encuentran resaltados y con negrita las materias primas y productos obtenidos, mientras que con cursiva se destacan los elementos que se reciclan al proceso.

¹ <http://www.cookingforengineers.com/article/50/Smoke-Points-of-Various-Fats>

² http://www.m2polymer.com/pdf/SDS_SAP%20Cubes.pdf

³ datasheets.scbt.com/sds/aghs/en/sc-252915.pdf

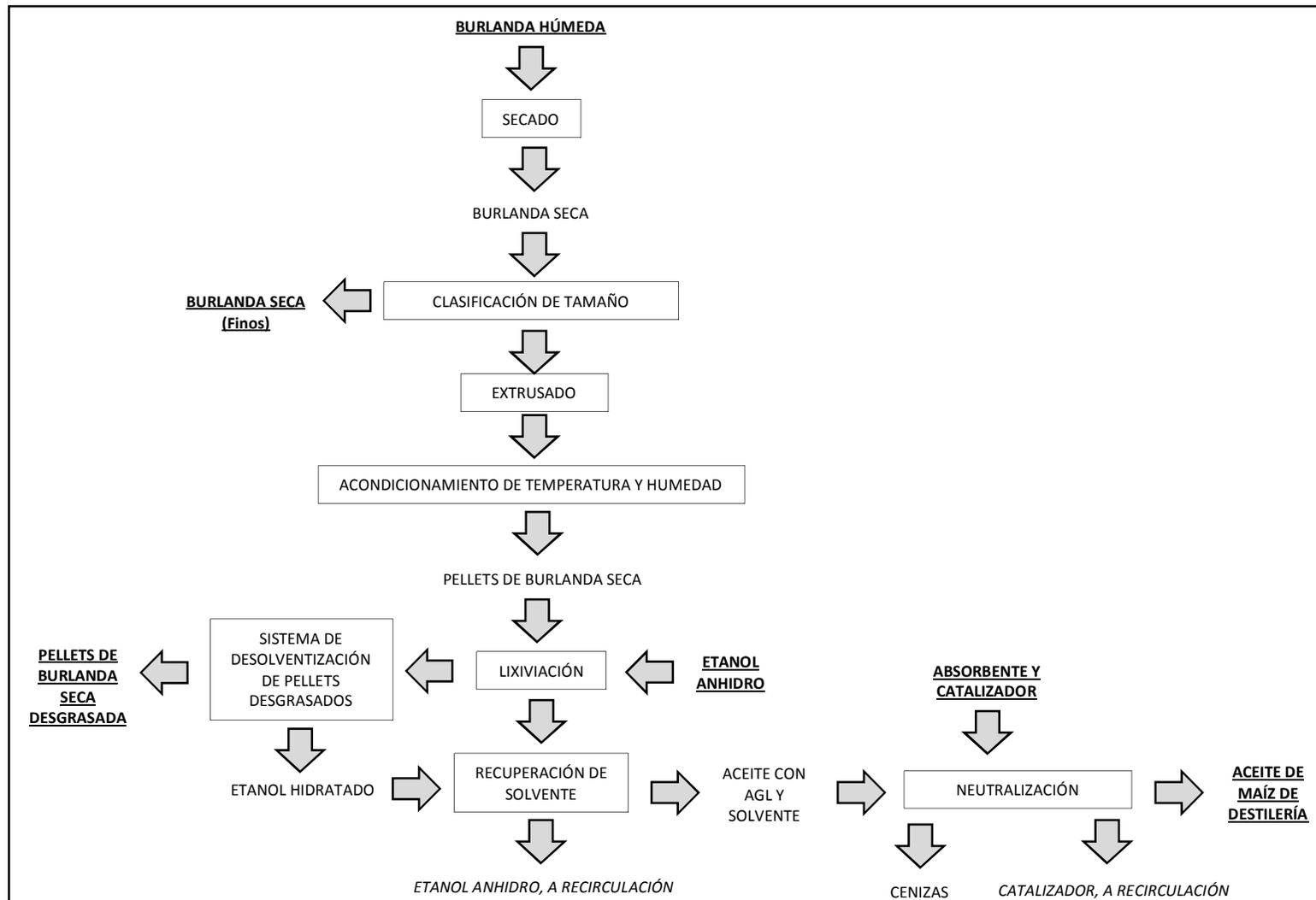


Figura 5.1: Esquema general del proceso de obtención

CAPÍTULO 6: BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

6.1 INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se procede a mostrar los diagramas de flujo del proceso, así como también los resultados de los balances de masa y energía realizados en torno a los mismos. Por último, se menciona que en el Anexo I encuentran los nombres de las corrientes, en los anexos II y III el detalle de los cálculos, finalmente en el plano 1 del Anexo VI se encuentra el flowsheet.

6.2 CODIFICACIÓN DE EQUIPOS

Los Equipos se codifican como se explica a continuación

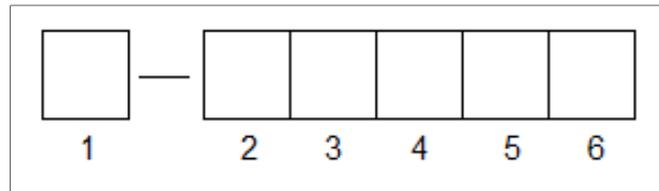


Figura 6.1: Esquema de Codificación¹.

Donde:

- El número 1 indica el tipo de equipo, el cual se designa con una letra. La identificación de los equipos se encuentra en la figura 6.2.
- El número 2 identifica el número de planta, el cuál es muy utilizado por empresas que poseen más de una fábrica. En este caso, la planta estará codificada con el número 0.
- El número 3 indica el Área o Sección. En este caso se tendrán 6 secciones, las cuales son: Secado de Burlanda Húmeda (1), Producción (2), Recuperación de Etanol (3), Neutralización (4), Servicio (5), Almacenamiento (6), Productos (7) y Efluentes (8).
- En los números 4 y 5 corresponden al número de equipo, van del 01 al 99.
- En el número 6 se anotan letras en mayúsculas separados por barras (por ejemplo, A/B) para mostrar duplicado de equipos, es decir, equipos idénticos con la misma función. Este número es exclusivo para codificar dos o más equipos idénticos, por lo que aquellos que pueden denominarse como únicos (no existe otro equipo igual que cumpla con la misma función en la planta), no tendrán estas letras asociadas a su codificación.

Teniendo en cuenta lo anterior, se procede a identificar un intercambiador de calor:

- Según la figura 6.3, los equipos de transferencia de calor (sin fuego directo) se identifican con la letra E, por lo que se ubica a esta letra como primer dígito de la codificación del equipo.
- Debido a que el proyecto contempla la construcción de una sola fábrica, el segundo dígito de la codificación es el número 0.
- Si se supone que el equipo se encuentra en el área de "Recuperación de Etanol", en el tercer dígito se coloca el número 2.
- Si este equipo es el primer intercambiador en la notación, le corresponde el número 1, el cual se anota como 01 ocupando el cuarto y quinto lugar de la codificación respectivamente.
- En caso de ser un equipo único, es decir, que no existe otro equipo igual que cumpla la misma función, el sexto lugar de la codificación queda libre. De esta

¹http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/leonardo/MatApoyo/Dise%F1oI/Dise%F1o_Plantas_I_Presentaci%F3n_5.pdf

manera, la codificación del intercambiador de calor único en el área de “Recuperación de Etanol” sería: E-0201.

- En caso de agregar un intercambiador igual a E-0201, que cumpla la misma función que este, se procede a insertar las letras A/B en el sexto lugar, antes libre, a ambos intercambiadores. Así, la codificación de ambos intercambiadores serían: E-0201A/B y E-0202A/B.

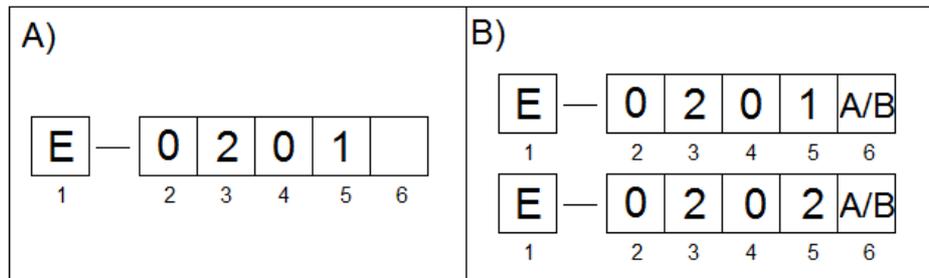


Figura 6.2: Ejemplo de codificación de intercambiador de calor ubicado en el área de “Recuperación de Etanol”: A) Intercambiador Único, B) Dos Intercambiadores Iguales.

CODIGOS DE EQUIPOS	
A Equipos misceláneos	MD Mezclador Dinámico
B Tolva	ME Mezclador Estático
C Columna, torre	MA Agitador Mecánico
CT Torre de Enfriamiento	N Transformador
CV Válvula de control	P Bomba
D Secador	PM Motor de bomba
DE Motor diesel	PT Turbina de bomba
DH Desaerador	O Transmisión mecánica
DMM Motor Mezclador Dinámico	R Reactor, convertidor
E Equipo de transferencia de calor (sin fuego directo)	RV Válvula de seguridad / alivio
EM Motor de Enfriador / Ventilador	S Separador mecánico o por gravedad (por ej: filtro, decantador, colador, colector de polvo, tamiz)
F Equipo de transferencia de calor (a fuego directo)	SL Silo
Hornos, incineradores	SG Caldera
FIL Filtro	SV Recipiente de almacenamiento presurizado (por ejemplo: esfera, salchicha, etc.)
FLA Mechurrio	ST Turbina de vapor
G Generador	T Tanque de almacenamiento
GT Turbina generadora	V Recipiente de proceso presurizado (separadores, acumuladores)
J Eyector, inyector	W Equipo de pesaje
K Compresor, soplador, ventilador	X Equipo estacionario de transporte
KM Motor de compresor	
KT Turbina de Compresor	
LA Brazo de Carga	

Figura 6.3: Código de Equipos.²

6.3 DIAGRAMA DE FLUJOS

Se muestra a modo de resumen un esquema del diagrama de flujos general del proceso, seguido de los correspondientes a las principales partes del proceso, el cual está dividido en 4 secciones:

1. Sección de Secado de Burlanda Húmeda.
2. Sección de Producción: la misma a su vez se divide en las subsecciones de acondicionamiento de sólidos, extracción de aceite, desolventización de sólidos y de separación aceite – etanol.
3. Sección de Neutralización de Aceite
4. Sección de Anhidración o Recuperación de Etanol.

²http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/leonardo/MatApoyo/Dise%F1o/Dise%F1o_Plantas_I_Presentaci%F3n_5.pdf

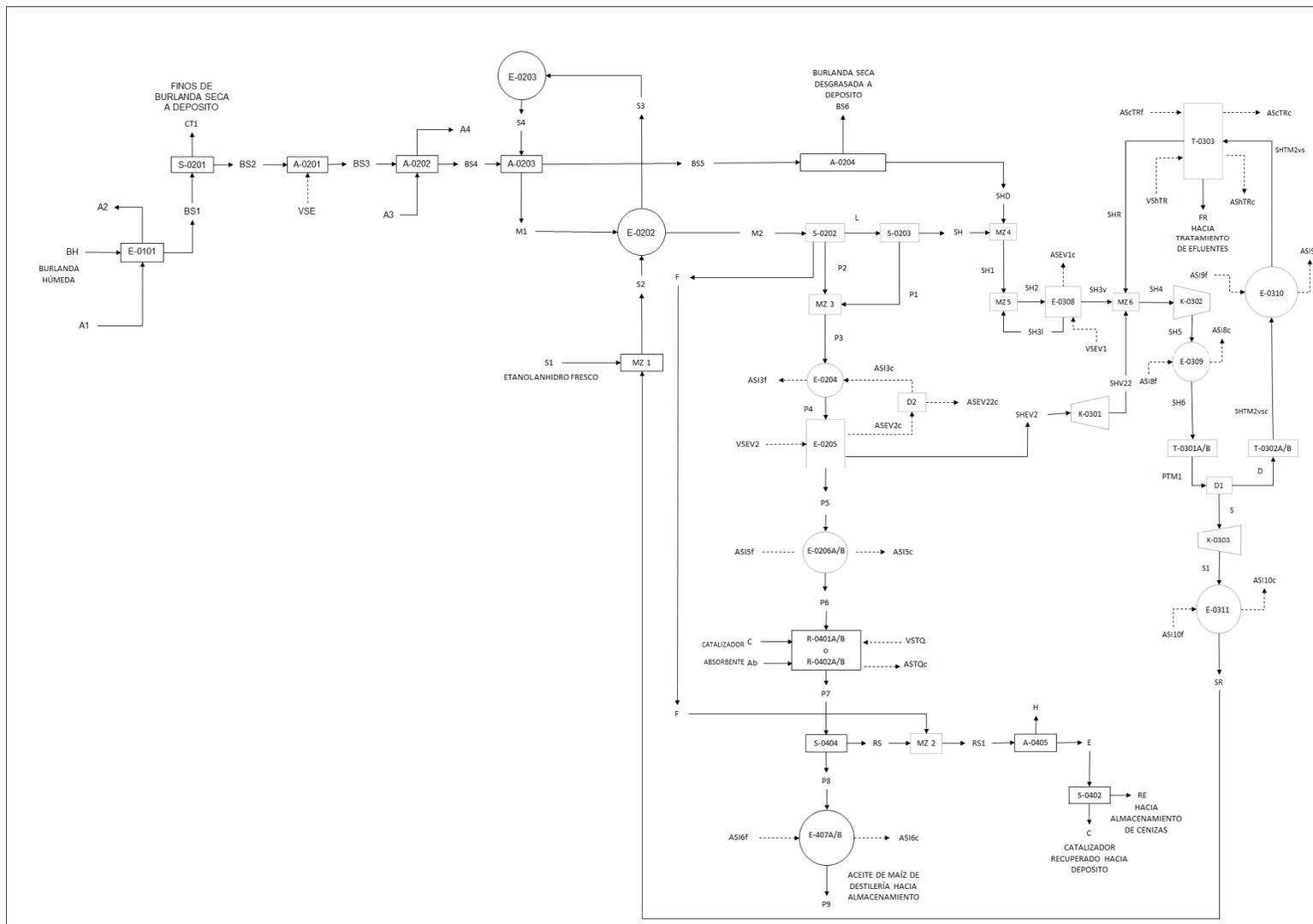


Figura 6.4: Diagrama de Flujos Total

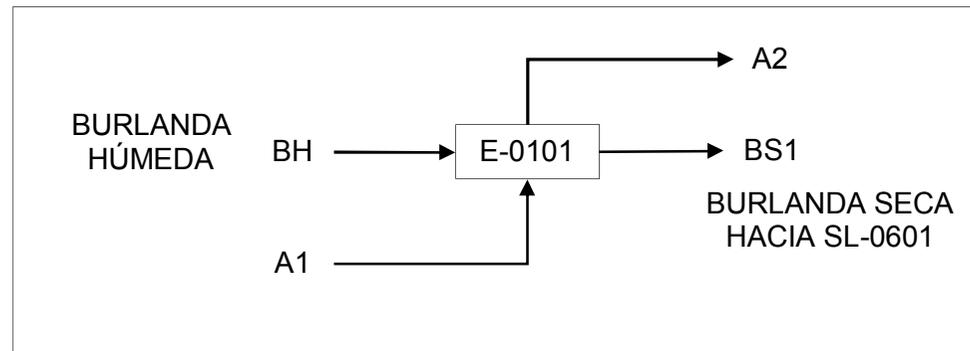


Figura 6.5: Diagrama de flujos, sección 1 o de secado de burlanda húmeda.

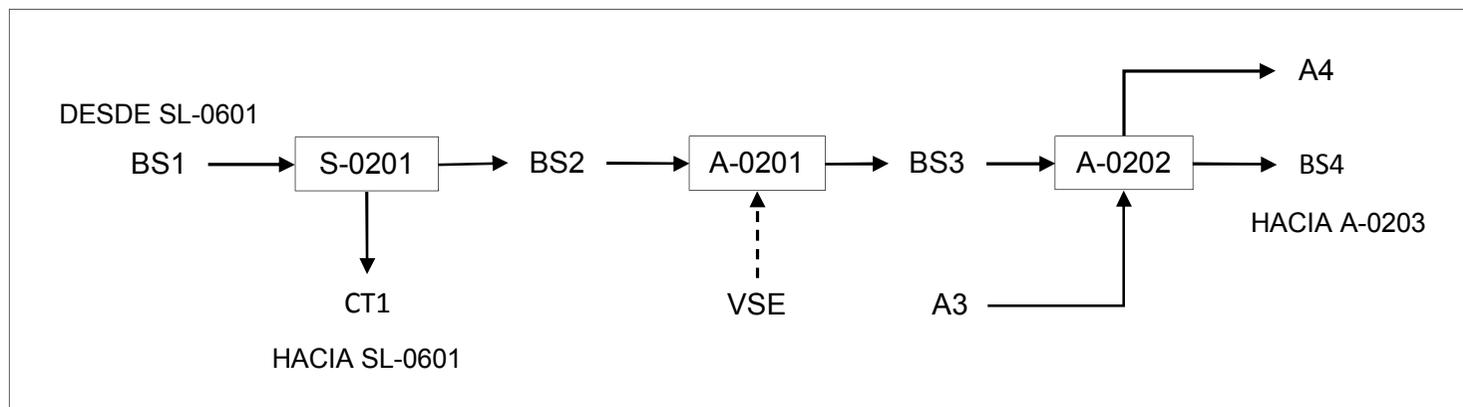


Figura 6.6: Diagrama de flujos, subsección de acondicionamiento de sólidos, sección 2 o de producción.

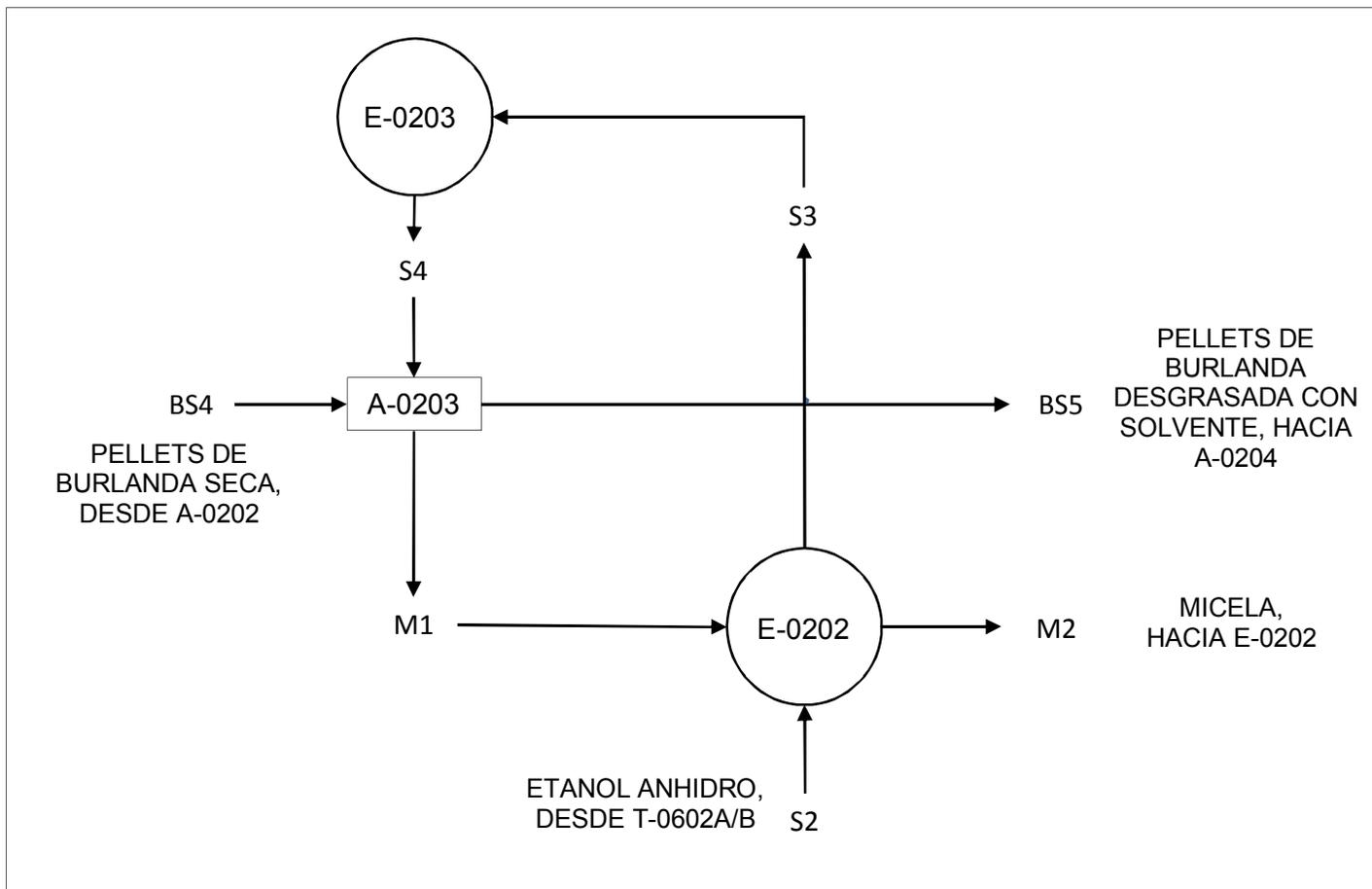


Figura 6.7: Diagrama de flujos, subsección de extracción de aceite, sección 2 o de producción.

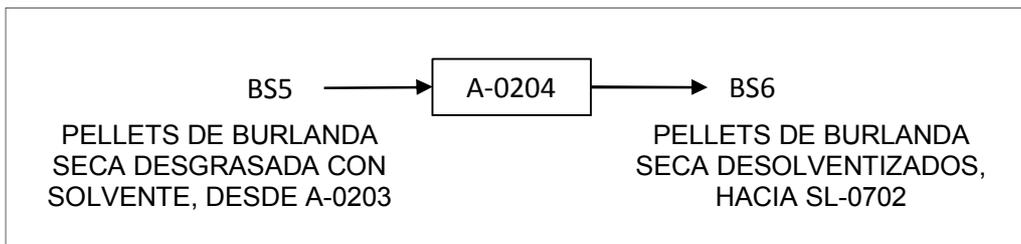


Figura 6.8: Diagrama de flujos de desolventización, sección 2 o de producción.

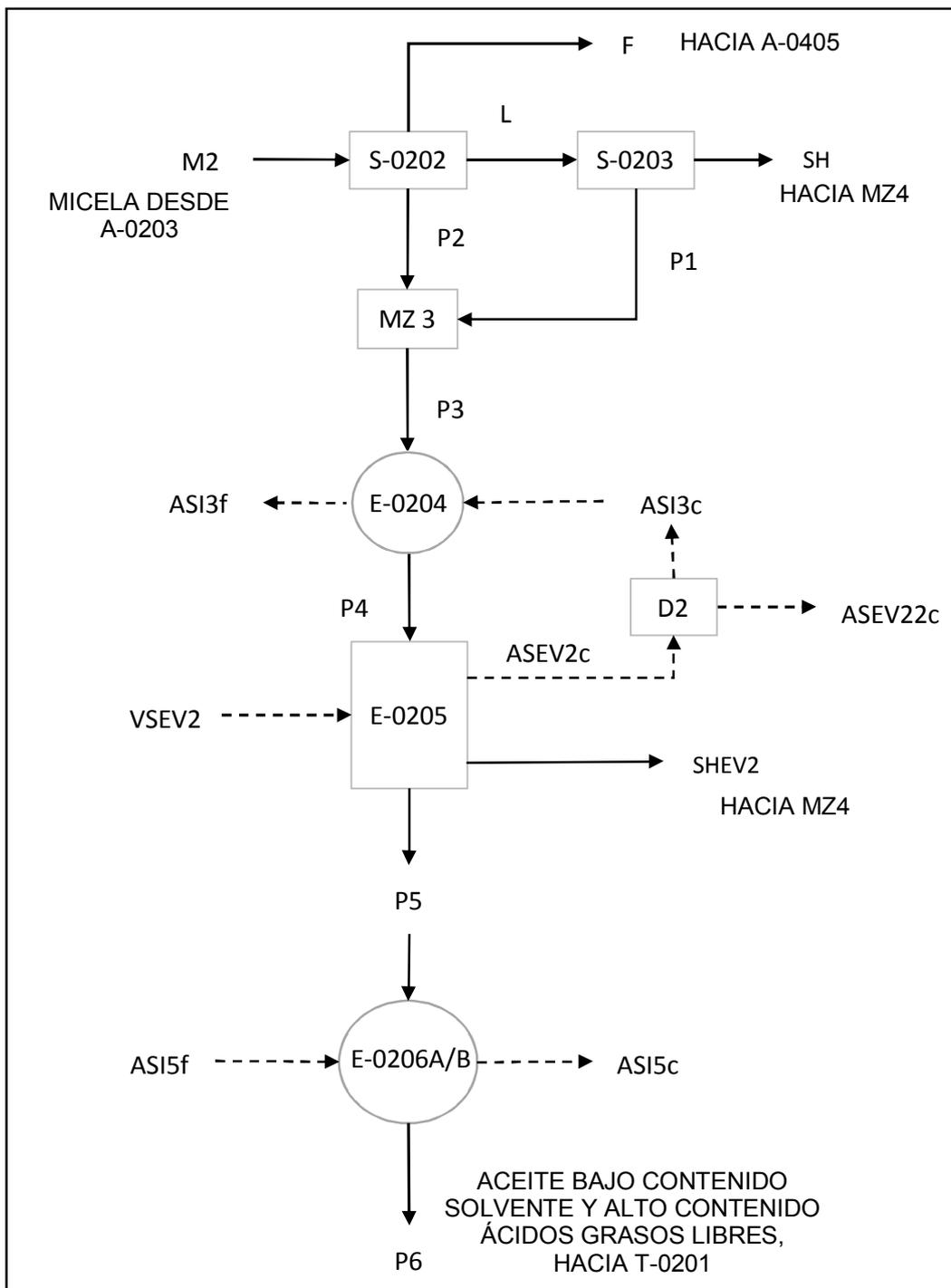


Figura 6.9: Diagrama de flujos, subsección separación etanol a partir de micela, sección 2 o de producción.

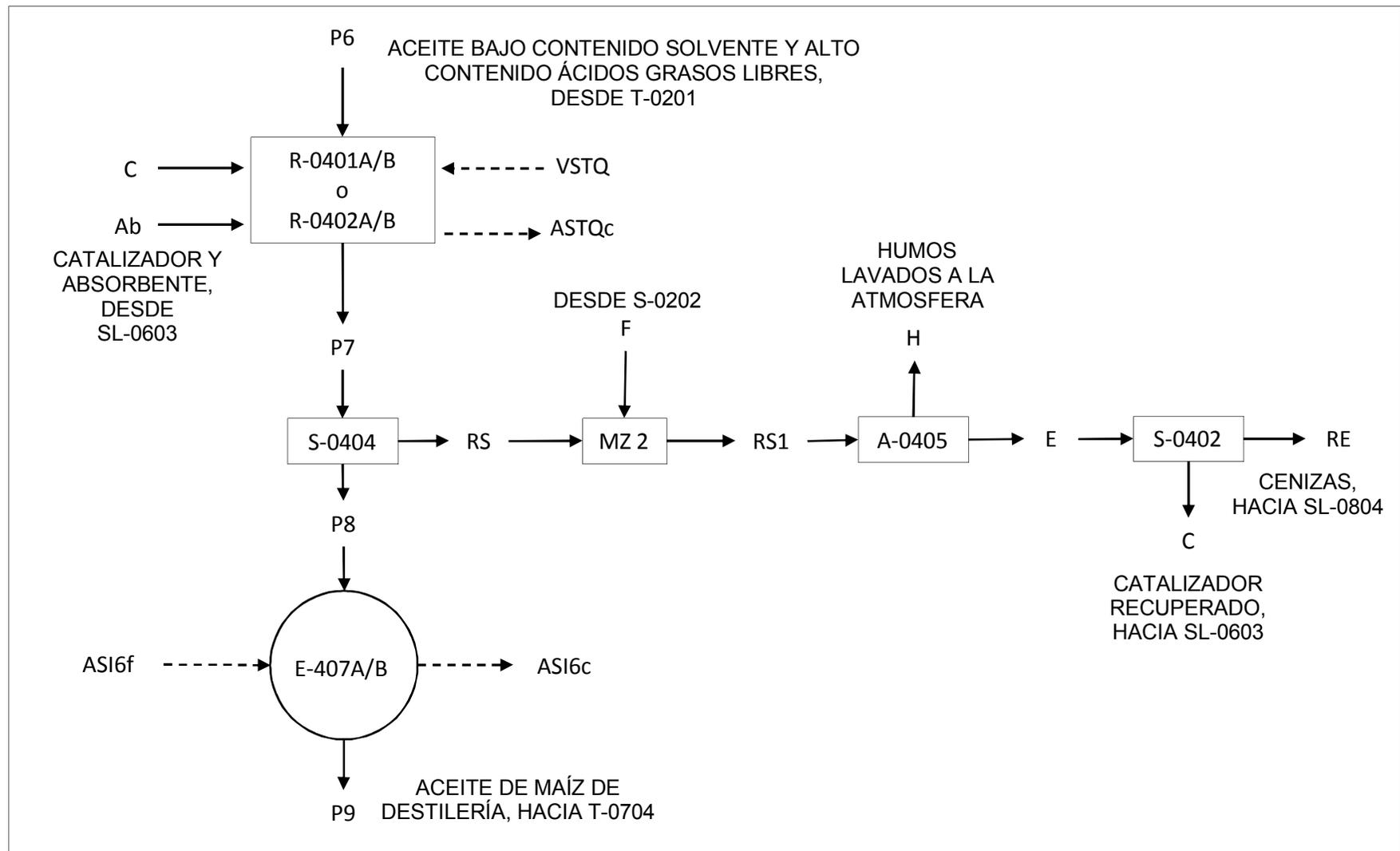


Figura 6.10: Diagrama de Flujos, Sección 3 o de Neutralización.

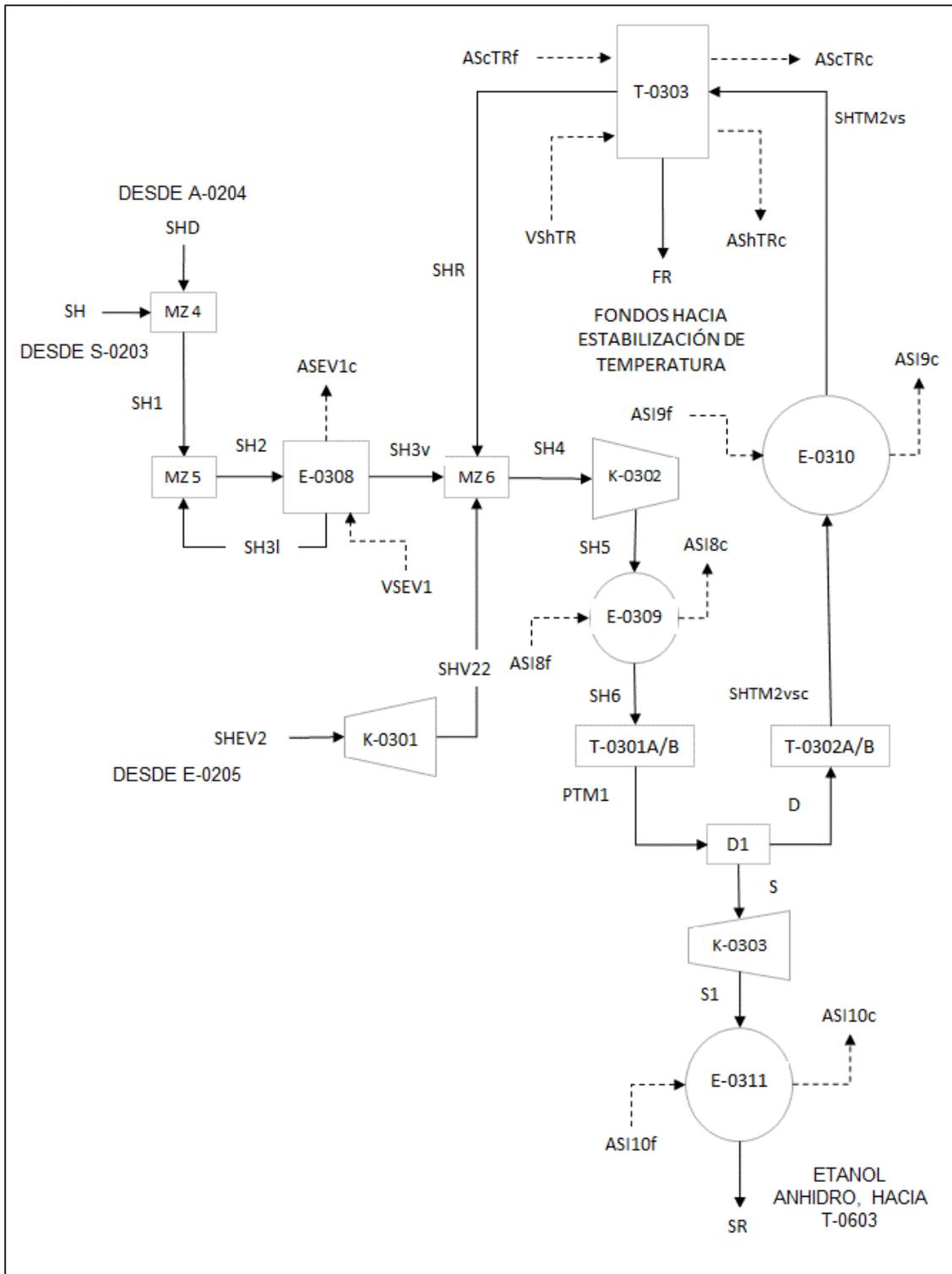


Figura 6.11: Diagrama de flujos de anhidración de etanol, sección 4.

6.4 BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

A continuación, se deja un esquema del proceso y los resultados obtenidos empezando por el resultado del balance general de masas y finalizado con los respectivos balances por equipos.

6.4.1 SECADOR ROTATIVO

El diagrama de flujos de esta operación fue presentado en la figura 6.5, por lo que a continuación solo se dejan los resultados del balance de masas.

Tabla 6.1: Resultados de balance de masa de secador rotatorio.

Balance	ENTRA		SALE	
	A1	BH	BS1	A2
Corrientes				
Componentes	Caudal [kg/h]			
Agua	0,00	13.000,00	865,17	12.134,83
Solidos	0,00	7.000,00	7.000,00	0,00
Aire	471.178,99	0,00	0,00	471.178,99
<i>Subtotal</i>	471.178,99	20.000	7.865,17	483.313,82
Total	491.178,99		491.178,99	
Componentes	Fracciones p/p			
Agua	0,0000	0,6500	0,1100	0,0251
Solidos	0,0000	0,3500	0,8900	0,0000
Aire	1,0000	0,0000	0,0000	0,9749

6.4.2 ZARANDA VIBRATORIA

Se presenta el diagrama de flujos y los resultados del balance de masa, en los cuales se consideraron pérdidas del 0,1% que poseen este tipo de equipos.

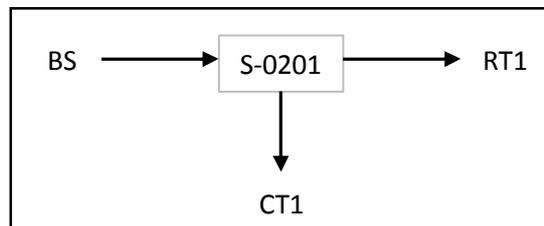


Figura 6.12: Esquema para la realización del balance de masas.

Tabla 6.2: Resultado del Balance de Masas en Zaranda Vibratoria S-0201

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	<i>BS</i>		<i>RT1</i>	<i>CT1</i>
Malla ASTM	Caudal [kg/h]			
6	0,00	0,00	0,00	0,00
8	207,28	207,28	0,00	0,00
12	332,52	332,52	0,00	0,00
18	1.360,31	1.360,31	0,00	0,00
35	1.865,56	1.865,56	0,00	0,00
60	425,37	0,00	425,37	0,00
100	85,50	0,00	85,50	0,00
Colector	41,89	0,00	41,89	0,00
<i>Subtotal</i>	4.318,43	3.765,67	552,76	0,00
Total	4.318,43	4.318,43		
Malla ASTM	Fracción p/p			
6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
8	0,0480	0,0550	0,0000	0,0000
12	0,0770	0,0883	0,0000	0,0000
18	0,3150	0,3612	0,0000	0,0000
35	0,4320	0,4954	0,0000	0,0000
60	0,0985	0,0000	0,7695	0,0000
100	0,0198	0,0000	0,1547	0,0000
Colector	0,0097	0,0000	0,0758	0,0000

6.4.3 EXPANDER

Se presentan los resultados del balance de Masa y Energía, así como también el diagrama del proceso.

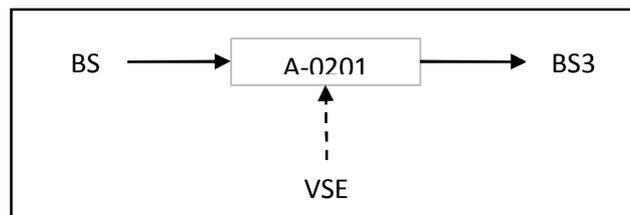


Figura 6.13: Esquema de Proceso de Extrusado.

Tabla 6.3: Resultado del Balance de Masas en Expander.

Balance	ENTRA		SALE
Corriente	<i>BS2</i>	<i>VSE</i>	<i>BS3</i>
Componentes	Caudal[kg/h]		
Agua	445,25	101,67	546,93
Sólidos Secos	3.320,42	0,00	3.320,42
<i>Subtotal</i>	3.765,67	101,67	3.867,34
Total	3.867,34		3.867,34
Componentes	Fracción p/p		
Agua	0,1182	1,0000	0,1414
Sólidos Secos	0,8818	0,0000	0,8586

Tabla 6.4: Resultado del Balance de Energía de Extrusora

Ítem / Balance	ENTRA		SALE
Energía [kJ/h]	491.635,99		491.635,99
Corriente	BS2	VSE	BS3
Temperatura [°C]	25,00	151,90	92,73
Presión [bar]	1,013	5,00	1,013

6.4.4 SECADOR DE BANDA

A continuación, se presenta el diagrama de flujos y los resultados calculados.

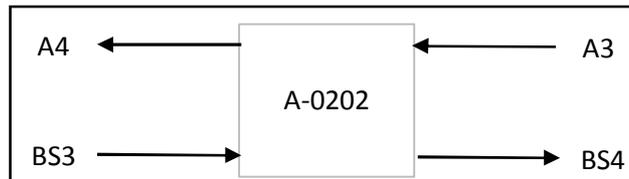


Figura 6.14: Esquema para la realización del Balance de Masa en Equipo A-0202.

Tabla 6.5: Resultado del Balance de Masas en Enfriador - Secador

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	BS3	A3	BS4	A4
Componentes	Caudal [kg/h]			
Agua	546,93	26,76	445,25	128,43
Aire	0,00	2.675,61	0,00	2.675,61
Sólidos	3.320,42	0,00	3.320,42	0,00
<i>Subtotal</i>	3.867,34	2.702,36	3.765,67	2.804,04
Total	6.569,71		6.569,71	
Componentes	Fracción p/p			
Agua	0,1414	0,0099	0,1182	0,0458
Aire	0,0000	0,9901	0,0000	0,9542
Sólidos	0,8586	0,0000	0,8818	0,0000

6.4.5 LIXIVIACIÓN

Para los cálculos se tomó en cuenta lo expresado en el capítulo 5 sobre el comportamiento del etanol anhidro como solvente, llegándose a las siguientes conclusiones sobre los parámetros a utilizar:

- Rendimiento de la extracción (R): 95%
- Se toma la relación másica entre la solución formada por aceite y solvente adherida, con el contenido de sólido inerte, también conocido como Índice de retención (IR) un valor igual a 0,4491
- Relación peso-peso entre sólido y solvente (RSS) igual a 1,7

Se presenta el esquema del proceso junto a los resultados del balance de masas.

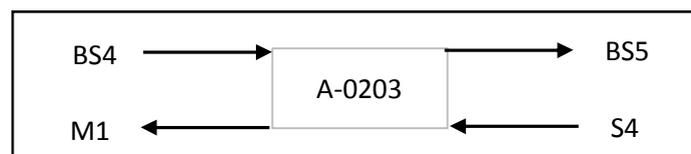


Figura 6.15: Diagrama de Flujos de Extractor de Aceite

Tabla 6.6: Resultado del Balance de Masas en Extractor de Aceite

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	<i>BS4</i>	<i>S4</i>	<i>BS5</i>	<i>M1</i>
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	399,16	0,00	19,96	379,20
Agua	445,25	11,08	425,78	30,40
Etanol	0,00	2.204,02	1.292,05	911,98
Sólidos Insolubles	2.921,26	0,00	2.921,41	0,00
<i>Subtotal</i>	3.765,67	2.215,10	4.659,19	1.321,58
Total	5.980,77		5.980,77	
Componente	Fracciones p/p			
Aceite	0,1060	0,0000	0,0043	0,2869
Agua	0,1182	0,0050	0,0914	0,0230
Etanol	0,0000	0,9950	0,2773	0,6901
Sólidos Insolubles	0,7758	0,0000	0,6270	0,0000

6.4.6 INTERCAMBIADOR DE CALOR E-0202

Este intercambiador de calor recupera el calor de la micela para precalentar el solvente previo a la operación de lixiviación, por lo que se lo denomina economizador. A continuación, se presenta el diagrama de flujos con su respectivo resultado de balance masa y de energía.

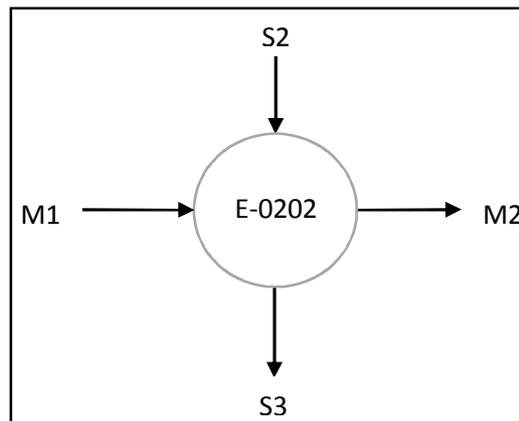


Figura 6.16: Diagrama de caja negra en E-0202.

Tabla 6.7: Resultado del Balance de Masas en E-0202

Balance	ENTRA	SALE	ENTRA	SALE
Corriente	<i>M1</i>	<i>M2</i>	<i>S2</i>	<i>S3</i>
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	379,20	379,20	0,00	0,00
Etanol	911,98	911,98	2.204,02	2.204,02
Agua	30,40	30,40	11,08	11,08
<i>Subtotal</i>	1.321,58	1.321,58	2.215,10	2.215,10
Total	1.321,58	1.321,58	2.215,10	2.215,10
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	0,2869	0,2869	0,0000	0,0000
Etanol	0,6901	0,6901	0,9950	0,9950
Agua	0,0230	0,0230	0,0050	0,0050

Tabla 6.8: Resultado del Balance de Energía en E-0202.

Ítem / Lado	Tubos		Coraza	
Energía [kJ/h]	149.476,00		149.476,00	
Corriente	M1	M2	S2	S3
Temperatura [°C]	70,00	25,00	25,00	51,30
Presión [bar]	1,013	1,013	1,013	1,013

6.4.7 INTERCAMBIADOR DE CALOR E-0203

A continuación, se muestran los balances de masa y energía junto a su respectivo diagrama de flujos.

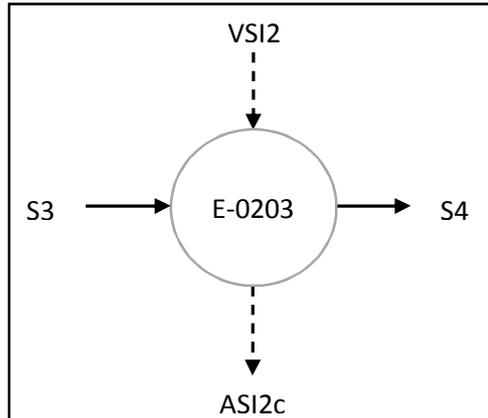


Figura 6.17: Diagrama de caja negra en E-0203.

Tabla 6.9: Resultado del Balance de Masa en E-0203.

Balance	ENTRA	SALE	ENTRA	SALE
Tipo de Corriente	Proceso		Servicio	
Corriente	S3	S4	VSI2	ASI2c
Componente	Caudal [kg/h]			
Etanol	2.204,02	2.204,02	0,00	0,00
Agua	11,08	11,08	0,00	0,00
Subtotal	2.215,10	2.215,10	77,03	77,03
Total	2.215,10	2.215,10	77,03	77,03
Componente	Fracción p/p			
Etanol	0,9950	0,9950	0,0000	0,0000
Agua	0,0050	0,0050	1,0000	1,0000

Tabla 6.10: Resultado del Balance de Energía en E-0203.

Ítem / Lado	Tubos		Coraza	
Energía [kJ/h]	149.476,00		149.476,00	
Corriente	M1	M2	S2	S3
Temperatura [°C]	70,00	25,00	20,00	46,75
Presión [bar]	1,013	1,013	1,013	1,013

6.4.8 SISTEMA DESOLVENTIZADOR

Si bien el sistema desolventizador está compuesto principalmente por un secador vertical de platos y un condensador, debido a que el mismo se adopta y el fabricante ha brindado datos técnicos, pero no parámetros de funcionamiento, se procede a tomar a ambos equipos como uno sólo, es por ello que se mencionan como sistema y se realiza un balance de masas de caja negra y no por equipo.

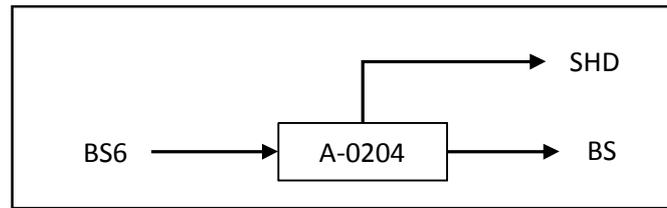


Figura 6.19: Esquema de caja negra en balance de sistema desolventizador.

Tabla 6.12: Resultado del Balance General de Masas en Desolventizador.

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	BS6		BS7	SHD
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	19,96	19,96	0,00	
Agua	425,78	357,81	67,97	
Etanol	1.292,05	0,67	1.291,38	
Sólidos Inertes	2.956,16	2.956,16	0,00	
Nitrógeno	0,00	0,00	0,00	
<i>Subtotales</i>	4.693,95	3.334,60	1.359,35	
Totales	4.693,95		4.693,95	
Componente	Fracciones p/p			
Aceite	0,0043	0,0060	0,0000	
Agua	0,0907	0,1073	0,0500	
Etanol	0,2753	0,0002	0,9500	
Sólidos Inertes	0,6298	0,8865	0,0000	

6.4.9 BLOQUE 1: SEPARACIÓN DE ETANOL DE MICELA

El diagrama de flujos que corresponde a las operaciones enmarcadas en el denominado bloque 1 se muestra en la figura 6.9. A continuación se muestran los resultados de los balances de masa y energía de estas operaciones.

Tabla 6.13: Resultado del Balance de Masas de S-0202.

Balance	ENTRA		SALE		
Corriente	M2	L1	P1	F	
Componente	Caudal [kg/h]				
Fosfolípidos	13,80	0,27	0,07	13,46	
Ceras	21,05	0,41	0,02	20,62	
Resto de Aceite	344,35	6,72	337,64	0,00	
Etanol	911,98	878,50	33,48	0,00	
Agua	30,40	29,03	1,37	0,00	
<i>Subtotal</i>	1.321,58	914,93	372,57	34,08	
Total	1.321,58			1.321,58	
Componente	Fracciones p/p				
Fosfolípidos	0,0104	0,0003	0,0002	0,3950	
Ceras	0,0159	0,0004	0,0001	0,6050	
Resto de Aceite	0,2606	0,0073	0,9062	0,0000	
Etanol	0,6901	0,9602	0,0899	0,0000	
Agua	0,0230	0,0317	0,0037	0,0000	



Tabla 6.13: Resultado del Balance de Masas Centrifuga Tubular.

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	L1		P2	SH
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	7,40		7,40	0,00
Etanol	878,50		0,73	877,77
Agua	29,03		0,03	29,00
<i>Subtotal</i>	914,93		8,16	906,77
Total	914,93			914,93
Componente	Fracciones p/p			
Aceite	0,0081		0,9065	0,0000
Etanol	0,9602		0,0899	0,9680
Agua	0,0317		0,0037	0,0320

Tabla 6.14: Resultado del Balance de Masas Mezclador 3.

Balance	ENTRA		SALE
Corriente	P1	P2	P3
Componente	Caudal [kg/h]		
Aceite	337,73	7,40	345,13
Etanol	33,48	0,73	34,21
Agua	1,37	0,03	1,40
<i>Subtotal</i>	372,57	8,16	380,74
Total		380,74	380,74
Componente	Fracciones p/p		
Aceite	0,9065	0,9065	0,9065
Etanol	0,0899	0,0899	0,0899
Agua	0,0037	0,0037	0,0037

Tabla 6.15: Resultado del Balance de Masas de E-0204.

Balance	ENTRA	SALE	ENTRA	SALE
Corriente	P3	P4	AS/3c	ASIP3f
Tipo de Corriente	Proceso		Servicio	
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	345,13	345,13	0,00	0,00
Etanol	34,21	34,21	0,00	0,00
Agua	1,40	1,40	25,00	25,00
<i>Subtotal</i>	380,74	380,74	25,00	25,00
Total	380,74	380,74	25,00	25,00
Componente	Fracciones p/p			
Aceite	0,9065	0,9065	0,0000	0,0000
Etanol	0,0899	0,0899	0,0000	0,0000
Agua	0,0037	0,0037	1,0000	1,0000



Tabla 6.16: Resultado del Balance de E-0205.

Balance	ENTRA	SALE	SALE	ENTRA	SALE
Corriente	<i>P4</i>	<i>P5</i>	<i>SHEV211</i>	<i>VSEV2</i>	<i>ASEV2c</i>
Tipo de Corriente	Proceso			Servicio	
Componente	Caudal [kg/h]				
Aceite	345,13	345,10	0,00	0,00	0,00
Etanol	34,21	5,51	28,71	0,00	0,00
Agua	1,40	0,13	1,28	44,65	44,65
<i>Subtotal</i>	380,74	350,74	29,99	44,65	44,65
Total	380,74		380,74	44,65	44,65
Componente	Fracciones p/p				
Aceite	0,9065	0,9839	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol	0,0899	0,0157	0,9572	0,0000	0,0000
Agua	0,0037	0,0004	0,0428	1,0000	1,0000

Tabla 6.17: Resultado del Balance de Masas Divisor 2.

Balance	ENTRA	SALE	
Corriente	<i>ASEV2c</i>	<i>AS/3c</i>	<i>ASEV22c</i>
Componente	Caudal [kg/h]		
Aceite	0,00	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00
Agua	44,65	25,00	19,65
<i>Subtotal</i>	44,65	25,00	19,65
Total	44,65		44,65
Componente	Fracciones p/p		
Aceite	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	1,0000	1,0000	1,0000

Tabla 6.18: Resultado del Balance de Masas en E-0206A/B

Balance	ENTRA	SALE	ENTRA	SALE
Corriente	<i>P5</i>	<i>P6</i>	<i>AS/5f</i>	<i>AS/5c</i>
Tipo de Corriente	Proceso		Servicio	
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	345,10	345,10	0,00	0,00
Etanol	5,51	5,51	0,00	0,00
Agua	0,13	0,13	287,26	287,26
<i>Subtotal</i>	350,74	350,74	287,26	287,26
Total	350,74	350,74	287,26	287,26
Componente	Fracciones p/p			
Aceite	0,9839	0,9839	0,0000	0,0000
Etanol	0,0157	0,0157	0,0000	0,0000
Agua	0,0004	0,0004	1,0000	1,0000



Tabla 6.19: Resultado de Balance de Energía en E-0204

Ítem /Lado	Tubos		Coraza	
Energía [kJ/h]	93.851,10		93.851,10	
Corriente	<i>P3</i>	<i>P4</i>	<i>AS/3c</i>	<i>AS/3f</i>
Temperatura [°C]	25,00	40,09	99,99	25,00
Presión [bar]	1,01	1,01	1,00	1,00

Tabla 6.20: Resultado del Balance de Energía en E-0205

Ítem /Lado	Tubos			Coraza	
Energía [kJ/h]	11.762,30			11.762,30	
Corriente	<i>P4</i>	<i>P5</i>	<i>SHEV211</i>	<i>VSEV2</i>	<i>ASEV2c</i>
Temperatura [°C]	40,09	120,00	120,00	151,90	151,90
Presión [bar]	1,01	0,50	0,50	5,00	5,00

Tabla 6.21: Resultado del Balance de Energía Intercambiador E-0206A/B.

Ítem /Lado	Tubos		Coraza	
Energía [kJ/h]	72.128,60		72.128,60	
Corriente	<i>P5</i>	<i>P6</i>	<i>AS/5f</i>	<i>AS/5c</i>
Temperatura [°C]	120,00	60,00	20,00	80,00
Presión [bar]	1,01	1,01	1,01	1,01

6.4.10 BLOQUE 2: ETAPA DE ANHIDRACIÓN

En la figura 6.11 se presentan los diagramas de flujos de este conjunto de operaciones. Se deja a continuación los resultados de los balances de masa y energía encontrados.

Tabla 6.22: Resultado del Balance de Masas Mezclador 4.

Balance	ENTRA		SALE
Corriente	<i>SH</i>	<i>SHD</i>	<i>SH1</i>
Componente	Caudal [kg/h]		
Etanol	877,77	1.291,38	2.169,14
Agua	29,00	67,97	96,97
<i>Subtotal</i>	906,77	1.359,35	2.266,11
Total		2.266,11	2.266,11
Componente	Fracciones p/p		
Etanol	0,9680	0,9500	0,9572
Agua	0,0320	0,0500	0,0428

Tabla 6.23: Resultado del Balance de Masas Mezclador 5.

Balance	ENTRA		SALE
Corriente	<i>SH1</i>	<i>SH3I</i>	<i>SH2</i>
Componente	Caudal [kg/h]		
Etanol	2.169,14	542,29	2.711,43
Agua	96,97	24,24	121,21
<i>Subtotal</i>	2.266,11	566,53	2.832,64
Total		2.832,64	2.832,64
Componente	Fracciones p/p		
Etanol	0,9572	0,9572	0,9572
Agua	0,0428	0,0428	0,0428



Tabla 6.24: Resultado del Balance de Masas en E-0308.

Balance	ENTRA		SALE		ENTRA	SALE
Corriente	SH2		SH3I	SH3v	VSEV1	ASEV1c
Tipo de Corriente	Proceso				Servicio	
Componente	Caudal [kg/h]					
Etanol	2.711,43	542,29	2.169,14		0,00	0,00
Agua	121,21	24,24	96,97		1.044,08	1.044,08
<i>Subtotal</i>	2.832,64	566,53	2.266,11		1.044,08	1.044,08
Total	2.832,64		2.832,64		1.044,08	1.044,08
Componente	Fracciones p/p					
Etanol	0,9572	0,9572	0,9572		0,0000	0,0000
Agua	0,0428	0,0428	0,0428		1,0000	1,0000

Tabla 6.25: Resultado del Balance de Masas K-0201 o Expansor.

Balance	ENTRA	SALE
Corriente	SHEV21	SHEV22
Componente	Caudal [kg/h]	
Etanol	28,71	28,71
Agua	1,28	1,28
<i>Subtotal</i>	29,99	29,99
Total	29,99	29,99
Componente	Fracciones p/p	
Etanol	0,9572	0,9572
Agua	0,0428	0,0428

Tabla 6.26: Resultado del Balance en T-0303

Balance	ENTRA	SALE	
Corriente	SHTM2	SHR	FR
Componente	Caudal [kg/h]		
Etanol	387,04	382,45	4,59
Agua	122,32	35,07	87,25
<i>Subtotal</i>	509,36	417,52	91,84
Total	509,36	509,33	
Componente	Fracciones p/p		
Etanol	0,7599	0,9160	0,0500
Agua	0,2401	0,0840	0,9500



Tabla 6.27: Resultado del Balance de Masas Mezclador 6.

Balance	ENTRA			SALE
Corriente	<i>SHEV22</i>	<i>SH3v</i>	<i>SHR</i>	<i>SH4</i>
Componente	Caudal [kg/h]			
Etanol	28,71	2.169,14	382,45	2.580,31
Agua	1,28	96,97	35,07	133,32
<i>Subtotal</i>	29,99	2.266,11	417,52	2.713,63
Total	2.713,63			2.713,63
Componente	Fracciones p/p			
Etanol	0,9572	0,9572	0,9160	0,9509
Agua	0,0428	0,0428	0,0840	0,0491

Tabla 6.28: Resultado del Balance de Masas en K-0302 o Compresor.

Balance	ENTRA	SALE
Corriente	<i>SH4</i>	<i>SH5</i>
Componente	Caudal [kg/h]	
Etanol	2.580,31	2.580,31
Agua	133,32	133,32
<i>Subtotal</i>	2.713,63	2.713,63
Total	2.713,63	2.713,63
Componente	Fracciones p/p	
Etanol	0,9509	0,9509
Agua	0,0491	0,0491

Tabla 6.29: Resultado del Balance de Masas en E-0309.

Balance	ENTRA	SALE	ENTRA	SALE
Corriente	<i>SH5</i>	<i>SH6</i>	<i>AS18f</i>	<i>AS18c</i>
Tipo de Corriente	Proceso		Servicio	
Componente	Caudal [kg/h]			
Etanol	2.580,31	2.580,31	0,00	0,00
Agua	133,32	133,32	351,26	351,26
<i>Subtotal</i>	2.713,63	2.713,63	351,26	351,26
Total	2.713,63	2.713,63	351,26	351,26
Componente	Fracciones p/p			
Etanol	0,9509	0,9509	0,0000	0,0000
Agua	0,0491	0,0491	1,0000	1,0000



Tabla 6.30: Resultado del Balance de Masas en E-0310.

Balance	ENTRA	SALE	ENTRA	SALE
Corriente	<i>SHTM2vsc</i>	<i>SHTM2vs</i>	<i>ASI9f</i>	<i>ASI9c</i>
Tipo de Corriente	Proceso		Servicio	
Componente	Caudal [kg/h]			
Etanol	387,04	387,04	0,00	0,00
Agua	122,32	122,32	128,26	128,26
<i>Subtotal</i>	509,36	509,36	128,26	128,26
Total	509,36	509,36	128,26	128,26
Componente	Fracciones p/p			
Etanol	0,7600	0,7600	0,0000	0,0000
Agua	0,2400	0,2400	1,0000	1,0000

Tabla 6.31: Resultado del Balance de Masas en T-0301A/B o Tamiz de Deshidratación.

Balance	ENTRA	SALE	
Corriente	<i>SH6</i>	<i>PTM1</i>	<i>Re</i>
Componente	Caudal [kg/h]		
Etanol	2.580,31	2.580,29	0,00
Agua	133,32	12,97	120,37
<i>Subtotal</i>	2.713,63	2.593,26	120,37
Total	2.713,63	2.713,63	
Componente	Fracciones p/p		
Etanol	0,9509	0,9950	0,0000
Agua	0,0491	0,0050	1,0000

Tabla 6.32: Resultado del Balance de Masas Divisor 1.

Balance	ENTRA	SALE	
Corriente	<i>PTM1</i>	<i>S</i>	<i>D</i>
Componente	Caudal [kg/h]		
Etanol	2.580,29	2.193,25	387,04
Agua	12,97	11,02	1,94
<i>Subtotal</i>	2.593,26	2.204,27	388,99
Total	2.593,26	2.593,26	
Componente	Fracciones p/p		
Etanol	0,9950	0,9950	0,9950
Agua	0,0050	0,0050	0,0050



Tabla 6.33: Resultado del Balance de Masas en T-0302A/B o Tamiz de Regeneración.

Balance	ENTRA		SALE
Corriente	<i>D</i>	<i>Re</i>	<i>SHTM2</i>
Componente	Caudal [kg/h]		
Etanol	387,04	0,00	387,04
Agua	1,94	120,37	122,32
<i>Subtotal</i>	388,98	120,37	509,36
Total	509,36		509,36
Componente	Fracciones p/p		
Etanol	0,9950	0,0000	0,7600
Agua	0,0050	1,0000	0,2400

Tabla 6.34: Resultado del Balance de Masas en K-0303 o Compresor.

Balance	ENTRA	SALE
Corriente	<i>S</i>	<i>S1</i>
Componente	Caudal [kg/h]	
Etanol	2.193,25	2.193,25
Agua	11,02	11,02
<i>Subtotal</i>	2.204,27	2.204,27
Total	2.204,27	2.204,27
Componente	Fracciones p/p	
Etanol	0,9950	0,9950
Agua	0,0050	0,0050

Tabla 6.35: Resultado del Balance de Masas en E-0311.

Balance	ENTRA	SALE	ENTRA	SALE
Corriente	<i>S1</i>	<i>SR</i>	<i>AS110f</i>	<i>AS110c</i>
Tipo de Corriente	Proceso		Servicio	
Componente	Caudal [kg/h]			
Etanol	2.193,28	2.193,28	0,00	0,00
Agua	11,02	11,02	10.090,82	10.090,82
<i>Subtotal</i>	2.204,27	2.204,27	10.090,82	10.090,82
Total	2.204,27	2.204,27	10.090,82	10.090,82
Componente	Fracciones p/p			
Etanol	0,9950	0,9950	0,0000	0,0000
Agua	0,0050	0,0050	1,0000	1,0000

Tabla 6.36: Resultado del Balance de Masas E-0312.

Balance	ENTRA		SALE		ENTRA	SALE
Corriente	G1	L	SHR		AScTRf	AScTRc
Tipo de Corriente	Proceso				Servicio	
Componente	Caudal [kg/h]					
Etanol	878,60	496,12	382,45		0,00	0,00
Agua	87,77	52,73	35,07		5.145,75	5.145,75
<i>Subtotal</i>	966,37	548,85	417,52		5.145,75	5.145,75
Total	966,37		966,37		5.145,75	5.145,75
Componente	Fracciones p/p					
Etanol	0,9091	0,9039	0,9160		0,0000	0,0000
Agua	0,0909	0,0961	0,0840		1,0000	1,0000

Tabla 6.37: Resultado del Balance de Masas de E-0313.

Balance	ENTRA		SALE		ENTRA	SALE
Corriente	Lw	Gw	FR		VSrTR	ASrTRc
Tipo de Corriente	Proceso				Servicio	
Componente	Caudal [kg/h]					
Etanol	78,33	48,35	4,59		0,00	0,00
Agua	268,33	206,47	87,25		159,22	159,22
<i>Subtotal</i>	346,66	254,82	91,84		159,22	159,22
Total	346,66		346,66		159,22	159,22
Componente	Fracciones p/p					
Etanol	0,2804	0,2540	0,0500		0,0000	0,0000
Agua	0,7196	0,7460	0,9500		1,0000	1,0000

Tabla 6.38: Resultado del Balance de Energía de E-0309.

Ítem / Lado	Tubos		Coraza	
Energía [kJ/h]	86.728,40		86.728,40	
Corrientes	SH5	SH6	ASl8f	ASl8c
Temperatura [°C]	134,03	116,00	25,00	84,00
Presión [bar]	2,52	2,52	1,01	1,01

Tabla 6.39: Resultado del Balance de Energía E-0310.

Ítem / Lado	Tubos		Coraza	
Energía [kJ/h]	29.520,90		29.520,90	
Corriente	SHTM2vsc	SHTM2vs	ASl9f	ASl9c
Temperatura [°C]	116,00	82,46	25,00	80,00
Presión [bar]	1,01	1,01	1,01	1,01

Tabla 6.40: Resultado del Balance de Energía E-0311.

Ítem / Lado	Tubos		Coraza	
Energía [kJ/h]	2.322.600,00		2.322.600,00	
Corriente	S1	SR	ASl3f	ASl3c
Temperatura [°C]	84,91	30,00	25,00	80,00
Presión [bar]	1,01	1,01	1,01	1,01

Tabla 6.41: Resultado del Balance de Energía E-0308.

Ítem / Lado	Tubos			Coraza	
Energía [kJ/h]	2.200.790,00			2.200.790,00	
Corriente	<i>SH2</i>	<i>SH3l</i>	<i>SH3v</i>	<i>VSEV1</i>	<i>ASEV1c</i>
Temperatura [°C]	59,48	78,21	78,21	151,90	151,82
Presión [bar]	1,01	1,01	1,01	5,00	5,00

Tabla 6.42: Resultado del Balance de Energía E-0312.

Ítem / Lado	Tubos		Coraza		
Energía [kJ/h]	538.361,00		538.361,00		
Corriente	<i>AScTRf</i>	<i>AScTRc</i>	<i>G1</i>	<i>L</i>	<i>SHR</i>
Temperatura [°C]	25,00	50,00	78,45	78,39	78,39
Presión [bar]	1,01	1,01	1,01	1,01	1,01

Tabla 6.43: Resultado del Balance de Energía E-0313.

Ítem / Lado	Tubos		Coraza		
Energía [kJ/h]	335.606,00		335.606,00		
Corriente	<i>VSrTR</i>	<i>ASrTRc</i>	<i>FR</i>	<i>Lw</i>	<i>Gw</i>
Temperatura [°C]	151,90	151,82	95,13	85,52	95,13
Presión [bar]	5,00	5,00	1,01	1,01	1,01

6.4.11 MEZCLADOR 1

A continuación, se presenta el resultado del balance de masas de esta operación junto a su diagrama de flujos.

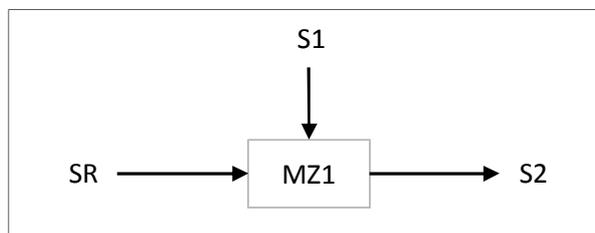


Figura 6.19: Diagrama Mezclador 1.

Tabla 6.44: Resultado del Balance de Mezclador1.

Balance	ENTRA		SALE
Corriente	<i>SR</i>	<i>S1</i>	<i>S2</i>
Componente	Caudal [kg/h]		
Etanol	2.193,25	10,77	2.204,02
Agua	11,02	0,05	11,08
<i>Subtotal</i>	2.204,27	10,83	2.215,10
Total	2.215,10		2.215,10
Componente	Fracciones p/p		
Etanol	0,9950	0,9950	0,9950
Agua	0,0050	0,0050	0,0050

6.4.12 SISTEMA DE REACTORES TANQUE AGITADO

El sistema está compuesto por dos reactores batch tipo tanque agitado, R-0401A/B y R-0402A/B. Para el cálculo del balance de masas se tomar los siguientes parámetros según lo explicado en el capítulo 5:

- Una fracción de conversión de Ácidos Grasos Libres (XA) igual a 0,85.
- Se adiciona una cantidad de Sulfato de Hierro (III) y de absorbente igual al 3% y 10%, respectivamente, de la masa de aceite a neutralizar.
- El absorbente es capaz de captar el 95% del agua que genera la reacción,
- La reacción que se tiene en cuenta para los cálculos es la 5.1, la cual se muestra en el capítulo 5 del presente trabajo.
- El tiempo de reacción es de 60 minutos, mientras que la temperatura de reacción es de 65°C.

A continuación, se deja el esquema de caja negra y el resultado del balance de masas aplicado. Finalmente se debe de recordar que tanto lo referido al esquema como al balance de masas puede aplicarse indistintamente al reactor R-0401A/B o R-0402A/B debido a que ambos son iguales.

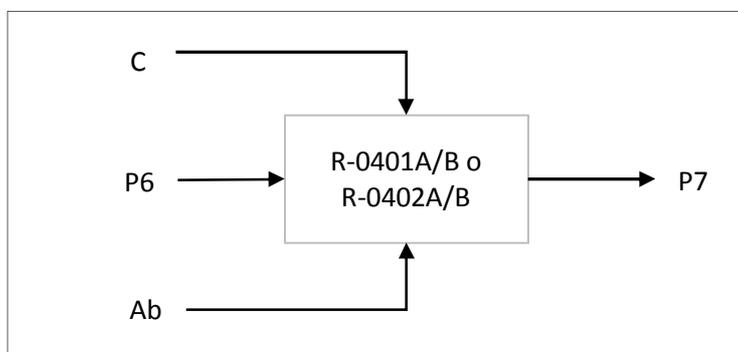


Figura 6.21: Sistema de Reactores Tanque Agitado.



Tabla 6.46: Resultado del balance de masas de reactor tanque agitado.

Balance	ENTRA + GENERA				SALE + CONSUME	
	P6	Fe	Ab	GENERA	P7	CONSUME
Corriente						
Componente	Caudal [kg/h]					
AGL	98,43	0,00	0,00	0,00	14,76	83,66
RANPR	777,26	0,00	0,00	0,00	777,26	0,00
FAEE	0,00	0,00	0,00	92,09	92,09	0,00
Etanol	13,99	0,00	0,00	0,00	0,15	13,84
Agua	0,32	0,00	0,00	5,41	5,73	0,00
Catalizador	0,00	26,70	0,00	0,00	26,70	0,00
Absorbente	0,00	0,00	89,00	0,00	89,00	0,00
<i>Subtotal</i>	890,00	26,70	89,00	97,51	1.005,70	97,51
Total	1.103,21				1.103,21	
Componente	Fracción p/p					
AGL	0,1106	0,0000	0,0000	0,0000	0,0147	0,8580
RANPR	0,8733	0,0000	0,0000	0,0000	0,7729	0,0000
FAEE	0,0000	0,0000	0,0000	0,9445	0,0916	0,0000
Etanol	0,0157	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,1420
Agua	0,0004	0,0000	0,0000	0,0555	0,0057	0,0000
Catalizador	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0265	0,0000
Absorbente	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0885	0,0000

Tabla 6.47: Detalle de la distribución del agua en corriente P7.

Nombre	Caudal [kg/h]
Total de Agua en P7	5,73
Agua Libre (En Aceite)	0,59
Agua en SAP	5,14

Tabla 6.48: Resultado del balance de energía en chaqueta del tanque agitado.

Masa [kg/h]	Energía [MJ/h]	Corriente	Temperatura [°C]	Presion [bar]
86,11	194.348,07	VSTQA	151,90	5,00

A continuación, se presenta un diagrama de Gantt de un turno de trabajo, donde se puede ver la manera en que estos deben de trabajar para que principalmente la centrifuga decanter y el intercambiador de calor encargado de llevar la temperatura el aceite a la de almacenamiento funcionen de manera continua. Se debe de mencionar que la notación Reactor 1.1.1 significa: Reactor 1, batch 1 ciclo 1.

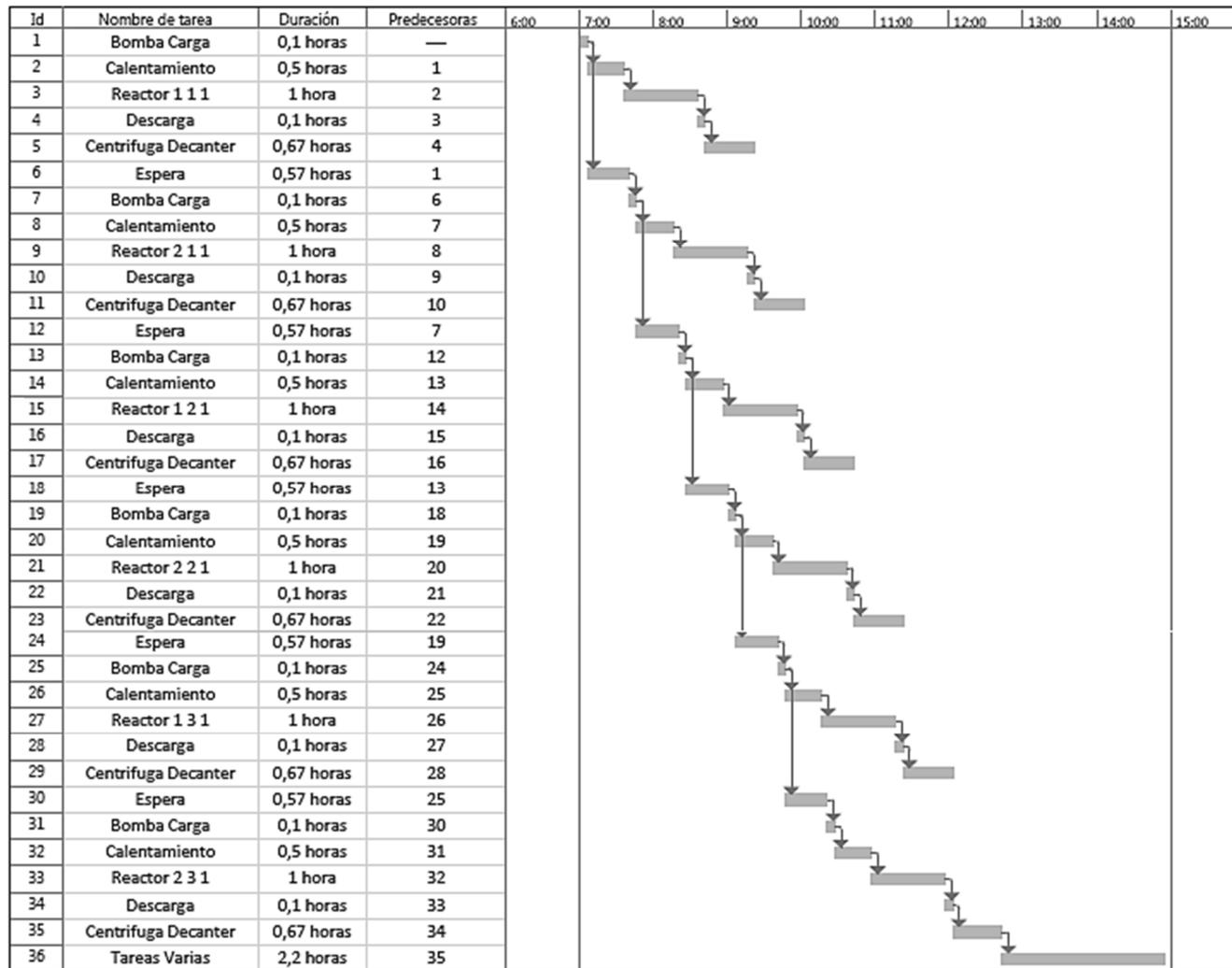


Figura 6.22: Diagrama de Gantt.
Nota: Reactor 1 (R-0401A/B), Reactor 2 (R-0402A/B)

De la figura anterior se puede notar que para que la centrifuga decanter funcione continuamente deben de existir tiempos muertos o de espera entre cada batch. Además, se puede notar que el ciclo de neutralización tiene un tiempo neto de 5,8 horas, dejando 2,2 horas libres para tareas varias como son la toma de muestras, la limpieza de los tanques, el retiro de las cenizas hacia la zona de almacenamiento de las mismas entre otras.

6.4.13 CENTRIFUGA DECANTER

A continuación, se presenta el esquema de la operación y su respectivo resultado de balance de masas.

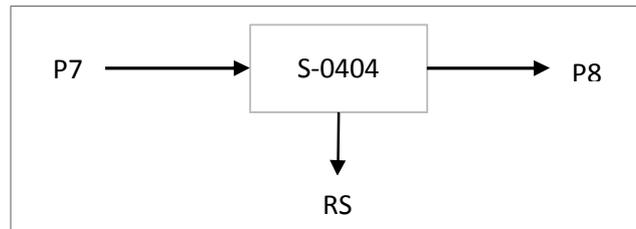


Figura 6.23: Diagrama de Flujos de Centrifuga Decantadora.

Tabla 6.49: Resultado del Balance de Masas Centrifuga Decanter.

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	<i>P7</i>		<i>RS</i>	<i>P8</i>
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	884,27		80,56	803,71
Agua	5,73		5,14	0,59
Catalizador	26,70		26,70	0,00
Absorbente	89,00		89,00	0,00
<i>Subtotal</i>	1.005,70		201,40	804,30
Total	1.005,70			1.005,70
Componente	Fracción p/p			
Aceite	0,8793		0,4000	0,9993
Agua	0,0057		0,0255	0,0007
Catalizador	0,0265		0,1326	0,0000
Absorbente	0,0885		0,4419	0,0000

6.4.14 INTERCAMBIADOR DE CALOR E-0407A/B

Se presenta el esquema de la operación junto al resultado del balance de masas.

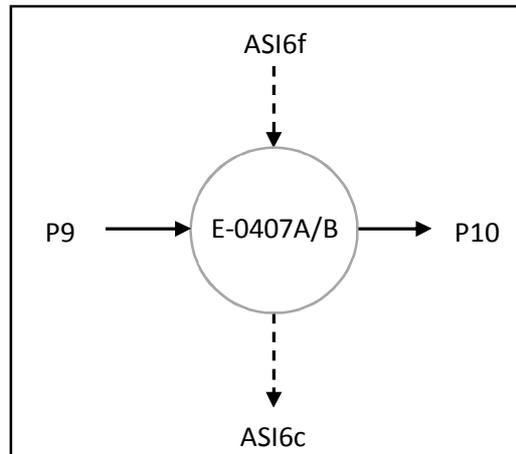


Figura 6.24: Intercambiador E-0407A/B.

Tabla 6.50: Resultado del Balance de Masas de E-0407A/B.

Balance	ENTRA	SALE	ENTRA	SALE
Corriente	<i>P9</i>	<i>P10</i>	<i>ASI6f</i>	<i>ASI6c</i>
Tipo de Corriente	Proceso		Servicio	
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	803,71	803,71	0,00	0,00
Agua	0,59	0,59	453,10	453,10
<i>Subtotal</i>	804,30	804,30	453,10	453,10
Total	804,30	804,30	453,10	453,10
Componente	Fracción p/p			
Aceite	0,9993	0,9993	0,0000	0,0000
Agua	0,0007	0,0007	1,0000	1,0000

Tabla 6.51: Resultado del Balance de Masas Sistema de Filtrado.

Lado	Tubos		Coraza	
Energía [kJ/h]	56.885,60		56.885,60	
Corriente	<i>P9</i>	<i>P10</i>	<i>ASI6f</i>	<i>ASI6c</i>
Temperatura [°C]	60,00	25,00	20,00	50,00
Presión [bar]	1,01	1,01	1,01	1,01

6.4.15 MEZCLADOR 2

A continuación, se presenta el resultado del balance de masas y el diagrama de flujos.

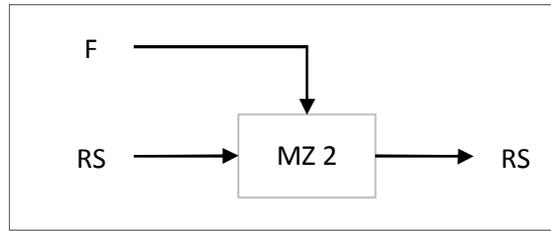


Figura 6.25: Diagrama de flujos de mezclador 2.

Tabla 6.52: Resultado de balance de masas en mezclador 2.

Balance	ENTRA		SALE
	<i>F</i>	<i>RS</i>	<i>RS1</i>
Corriente			
Componente	Caudal [kg/h]		
Fosfolípidos	13,46	0,00	13,46
Ceras	20,62	0,00	20,62
Aceite	0,00	80,56	80,56
Agua	0,00	5,14	5,14
Catalizador	0,00	26,70	26,70
Absorbente	0,00	89,00	89,00
<i>Subtotal</i>	34,08	201,40	235,48
Total		235,48	235,48
Componente	Fracciones p/p		
Fosfolípidos	0,3950	0,0000	0,0572
Ceras	0,6050	0,0000	0,0876
Aceite	0,0000	0,4000	0,3421
Agua	0,0000	0,0255	0,0218
Catalizador	0,0000	0,1326	0,1134
Absorbente	0,0000	0,4419	0,3780

6.4.16 INCINERADOR VERTICAL PIROLÍTICO

Se deja el resultado de balance de masas y esquema de la operación.

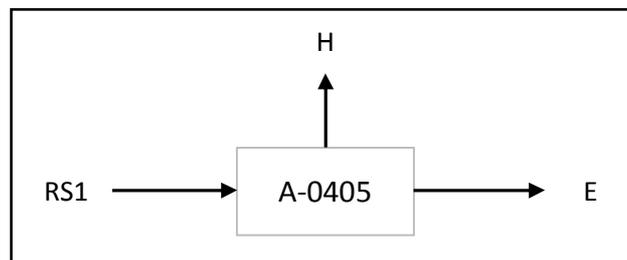


Figura 6.26: Esquema de Incinerador Vertical Pirolítico.

Tabla 6.52: Resultado del Balance de Masas para A-0405.

Balance	ENTRA	SALE	
Corriente	RS1	E	H
Componente	Caudal [kg/h]		
Aceite + Gomas	114,64	0,00	0,00
Agua	5,14	0,00	0,00
Catalizador	26,70	26,70	0,00
Absorbente	89,00	0,00	0,00
Cenizas	0,00	43,94	0,00
Componentes Volátiles Varios	0,00	0,00	164,84
<i>Subtotal</i>	235,48	70,64	164,84
Total	235,48	235,48	
Componente	Fracción p/p		
Aceite + Gomas	0,4868	0,0000	0,0000
Agua	0,0218	0,0000	0,0000
Catalizador	0,1134	0,3780	0,0000
Absorbente	0,3780	0,0000	0,0000
Cenizas	0,0000	0,6220	0,0000
Componentes Volátiles Varios	0,0000	0,0000	1,0000

6.4.17 TAMIZ VIBRATORIO CIRCULAR

A continuación, se presenta el diagrama de flujos junto al resultado de los balances de masas, en los cuales se consideraron pérdidas del 0,1% que poseen este tipo de equipos.

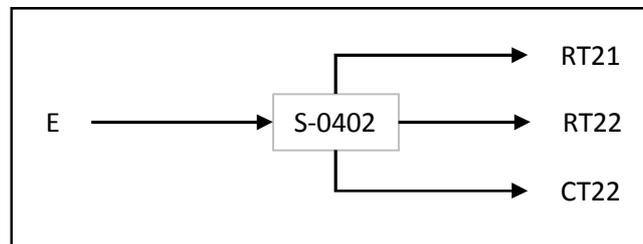


Figura 6.27: Esquema de Balance de Masa en S-0402.



RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

Tabla 6.53: Balance General de Equipo S-0402.

Balance	ENTRA		SALE					
	Cn	C	Cn	C	Cn	C	Cn	C
Componente	Cn	C	Cn	C	Cn	C	Cn	C
Corriente	E		RT21		RT22		CT22	
Malla ASTM	Caudal [kg/h]							
3	14,06	0,00	14,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5	6,59	0,00	6,59	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
10	9,23	0,00	9,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
18	6,15	0,00	6,15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
20	0,00	1,86	0,00	0,00	0,00	1,86	0,00	0,00
30	0,00	6,89	0,00	0,00	0,00	6,89	0,00	0,00
40	0,00	8,20	0,00	0,00	0,00	8,20	0,00	0,00
50	0,25	0,00	0,00	0,00	0,25	0,00	0,00	0,00
70	0,00	7,24	0,00	0,00	0,00	7,24	0,00	0,00
100	1,75	1,45	0,00	0,00	0,00	0,00	1,75	1,45
200	4,45	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,45	0,00
Colector	1,46	1,05	0,00	0,00	0,00	0,00	1,46	1,05
Subtotal 1	43,95	26,70	36,03	0,00	0,25	24,20	7,66	2,50
Subtotal 2	70,65		36,03		24,45		10,16	
Total	70,65						70,65	
Malla ASTM	Fracción p/p							
Componente	Cn	C	Cn	C	Cn	C	Cn	C
Corriente	E		RT21		RT22		CT22	
3	0,1990	0,0000	0,3902	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
5	0,0933	0,0000	0,1829	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
10	0,1306	0,0000	0,2561	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
18	0,0871	0,0000	0,1707	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
20	0,0000	0,0263	0,0000	0,0000	0,0000	0,0760	0,0000	0,0000
30	0,0000	0,0976	0,0000	0,0000	0,0000	0,2819	0,0000	0,0000
40	0,0000	0,1161	0,0000	0,0000	0,0000	0,3355	0,0000	0,0000
50	0,0036	0,0000	0,0000	0,0000	0,0104	0,0000	0,0000	0,0000
70	0,0000	0,1025	0,0000	0,0000	0,0000	0,2961	0,0000	0,0000
100	0,0248	0,0205	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1721	0,1427
200	0,0629	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,4377	0,0000
Colector	0,0207	0,0149	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1440	0,1035
Total por Componente	0,6221	0,3779	1,0000	0,0000	0,0104	0,9896	0,7538	0,2462

Nota: Cn (Cenizas), C (Catalizador).

CAPÍTULO 7: ADOPCIÓN Y DISEÑO DE EQUIPOS

7.1 INTRODUCCIÓN

A continuación, se presentan los distintos equipos adaptados y calculados para el proceso. Cabe de mencionar que aquí se pretende dejar un resumen de los cálculos de los equipos adoptados, dejando el grueso de los mismos en el Anexo IV .

7.2 SECADOR ROTATORIO

Este equipo tiene el propósito de secar la burlanda húmeda. A continuación, se citan las características del mismo:

- Capacidad de Producción: 20-25t/h de burlanda seca.
- Cuerpo Principal: 2m de Diámetro y 20m de Longitud.
- Potencia Motor Principal: 37kw
- Ciclón Colector de Polvos: está compuesto un colector de polvos y un motor soplador de 55kw.
- Sistema de Rotación: está compuesto por un engranaje grande, uno pequeño, dos anillos rodantes, dos soportes para los anillos.
- Quemador.

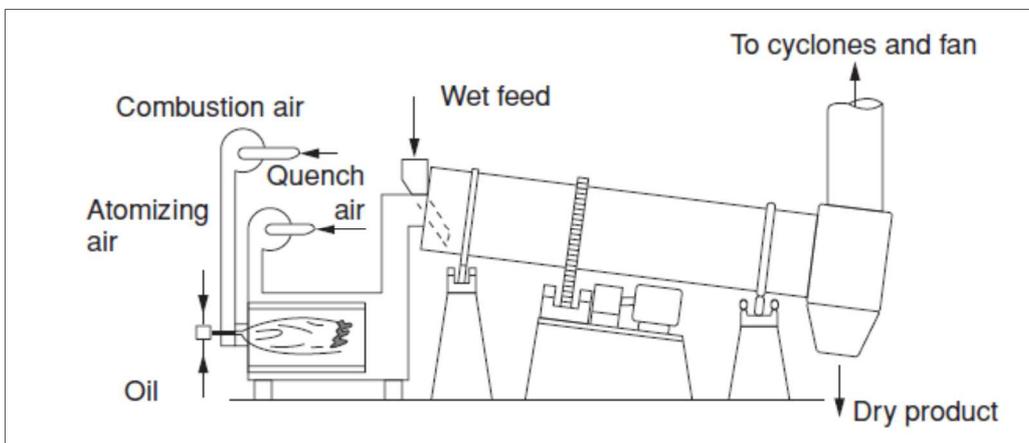
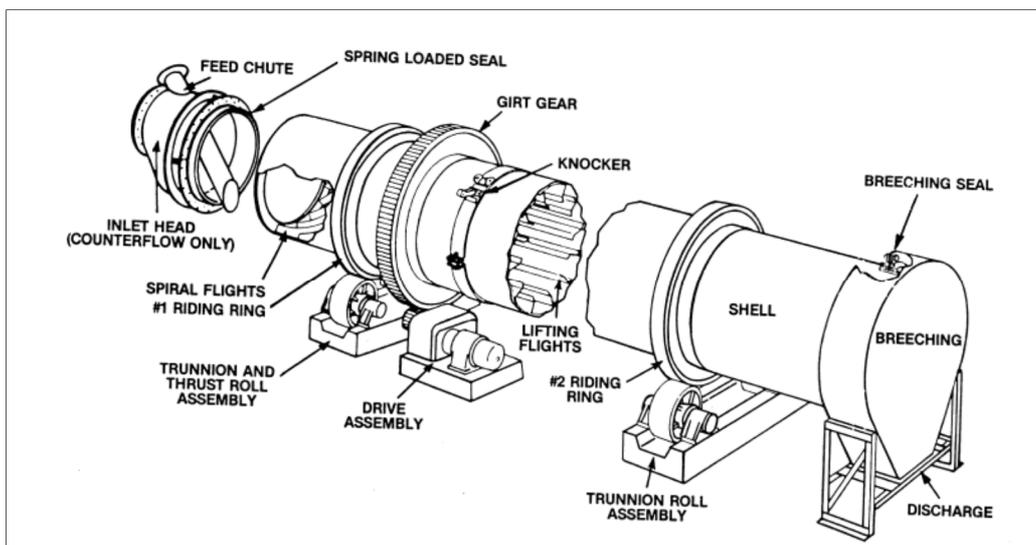


Figura 7.1: Esquema de Secador Rotativo.

Fuente: Land, C. (2012).



7.2: Arreglo y componentes de un secador rotatorio.

Fuente: Land, C. (2012)

7.3 ZARANDA VIBRATORIA

La zaranda es utilizada para la separación de finos con el fin de mejorar el funcionamiento de la extrusora. La misma cuenta con:

- Un motor de 50 W en 50Hz.
- Montaje superior del moto vibrador.
- Angulo mínimo de inclinación de 6°
- Tamiz de malla de alambre tejido AISI 304, abertura: malla 35 ASTM.
- Boca de salida frontal, tolva de finos y carga, tapa con boca de aspiración para polvos, faldón anti polvo.
- Sistema de suspensión mediante fuelles neumáticos.

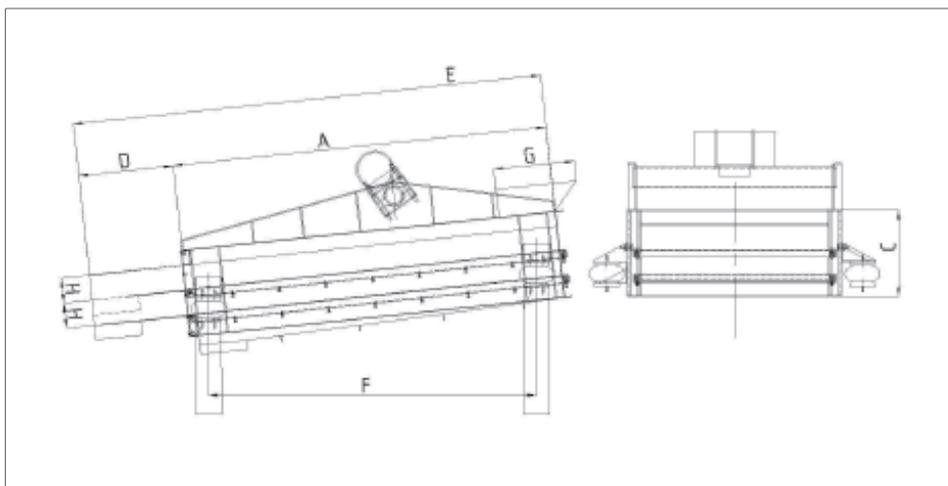


Figura 7.3: Esquema Zaranda para Dimensiones.

Fuente: Empresa Vibromaq.

Tabla 7.1: Especificaciones de Zaranda.

Item	Valor	
Superficie de Tamizado (m ²)	2,00	
Vibraciones por Minutos	1.500,00	
Peso Aproximado (kg)	150,00	
Dimensiones (mm)	A	2.000,00
	B	1.000,00
	C	465,00
	D	500,00
	E	3.300,00
	F	2.000,00
	G	430,00
	H	100,00

Fuente: Empresa Vibromaq.



Figura 7.4: Foto de Zaranda Vibratoria.

Fuente: Empresa Vibromaq.

7.4 EXTRUSORA O EXPANDER

Tiene como misión la formación de los collets o pellets. El modelo YJP160 de la empresa Zhengzhou New Lead Grain & Oil Science and Technology Co., Ltd tiene una amplia capacidad que varía entre los 80 – 150 toneladas diarias.

Tabla 7.2: Especificaciones Expander.

Ítem		Valor
Tamaño Sólido de Alimentación [mm]		0,3 – 0,5
Consumo de Vapor [kg vapor/t sólido]		26,0 – 28,0
Humedad [%]	Entrada	10,0 – 11,0
	Salida	12,0 – 14,0
Temperatura de Salida [°C]		100,0 – 110,0
Coeficiente de Expansión		1,0 : (1,2 – 1,4)
Potencia de Motor [kW]		55,00
Velocidad [RPM]		228,00
Dimensiones Tornillo [mm]	Diámetro	160,00
	Longitud	2.830,00
Dimensiones Equipo [mm]	Longitud	3.400,00
	Altura	1.216,00
	Profundidad	1.238,00

Fuente: Empresa Zhengzhou New Lead Grain & Oil Science and Technology Co., Ltd.

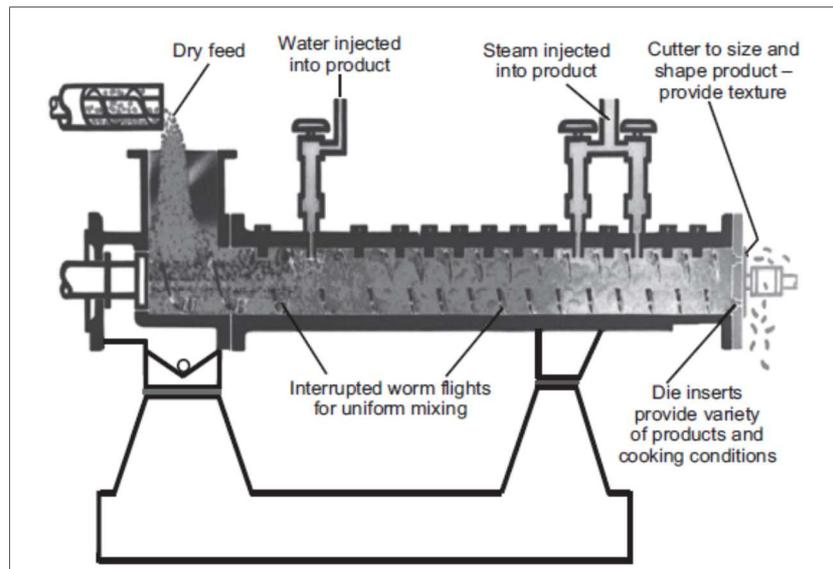


Figura 7.5: Esquema Expande.

Fuente: Tomado de Extrusion problems solved. Riaz, M. N., & Rokey, G. J. (2011).

7.5 SECADOR DE BANDA

Aquí se acondiciona la humedad y temperatura del sólido a rangos necesarios para la posterior extracción de aceite. El equipo está preparado para acondicionar hasta 6,5t/h, a una humedad del 11% y enfriando a los mismos a 70°C. Las especificaciones del equipo son:

- 6" de ancho x 18" de largo solo paso.
- Ventilador de extracción de 5HP de 28" de diámetro para secado, 5.000 CFM máx.
- 7.5-Hp ventilador de refrigeración de 34" de diámetro, 7.500 CFM máx.
- Unidad de frecuencia variable en ventiladores de 5HP y 7,5HP.
- Válvula de control de temperatura de vapor (manual), trampas y colador.
- Panel de control eléctrico pre-cableado con desconexión principal 380 voltios, 3 fases, 50 Hz.
- Cinta transportadora, Bandeja sólida 304-SS.
- Puertas de tamaño estándar para inspección en cada cámara de aire.
- Estructura de apoyo de 12" de altura.
- Distribuidor de productos de tubo oscilante, unidad de 1HP.

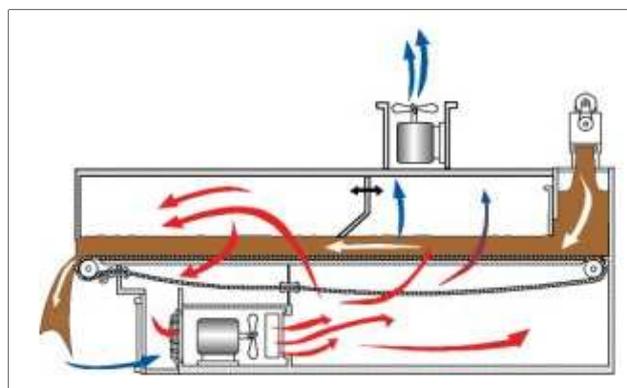


Figura 7.6: Esquema Secador de Banda.

Fuente: Empresa Norris Thermal Technologies Inc.

7.6 EXTRACTOR DE ACEITE TIPO CARRUSEL O ROTOCEL

Para la elección de este equipo se realizó en primer lugar el cálculo de etapas teóricas para la extracción tomando como Índice de Retención (IR) 0,4491. A continuación, se procede a explicar el modo de cálculos de etapas teóricas de contacto para la operación de extracción y el resultado de los mismos, dejando el grueso de los cálculos en el Anexo IV.

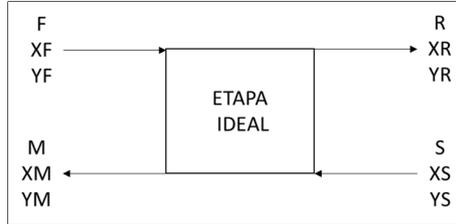


Figura 7.6: Esquema de Etapa Ideal de Contacto. Alimentación (F), Solvente (S), Refinado (R), Micela (M), Aceite (X), Etanol (Y).

En la Figura 7.6 se muestra un diagrama de una etapa ideal de contacto a contracorriente. En ella puede verse que al realizar el balance de masa se cumple que:

- Balance General:

$$F + S = M + R \tag{Ec. 7.1}$$

- Balance de Aceite

$$F \times XF + S \times XS = R \times XR + M \times XM \tag{Ec. 7.2}$$

$$F \times XF - M \times XM = R \times XR - S \times XS \tag{Ec. 7.3}$$

- Balance de Etanol

$$F \times YF + S \times YS = R \times YR + M \times YM \tag{Ec. 7.4}$$

$$F \times YF - M \times YM = R \times YR - S \times YS \tag{Ec. 7.5}$$

En otras palabras, las diferencias de aceite y etanol (ΔX y ΔY) deben de ser constates. Así, la aplicación de este concepto a una operación multietapas a contracorriente junto a los datos obtenidos de la investigación del comportamiento del etanol como solvente permitirá, mediante un procedimiento de iteración, el cálculo de etapas teóricas necesarias para la operación. A continuación, se presentan los esquemas, datos y ecuaciones utilizadas.

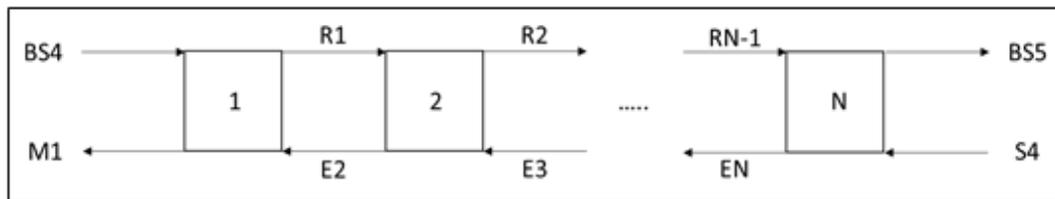


Figura 7.7: Esquema de contacto multietapas a contracorriente.

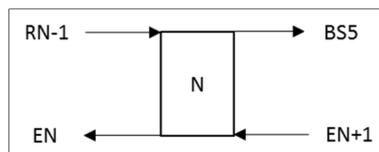


Figura 7.8: Esquema de contacto para etapa N.

Tabla 7.2: Datos Utilizados para los Cálculos de Etapas Teóricas.

Ítem	Valor			
	BS4	S4	BS5	M1
Corriente				
Caudal [kg/h]	3.765,67	2.215,10	4.659,19	1.321,58
Componente	Fracciones p/p			
Aceite (X)	0,1060	0,0000	0,0043	0,2869
Etanol (Y)	0,0000	0,9950	0,2773	0,6901
Sólidos Insolubles (Z)	0,7758	0,0000	0,6270	0,0000
Otros				
Índice de Retención	0,4491			

$$BS5 \times ZBS5 = RN_{-1} \times ZR_{-1} \quad \text{Ec. 7.5}$$

$$SA = IR \times (RN_{-1} \times ZRN_{-1}) \quad \text{Ec. 7.6}$$

$$FAEN = \frac{EN \times XEN}{EN \times XEN + EN \times YEN} \quad \text{Ec. 7.7}$$

$$FAEN = FALBRN \quad \text{Ec. 7.8}$$

$$BS5 \times XBS5 = SA \times FALBRN \quad \text{Ec. 7.9}$$

$$RBS5 \times YBS5 = SA - BS5 \times XBS5 \quad \text{Ec. 7.10}$$

$$\Delta A = RN_{-1} \times XRN_{-1} - EN \times XEN \quad \text{Ec. 7.11}$$

$$\Delta E = EN \times YEN - RN_{-1} \times YRN_{-1} \quad \text{Ec. 7.12}$$

$$EN_{+1} \times XN_{+1} = RBS5 \times XBS5 - \Delta A \quad \text{Ec. 7.13}$$

$$EN_{+1} \times YN_{+1} = \Delta E + BS5 \times YBS5 \quad \text{Ec. 7.14}$$

Donde:

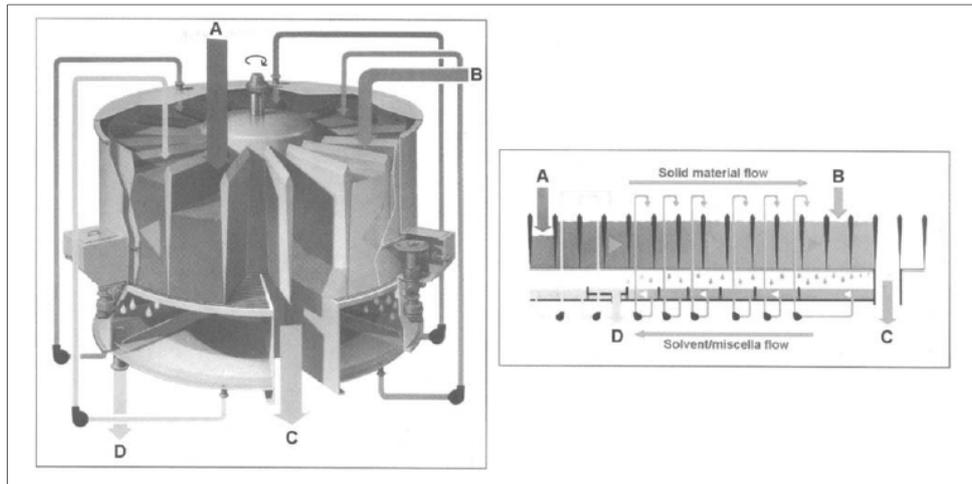
- **BS4:** Burlanda Seca Extrusada.
- **S4:** Solvente, Etanol Anhidro.
- **BS5:** Refinado.
- **E:** Extracto.
- **M1:** Micela.
- **N:** Número de Etapas.
- **IR:** Índice de Retención.
- **RSS:** Relación p/p Sólido - Solvente [kg/kg].
- **Rend:** Rendimiento [%].
- **FAEN:** Fracción de Aceite en Etapa de Extracto N (libre de agua).
- **FALSRN:** Fracción de Aceite libre de Solvente en Etapa de Refinado N (libre de agua).

Como resultado del cálculo se obtuvieron 6 etapas teóricas. Con esta información sumada a los caudales a manejar se eligió un extractor de aceite tipo Rotocel con las características que se resumen a continuación.

Tabla 7.3: Principales características del extractor Rotocel elegido.

Ítem	Valor
Capacidad [t/día]	100,00
Aceite Residual [%]	≤ 0,8
Concentración Micela [%]	18,0 – 28,0
Concentración de solvente en el Refinado [%]	25,0 – 30,0
Potencia del Motor [kW]	2,2

Fuente: Empresa Jinxin Chemical Engineering Equipment. Co., Ltd.



Nota: A (Alimentación Sólidos), B (Alimentación Solvente), C (Refinado) y D (Micela).

Figura 7.8: Esquema extractor Carrusel o Rotocel.

Fuente: Fats and Oils. Bockish M., 1998.



Figura 7.8: Extractor Carrusel o Rotocel.

Fuente: Fuente: Empresa Jinxin Chemical Engineering Equipment. Co., Ltd.



7.7 SECADOR DE DISCOS

Tiene como misión la separación del solvente del refinado. Debido a que el solvente es inflamable y que la separación se realiza como consecuencia de la evaporación del mismo, la operación se realiza en una atmosfera controlada con nitrógeno para mantener el porcentaje de etanol en el ambiente por debajo del Límite Inferior de Inflamabilidad (LII). Para lograr la separación se eligió el Secador de Discos “YP-3000/24 Series” cuyas principales características se enumeran a continuación:

- Diámetro: 3.800mm
- Altura: 8.850mm
- Potencia Total Instalada: 13kW.
- Área de Secado: 144m².
- Tipo de Secado: Continuo.
- Espesor de Capa de Sólidos sobre el Disco: 15 – 20mm.
- Material de Construcción: Acero Inoxidable.

También el fabricante adjunto la siguiente información.

Tabla 7.4: Especificaciones Secundarias de Secador Rotatorio.

Nombre	Modelo o Especificación	Cantidad	Material	Observaciones
Alimentador a Tornillo	LS168	1	Material de Contacto SUS304	Potencia: 2.2kW
Placa Calefactora Grande	Φ = 3000mm T = 8/3mm	12	SUS304	Elemento Soldado
Placa Calefactora Pequeña	Φ= 2700mm T = 8/3mm	12	SUS304	Elemento Soldado
Moto Principal	Y180M-4	1	-	Potencia: 18,5kW. Con variador de Frecuencia.
Ventilador	Modelo: 4-72 3,6A 3kW	1	Acero al Carbono	-
Gabinete Eléctrico de Control.	-	1	-	-

Nota: Φ (Diámetro), T (Espesor).

Fuente: Empresa Jiangsu Fanqun Drying Equipment Factory Co., Ltd.

Además de estos datos, el fabricante aclara que con el secador viene incluido un condensador casco y tubo, cuya área de intercambio es de 250m² y un tanque de recuperación de etanol.

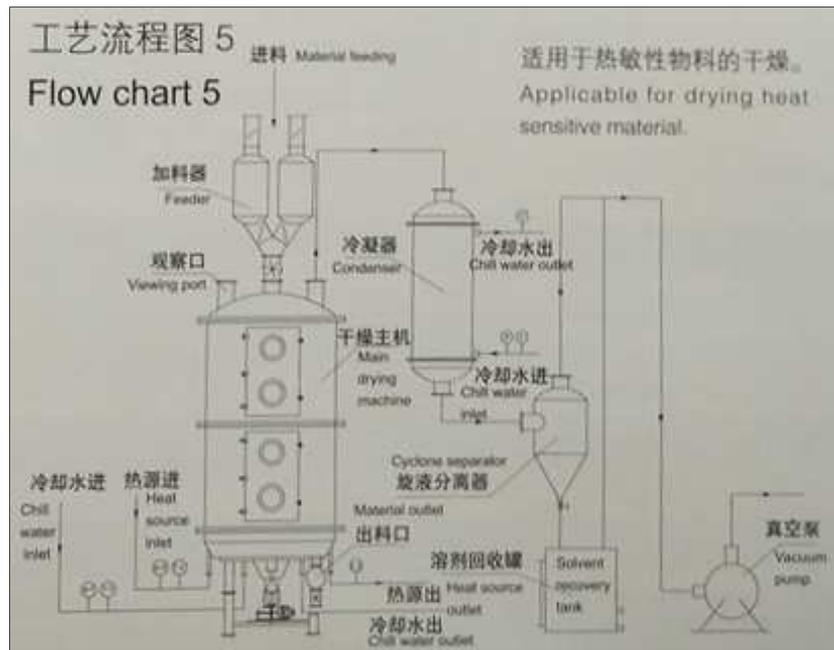


Figura 7.9: Esquema Secador de Discos.

Fuente: Empresa Jiangsu Fanqun Drying Equipment Factory Co., Ltd.

7.8 CENTRÍFUGA DE DISCOS

Este equipo tiene como objetivo realizar una primera separación de la mezcla etanol aceite, formada como consecuencia del descenso de temperatura de la micela. Además, debido a que es una centrífuga de discos, en las paredes de la misma quedarán adheridas las gomas hidratadas y otros solidos que pudiese haber en la micela. A continuación, se resumen las características de la centrífuga elegida.

Tabla 7.5: Características de Centrífuga de Discos DH 207.

Ítem	Valor	
Modelo	DH 207	
Capacidad [l/h]	4.000,0 – 5.000,0	
Velocidad de Rotación [rpm]	6.300,0	
Diámetro Interior [mm]	360,0	
Factor de Separación	8.700,0	
Tipo de Descarga	Automático	
Espacio de Descarga [mm]	0,5	
Peso [kg]	680,0	
Cantidad de Discos	110,0	
Características de Motor	Potencia [kW]	7,5
	Voltaje [A]	380,0
	Frecuencia [Hz]	50,0
Dimensiones [mm]	Longitud	1.160,0
	Espesor	860,0
	Altura	1.100,0

Fuente: Empresa Liaoyang Hongji Machinery Co.,Ltd.



Figura 7.10: Centrifuga de Discos.

Fuente: Empresa Liaoyang Hongji Machinery Co.,Ltd.

7.9 CENTRIFUGA TUBULAR

También conocida como súper centrifuga, realiza la separación del resto del aceite en fase liviana proveniente de la anterior centrifuga, obteniéndose una corriente limpia de etanol. En la siguiente tabla se resumen los principales parámetros técnicos del equipo.

Tabla 7.6: Parámetros Técnicos de Centrifuga Tubular.

Ítem		Valor
Modelo		GF125
Material del Bowl		Acero Inoxidable 316L
Peso [kg]		500,0
Tambor	Diámetro Interior [mm]	125,0
	Altura [mm]	730,0
	Volumen de Sedimentación [l]	8,5
	Velocidad Máxima [rpm]	17.500,0
	Factor Máximo de Separación	20.000,0xg
Motor	Voltaje [V]	380,0
	Frecuencia [Hz]	50,0
	Nº de Fases	3,0
	Potencia [kW]	3,0
Dimensión [mm]	Altura	1.650,0
	Longitud	500,0
	Ancho	600,0

Fuente: Empresa Liaoyang Hongji Machinery Co.,Ltd.



Figura 7.10: Centrifuga Tubular.

Fuente: Empresa Liaoyang Hongji Machinery Co.,Ltd.

7.10 SISTEMA DE ADSORCIÓN CON VARIACIÓN DE PRESIÓN

El sistema de adsorción con variación de presión, también conocido como sistema PSA (*Pressure swing adsorption*), tiene la función de, primero evaporar el etanol azeótropo y luego anhidrarlo. La empresa china Taian Gaodeng Co. Ltd., se dedica a la comercialización e instalación de este tipo de sistema alrededor del mundo. A continuación, se deja un esquema representativo y la lista de equipos básicos que la compañía nos aconseja adoptar para este proyecto.

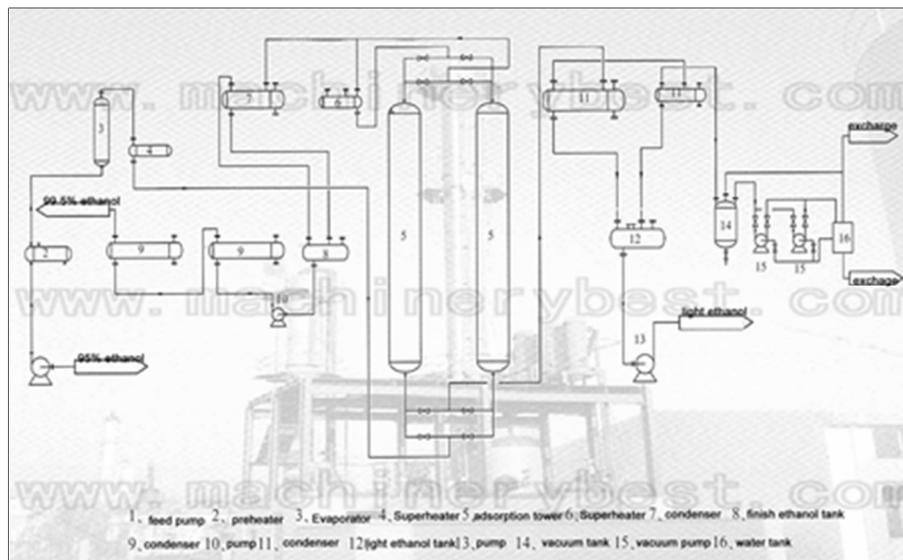


Figura 7.11: Esquema de Referencia de Sistema PSA.

Fuente: Empresa Taian Gaodeng Co. Ltd.

Tabla 7.7: Equipos esenciales que componen el sistema PSA.

Nombre de Equipo	Cantidad	Modelo y/o Tamaño	Material	Observaciones
Evaporador de Alcohol	1	Tipo = F A = 50m ² Φ25x3x3000	Q345R/20	-
Superheater de Vapor de Etanol	1	Tipo = F A = 12m ² Φ25x3x5000	Q345R/20	-
Condensador Final de Alcohol	1	Tipo = F A = 28m ²	Q345R/20	-
Enfriador Final de Alcohol	1	Tipo = F A = 20m ²	Q345R/20	-
Superheater	1	Tipo = F A = 15m ²	Q345R/20	-
Torre de Adsorción Molecular	2	Φ1800x8970mm	Q345R/20	-
Tanque de Almacenamiento de Alcohol Terminado	1	V = 10m ³	Q235	-
Tanque buffer de Vacío	1	V = 0,8m ³	Q345R/20	-
Bomba de Vacío, Tanque de Agua	1	V = 0,8m ³	Q235	-
Bomba de Entrada de Alcohol	2	Q = 5m ³ /h H = 65m	SS	A prueba de Explosión
Bomba de Alcohol Terminado	2	Q = 5m ³ /h H = 40m	SS	A prueba de Explosión
Bomba de Vacío	2	SK-12	Hierro Fundido	A prueba de Explosión

Nota: A (Área), V (Volumen), Q (Caudal), H (Altura), Φ (Diámetro).

Fuente: Empresa Taian Gaodeng Co. Ltd.

7.11 TORRE RECTIFICADORA

La torre es utilizada para condensar recuperar etanol acuoso que sale del sistema PSA con la intención de que el mismo retorne al sistema y de esta manera, minimizar perdidas de solvente. En las siguientes tablas se resumen los datos obtenidos como resultado de la utilización del software Chemcad para el dimensionamiento de la misma.

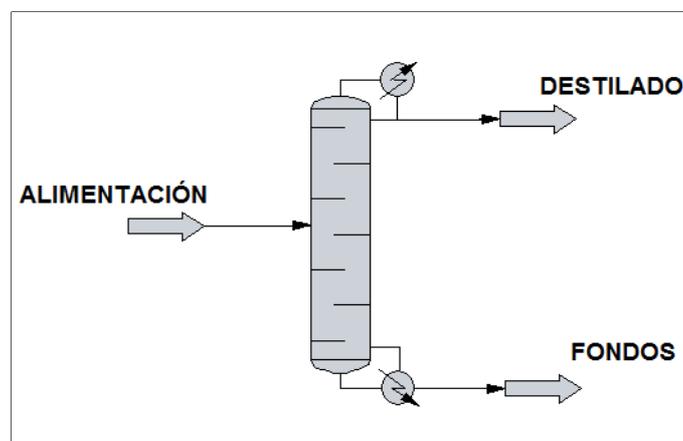


Figura 7.12: Esquema de Torre de Rectificación.

Fuente: Elaboración propia a partir de Chemcad.

Tabla 7.8: Resultados del Dimensionamiento de la Torre Rectificadora.

Ítem		Valor
Diámetro Interno de la Torre [m]		1,000
Espaciado entre Platos [m]		0,610
Número de Etapas		25,000
Etapa de Alimentación		23,000
Longitud Promedio de Vertedero [m]		0,564
Altura de Derramadero [m]		0,051
Longitud del trayecto de flujo [m]		0,826
Ancho del trayecto de flujo [m]		0,870
Área del Plato [m ²]		0,785
Área Activa del Plato [m ²]		0,719
Porcentaje de Inundación Máximo [%]		10,000
Área de Orificio [m ²]		0,137
Número de Válvulas, Aproximado		115,000
Pérdida Total de Presión de la Torre [bar]		0,116
Velocidad en Derramadero [m/s]		0,006
Eficiencia		0,850
Altura Total de la Torre [m]		15,000
Estimaciones	Ratio Destilado [kmol/h]	9,925
	Ratio Reflujo [kmol/h]	29,785
	Temperatura Cabeza [°C]	78,323
	Temperatura Fondo [°C]	95,127
Calculado	Calor Condensador [kW]	-149,542
	Calor Reboiler [kW]	93,180
	Reflujo, Mol [kmol/h]	13,697
	Reflujo, Masa [kg/h]	548,849
	Reflujo, Ratio	1,336
Dimensiones del Derramadero	Ancho [m]	0,087
	Longitud [m]	0,564
	Área [m ²]	0,033

Fuente: Elaboración propia a partir de calculos realizados con Chemcad.

7.12 SISTEMA DE REACTORES

La presente sección tiene como objetivo mostrar las principales ecuaciones utilizadas para el cálculo del reactor tanque agitado, para más detalle del mismo se recomienda visitar el Anexo V.

Para la realización del cálculo del volumen del reactor tanque agitado. Se utilizaron distintos datos expuestos en el capítulo 5 de la presente tesis los cuales se resumirán en las tablas a continuación. Por último, para obtener la densidad y viscosidad de la corriente P6, se simulo en el software Chemcad representando al aceite como una mezcla de los ácidos grasos más representativos del mismo.

Tabla 7.9: Datos para el Cálculo del Volumen de Reactor Tanque Agitado.

Ítem	Valor
Conversión Fraccional (XA)	0,85
Tiempo de Reacción (t) [h]	1,00
Orden de Reacción	1,00

Tabla 7.10: Datos Recogidos del Software Chemcad y del Capítulo 5.

Ítem	Valor
Nombre de Corriente	P6
Caudal [kg/h]	350,11
Componente	Fracción p/p
Ácido Linoleico	0,5588
Ácido Oleico	0,2863
Ácido Palmítico	0,0974
Ácido Estearico	0,0306
Ácido Linoleico	0,0108
Etanol	0,0158
Agua	0,0003
Propiedades Corriente P6	Valor
Presión [bar]	1,01
Temperatura [°C]	60,00
Densidad [kg/m ³]	869,42
Viscosidad [kg/m*s]	8,761e-3

Tabla 7.11: Densidades de Catalizador y Absorbente.

Ítem	Catalizador (C)	Absorbente (Ab)
Caudal [kg/h]	10,50	35,01
Densidad [kg/m ³]	2100,00	650,00

Para definir la ecuación de diseño del reactor tanque agitado y, como consecuencia de la presencia de un catalizador sólido, se debió de tener en cuenta el Factor de Eficacia del Catalizador E , el cual representa la medida de la disminución de la velocidad de la reacción a causa de la resistencia a la difusión hacia el interior del poro.

$$\text{Factor de eficacia, } \mathcal{E} = \frac{\text{(velocidad real media de reacción dentro del poro)}}{\text{(velocidad sin tener en cuenta la disminución por la difusión en el poro)}}$$

Fig. 7.13: Definición de Factor de Eficiencia.

Fuente: Levenspiel O. (2004).

Para obtener el factor de eficiencia se utiliza el Módulo de Thiele (MT), el cual es un valor adimensional que relaciona la longitud característica del catalizador con la constante de velocidad de la reacción y el coeficiente de difusión efectiva en sólidos porosos. Así, teniendo en cuenta la Figura 7.5 y suponiendo que las partículas de catalizador son esféricas y que además, los efectos de la difusión en el poro son despreciables (MT = 4) se obtiene que $E = 0,9$.

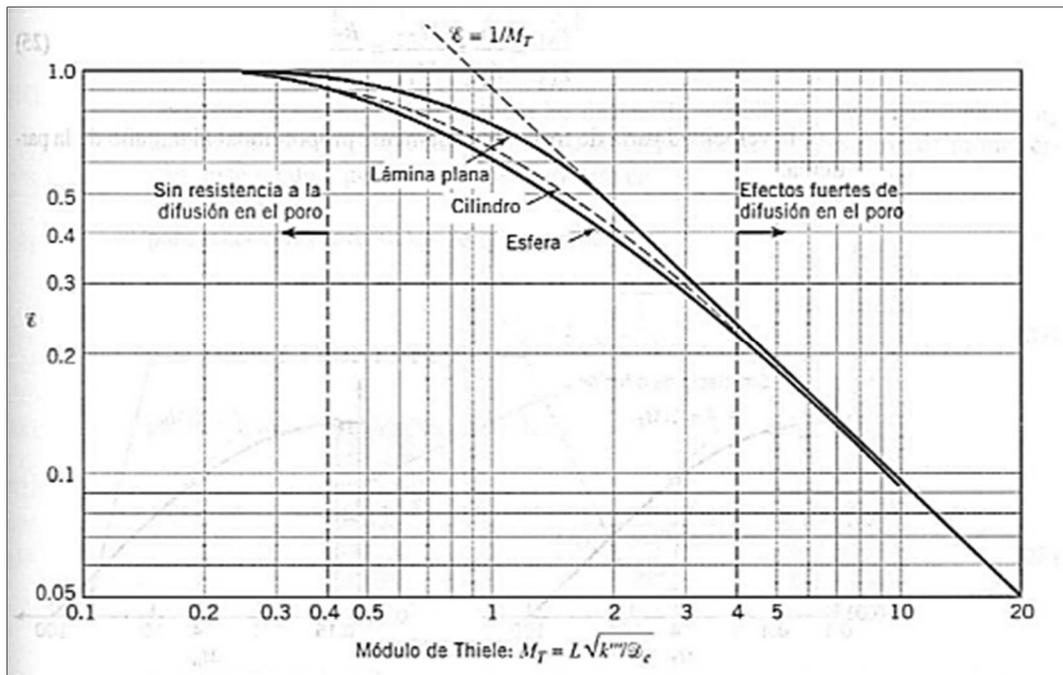


Figura 7.14: Relación entre Módulo de Thiele y Factor de Eficacia.

Fuente: Levenspiel O. (2004).

Así, la ecuación de la reacción con presencia de un catalizador sólido toma la siguiente forma:

$$r_{Ac} = \left(-\frac{dXA}{dt} \right) \times \left(\frac{1}{VC} \right) = kc \times XA \times E \quad \text{Ec. 7.15}$$

Donde

- **rAc**: Velocidad de Reacción en Presencia de Catalizador Sólido [1/(m³*min)].
- **XA**: Fracción de Grado de Conversión [Adimensional].
- **kc**: Constante de Velocidad de la Reacción en Presencia de Catalizador Sólido [1/(m³*min)].
- **t**: Tiempo [min].
- **C**: Caudal Másico de Catalizador [kg/h].
- **VC**: Volumen de Catalizador [m³].
- **ρC**: Densidad el Catalizador [kg/m³].
- **E**: Factor de Eficacia [Adimensional].

Por último, para poder calcular el volumen del reactor se debe de establecer el parámetro Espacio – Tiempo (τ), que define el tiempo necesario para tratar un volumen de alimentación igual al volumen del reactor medido en determinadas condiciones (Levenspiel O., 2004). De esta manera, para una reacción de primer orden τc se expresa se puede expresar como:

$$\tau_c = \frac{XA}{(1-XA) \times kc} \quad \text{Ec. 7.16}$$

Donde:

- **τc**: Parámetro Espacio – Tiempo, en Función del Volumen de Catalizador [m³*min].
- **XA**: Conversión [Adimensional].



- **Kc:** Constante de Velocidad de la Reacción en Presencia de Catalizador Sólido [1/(m³*min)].

Ahora que se tiene τ_c , se procede a calcular el volumen del reactor con las ecuaciones que se presentan a continuación.

$$\tau = \frac{\tau_c}{VC} \quad \text{Ec. 7.17}$$

$$\left(\frac{\tau}{60}\right) = \frac{VR}{v} \quad \text{Ec. 7.18}$$

Donde:

- **τ_c :** Parámetro Espacio – Tiempo, en Función del Volumen de Catalizador [m³*min].
- **τ :** Parámetro Espacio – Tiempo [min].
- **VR:** Volumen del Reactor, Omitiendo el Volumen de Absorbente [m³].
- **v:** Caudal Volumétrico de P6 y C [m³/h].

Así, el volumen total teórico o calculado fue igual a 3,25m³. Debido a que el volumen del reactor nace de ciertas suposiciones teóricas, se sobredimensionará el tanque para abarcar las medidas de seguridad necesarias y la posibilidad de un futuro crecimiento en la producción, tomándose un valor igual a 3,5m³.

Para el cálculo de la potencia del agitador se utilizaron los factores de forma que aparecen en la página 269 de Mc Cabe (1981), ya que se eligió como rodete el tipo turbina y además se concibió el agregado de cuatro placas deflectoras.

Tabla 7.12: Factores de Forma de Tanque Agitado.

Factor de Forma	Valor
S1	3,00
S2	1,00
S3	0,25
S5	0,10
S6	1,00

Fuente: Mc Cabe (1981).

Teniendo en cuenta que el reactor es un cilindro, se combinan la ecuación de volumen del mismo con el factor de forma S6 y se obtiene el Diámetro del Tanque. Con este valor y los restantes Factores de Forma se calculan las restantes características del tanque. Los resultados se muestran a continuación.

Tabla 7.13: Resumen de Resultados de Cálculos de Diseño de Tanque Agitado.

Ítem	Valor [m]
Diámetro del Tanque (Dt)	1,528
Altura del Tanque (Ht)	1,910
Diámetro del Agitador (Da)	0,509
Altura del Rodete sobre el Fondo del Tanque (E)	0,509
Longitud de las Palas del Rodete (L)	0,127
Ancho de las Placas Deflectoras (J)	0,153
Altura del Líquido (H)	1,528

Fuente: Elaboración Propia.

Debido a que el SAP flota en aceite ($\rho_{SAP} < \rho_{P6b}$), el esfuerzo adicional que debe de realizar el agitador, radica en mover el catalizador que tiende a quedarse en el fondo. Es por esto que, para simplificar los cálculos, se procede a obtener la potencia del agitador necesaria para mover una mezcla formada solamente por aceite y catalizador



para luego, a partir de este valor, elegir un motor de mayor potencia que tenga en cuenta el total de la mezcla. Para este fin se utilizó un método iterativo, el cual se detalla a continuación:

1. Se suponen una velocidad mínima de giro del rodete y Número de Potencia.
2. Se calculan la densidad y viscosidad de la suspensión Aceite – Catalizador a 60°C utilizando la ecuación de Mooney.
3. Se computa la Velocidad Terminal de las partículas de catalizador en la suspensión según la Ley de Stokes.
4. Se utiliza la ecuación 11.22 que aparece en la página 664 de Traybal para calcular la altura que se eleva el catalizador sobre el impulsor.
5. Se calcula el volumen de la suspensión Aceite - Catalizador.
6. Se define la fracción volumétrica de catalizador en la suspensión debajo de la altura sobre la cual se elevaron los mismos.
7. Siguiendo lo que recomienda Traybal en la página 664, se supone que la fracción volumétrica de sólidos en el lecho completamente sedimentado igual a 0,6
8. Se calcula el Número de Reynolds y se obtiene un nuevo número de Potencia de la gráfica X que se encuentra en Mc Cabe en la página 269.
9. Una vez que coinciden los números de potencia (supuesto y calculado), calcula el consumo de potencia con la ecuación 9.15 de la página 271 en Mc Cabe.

Como resultado de los cálculos se llegó a la conclusión que se necesita una potencia de 0,75HP.

7.13 CENTRIFUGA DECANTER

Este equipo es el encargado de separar del Aceite los sólidos: Absorbente Hidratado y catalizador agotado. A continuación, se resumen los principales parámetros técnicos del equipo.

Tabla 7.14: Parámetros Técnicos de Centrifuga Decanter.

Item	Valor	
Modelo	LW240	
Potencia Motor Principal [kW]	7,5	
Potencia Motor Secundario [kW]	4,0	
Voltaje, Motor Principal y Secundario [V]	220,0	
Capacidad [m ³ /h]	0,5 – 5,0	
Velocidad Máxima de Rotación [rpm]	4.500,0	
Control de Velocidad por Variación de Frecuencia del Motor	Si	
Factor de Separación	2.722	
Diámetro del Tambor [mm]	240	
Peso del Equipo [kg]	950	
Material del Tornillo	Acero Inoxidable 304	
Temperatura Máxima [°C]	90,0	
Dimensiones [mm]	Longitud	2.120,0
	Espesor	1.250,0
	Altura	680,0

Fuente: Empresa Liaoyang Hongji Machinery Co.,Ltd.



Figura 7.15: Centrifuga Decanter.

Fuente: Empresa Liaoyang Hongji Machinery Co.,Ltd.

7.14 INCINERADOR PIROLÍTICO

El Incinerador Pirolítico Vertical 500 Tipo 1 de la empresa Caltec es utilizado para la recuperación del catalizador. El mismo posee las siguientes dimensiones:

- Diámetro: 2500mm.
- Superficie Cámara Primaria: 4.650m².
- Volumen Cámara Primaria: 7.800m³.
- Tamaño Puerta de Carga: 610 x 610mm.
- Diámetro de Chimenea: 765mm.
- Losa de Apoyo: 3.000 x 3.000mm.
- Peso Aproximado: 18.500kg.

Además se debe de agregar que el equipo tiene una capacidad máxima de 230kg/h y el motor tiene una potencia de 1HP.

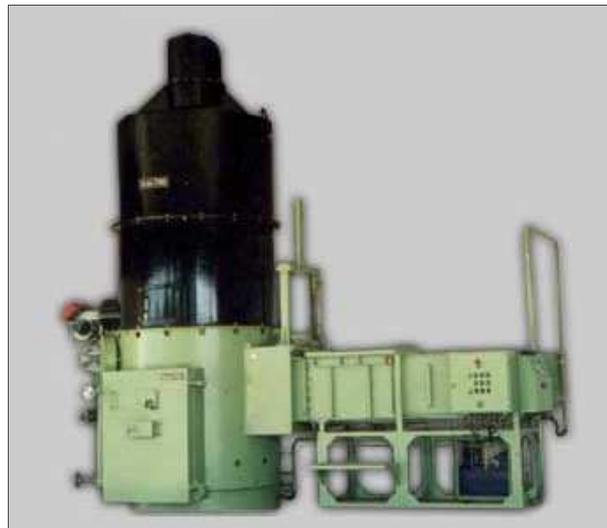


Figura 7.17: Incinerador Pirolítico Vertical.

Fuente: Empresa Caltec.

7.15 TAMIZ VIBRATORIO

El tamiz vibratorio circular es utilizado para separar el catalizador de las cenizas. Para este objetivo se adoptó el tamiz modelo ZYD-600-2S de la empresa Xinxiang Zhenying Mechanical Equipment CO.,Ltd. A continuación, se detallan los principales parámetros técnicos.

Tabla 7.15: Parámetros técnicos de tamiz vibratorio.

Ítem		Valor
Potencia Motor [kW]		0,55
Capacidad [kg/h]		100 – 150kg/h
Diámetro de Cribado [mm]		550,0
Pisos		2,0
Cantidad de Tamices, Intercambiables		4,0
Material de Construcción, Partes en Contacto con Material		Acero Inoxidable 304
Material de Construcción, Otras Partes		Acero al Carbono
Dimensiones [mm]	Longitud	800,0
	Espesor	800,0
	Altura	780,0

Fuente: empresa Xinxiang Zhenying Mechanical Equipment CO.,Ltd.



Figura7.16: Tamiz Circular Vibratorio ZYD-600-2S.

Fuente: empresa Xinxiang Zhenying Mechanical Equipment CO.,Ltd.

CAPÍTULO 8: EQUIPOS AUXILIARES

8.1 INTRODUCCIÓN

El grupo de equipos auxiliares está compuesto por intercambiadores de calor, bombas, caldera y torre de enfriamiento. De esta manera, este capítulo como objetivo mostrar los cálculos y equipos auxiliares adoptados.

8.2 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para la adopción de los intercambiadores de calor se comenzó con el diseño de los mismos a través del software Chemcad. Posteriormente, tomando estos diseños como base, se procedió a consultar a empresas dedicadas al rubro y a la adopción de los equipos según sus recomendaciones.

Se debe de mencionar que a partir de ahora, en el presente capítulo se proceden a nombrar a los intercambiadores con el nombre que aparecen en el flowsheet. Por último, se recuerda que para el caso de los Intercambiadores E-0308, E-0309 y E-0311 fueron directamente adoptados según lo recomendado por la empresa Taian Gaodeng Co., Ltd., la cuál es la encargada de la instalación del sistema PSA.

8.2.1 INTERCAMBIADOR E-0202

Esta operación tiene una doble misión, por un lado la de pre-calentar el solvente que posteriormente se utilizará en el extractor, lo que permite reducir la energía necesaria del siguiente intercambiador. Por otro lado, enfría la micela lo que provoca una primera separación de fases y además, como consecuencia de la presencia del agua, durante ese momento ocurre la hidratación de gomas y ceras.

Para este caso se utilizaran nueve intercambiadores Doble Tubo en serie. A continuación, se deja el resumen del diseño.

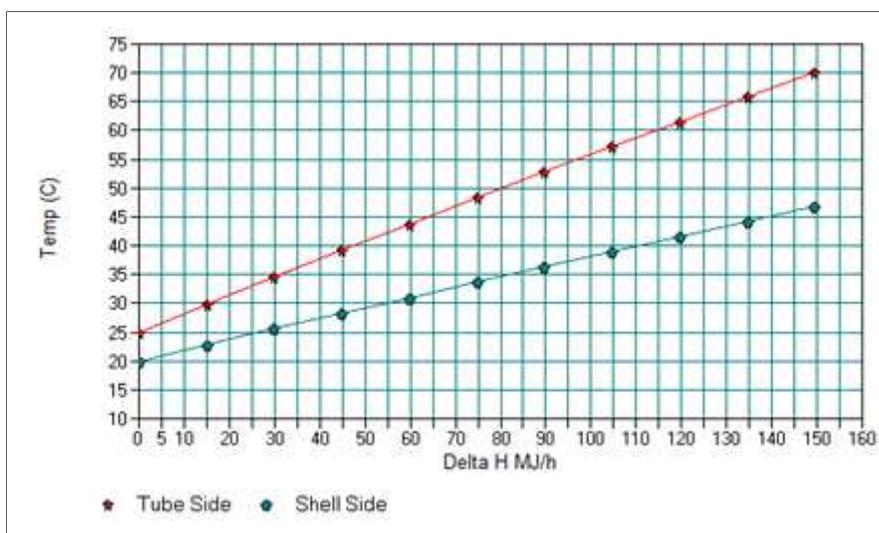


Figura 8.1: Curva de Transferencia de Calor de Intercambiador E-0202.

Fuente: Elaboración Propia a partir de Chemcad.



Tabla 8.1: Resumen de Resultados de Intercambiador E-0202

Ítem	Unidad	Valor
Datos Geométricos		
Tipo de Intercambiador	-	Doble Tubo
Diámetro Interno, Coraza	m	0,0603
Número de Intercambiadores en Serie	-	9,00
Número de Intercambiadores en Paralelo	-	1,00
Número de Tubos	-	1,00
Longitud de Tubo	m	12,00
Diámetro Interno de Tubo	m	0,0351
Diámetro Externo de Tubo	m	4,22E-02
Datos Dinámica de Fluido		
Caída de Presión, Coraza	bar	0,266
Caída de Presión, Tubos	bar	0,086
Velocidad Promedio del Fluido, Coraza	m/s	0,541
Velocidad Promedio del Fluido, Tubos	m/s	0,476
Datos Transferencia de Calor		
Área Efectiva	m ²	14,257
Área Requerida	m ²	14,205
Exceso	%	36,728
LMTD	C	12,201
Coeficiente Total de Transferencia (Ud), Calculado	W/m ² -K	239,573
Coeficiente Total de Transferencia (Ud), Servicio	W/m ² -K	238,696
Calor Transferido, Calculado	MJ/h	150,025
Calor Transferido, Especificado	MJ/h	149,476
Coeficiente de Película, Coraza	W/m ² -K	796,505
Coeficiente de Película, Tubo	W/m ² -K	648,663
Ensuciamiento, Coraza	m ² -K/W	1,76E-04
Ensuciamiento, Tubo	m ² -K/W	5,28E-04
Resistencia de la Pared del Tubo	m ² -K/W	2,52E-04

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Chemcad.



8.2.2 INTERCAMBIADOR E-0203

Es un intercambiador de casco y tubo 2-4 utilizado para elevar la temperatura del solvente hasta la temperatura necesaria para la extracción de aceite. A continuación, se muestran los resultados del diseño.

Tabla 8.2: Resumen de Resultados de Intercambiador E-0203.

Ítem	Unidad	Valor
Datos Geométricos		
Clase Intercambiador	-	B
Tipo de Intercambiador	-	BFM
Diámetro Interno Coraza	m	0,152
Número de Tubos	-	12,000
Longitud de Tubos	m	1,000
Diámetro Interno Tubos	m	1,48E-02
Diámetro Externo Tubos	m	1,91E-02
Arreglo de Tubos	-	Triangular
Distancia entre Centro de Los Tubos	m	2,38E-02
Número de Pases	-	4,00
Número de Baffles	-	6,00
Espaciado Centro del Baffle	m	0,13
Porcentaje de Corte del Baffle	%	25,00
Datos Dinámica de Fluido		
Caída de Presión Lado Coraza	bar	3,24E-02
Caída de Presión Lado Tubos	bar	1,23E-02
Velocidad Promedio del Fluido, Coraza	m/s	0,280
Velocidad Promedio del Fluido, Tubos	m/s	0,964
Datos Transferencia de Calor		
Área Total	m ²	0,663
Área Requerida	m ²	0,486
Exceso	%	36,562
LMTD	C	91,107
Coeficiente Total de Transferencia (Ud), Calculado	W/m ² -K	1.018,030
Coeficiente Total de Transferencia (Ud), Servicio	W/m ² -K	745,471
Calor Calculado	MJ/h	221,486
Calor Especificado	MJ/h	162,187
Coeficiente de Película, Coraza	W/m ² -K	1.728,344
Coeficiente de Película, Tubo	W/m ² -K	19.450,167
Ensuciamiento, Coraza	m ² -K/W	1,76E-04
Ensuciamiento, Tubo	m ² -K/W	8,81E-05
Resistencia de Pared del Tubo	m ² -K/W	4,85E-05

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Chemcad.

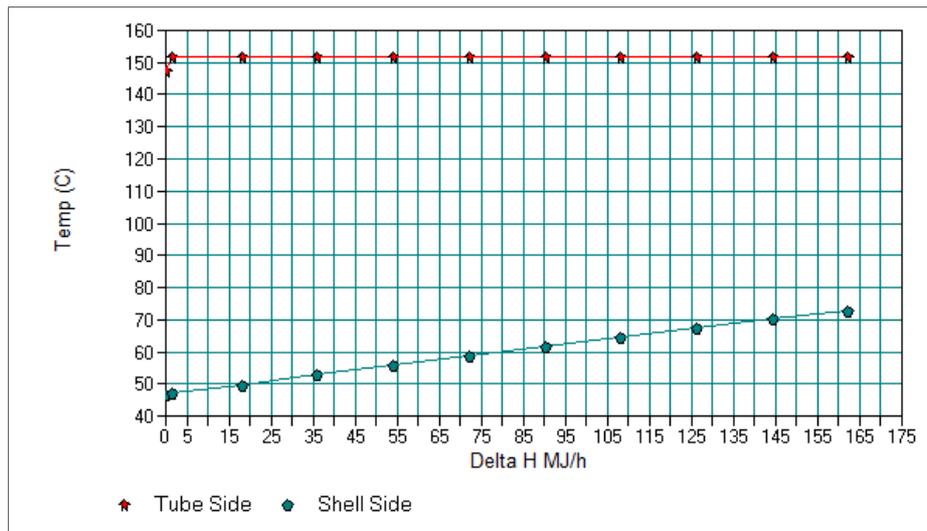


Figura 8.2: Curva de Transferencia de Calor de Intercambiador E-0203.

Fuente: Elaboración Propia a partir de Chemcad.

Con estos datos se procedió a adoptar el intercambiador Basco Tipo 500, cuya comercialización en el país está a cargo de la empresa ADN Ingeniería. Las principales características son:

- Diámetro de la Coraza: 6-1/4''
- Medida de Tubos: 1/4''
- Número Máximo de Tubos: 264
- Máxima Área de Intercambio: 34ft²

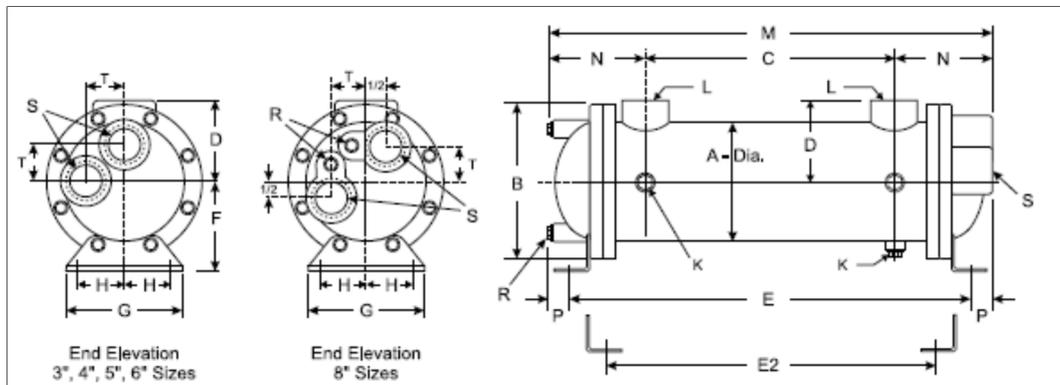


Figura 8.3: Dimensiones Intercambiador Tipo Basco 500.

Fuente: Empresa API Heat Transfer.

Ítem	M	N	P	R-NPT	S-NPT	T	E2	Modelo
Valor	29-1/8	5-7/16	1	1/2	1-1/2	2	23-1/2	06024

Tabla 8.3: Dimensiones expresadas en Pulgadas del Intercambiador de Calor Basco Tipo 500.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de la empresa API Heat Transfer.



Figura 8.4: Imagen Intercambiador Basco Tipo 500.

Fuente: Sitio Web ADN Ingeniería.

8.2.3 INTERCAMBIADOR E-0204

El Intercambiador E-0204 pre-calienta el aceite antes de que el mismo entre al evaporador para separar gran parte del solvente. Como consecuencia de las características del aceite, se espera que el flujo dentro del equipo sea laminar, por lo que se elige un intercambiador de placas para llevar a cabo la operación. En la figuras 8.5, 8.6, 8.7, 8.8, 8.9 y 8.10 se dejan esquemas que muestran las partes de un intercambiador de placas, el flujo de los líquidos, disposición de las empaquetaduras, distintos modelos de arreglos y flujos, los distintos tipos de intercambiador y los modelos de placas. Posteriormente se presentan los resultados obtenidos de la simulación con Chemcad.

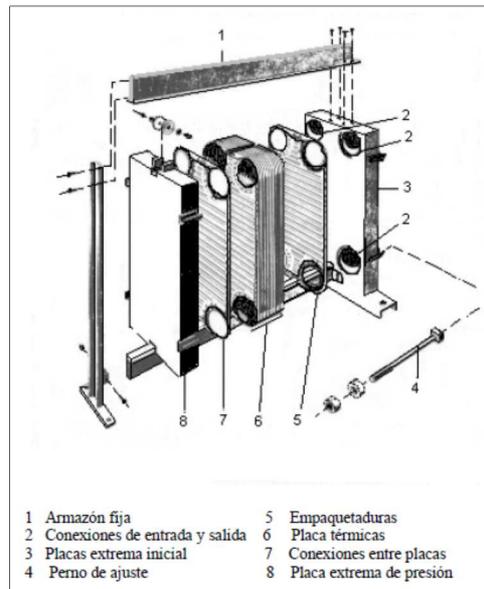


Figura 8.5: Componentes de Intercambiador de Placas.

Fuente: Moncada Albitres. L. (2016).

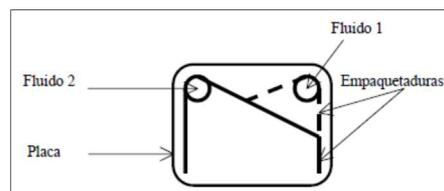
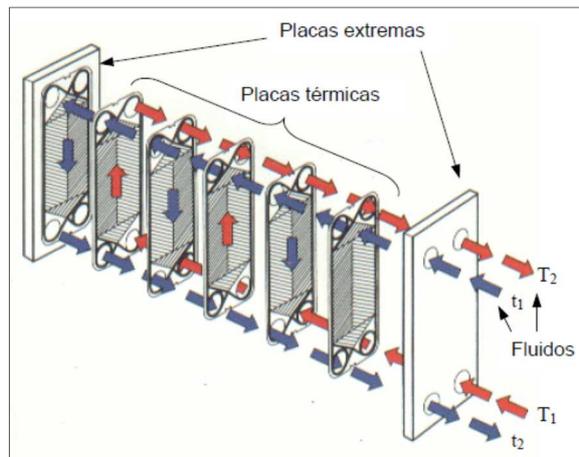


Figura 8.6: Disposición de las Empaquetaduras.

Fuente: Moncada Albitres. L. (2016).



Nota: T (Temperatura Fluido Caliente) t (Temperatura Fluido Frío).

Figura 8.7: Flujos en un Intercambiador de Placas.

Fuente: Moncada Albitres L. (2016).

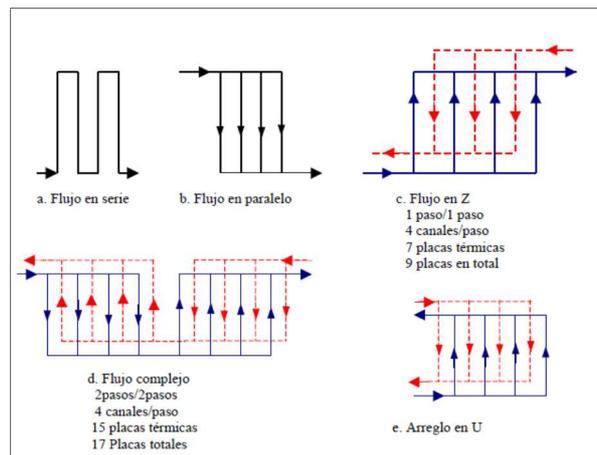


Figura 8.8: Modelos de Arreglos y Flujos.

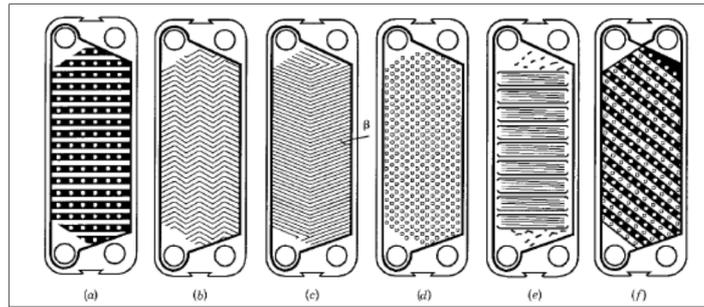
Fuente: Moncada Albitres L. (2016).



Nota: 1 (Unión Mediante Juntas), 2 (Soldado) 3 (Semi-Soldado).

Figura 8.9: Tipos de Intercambiador de Placas según tipo de Unión.

Fuente: Dávila Moya. W. y Obando Rosero F. R. (2006).



Nota: a (Washboard), b (zigzag), c (chevron o herringbone), d (protrusions and depressions), e (washboard con corrugado secundario), f (washboard oblicuo).

Figura 8.10: Tipos de Placas.

Fuente: Shah R.K. y Sekulic D. P. (2003).

Tabla 8.4: Resultados de Diseño de Intercambiador E-0204.

Ítem	Unidad	Valor
Datos Generales		
Área Efectiva	m ²	0,756
Área Calculada	m ²	0,606
Área Limpia Calculada	m ²	0,527
Exceso	%	24,800
Coefficiente de Transferencia Servicio (U)	W/m ² *°K	149,000
Coefficiente de Transferencia Calculado (U)	W/m ² *°K	186,000
Coefficiente Limpio de Transferencia (U _d)	W/m ² *°K	214,000
Datos Lado Frío		
Coefficiente de Película	W/m ² *°K	3.602,000
Velocidad del Fluido	m/s	0,133
Factor de Ensuciamiento	m ² *°K/W	5,28E-04
Número de Reynolds	-	166,800
Datos Lado Caliente		
Coefficiente de Película	W/m ² *°K	536,700
Velocidad del Fluido	m/s	0,008
Factor de Ensuciamiento	m ² *°K/W	1,76E-04
Número de Reynolds	-	150,000
Placa		
Ancho	mm	72,000
Espaciado	mm	5,000
Tipo Corrugado	-	Chevron
Altura	mm	186,000
Conductividad Térmica	W/m*°K	15,007
Angulo Chevron	°	80,000
Unidad		
Número de Platos	-	9,000
Número de Pases, Lado Frío	-	2,000
Número de Pases, Lado Caliente	-	2,000

Fuente: Elaboración Propia a Partir de Datos de Chemcad.

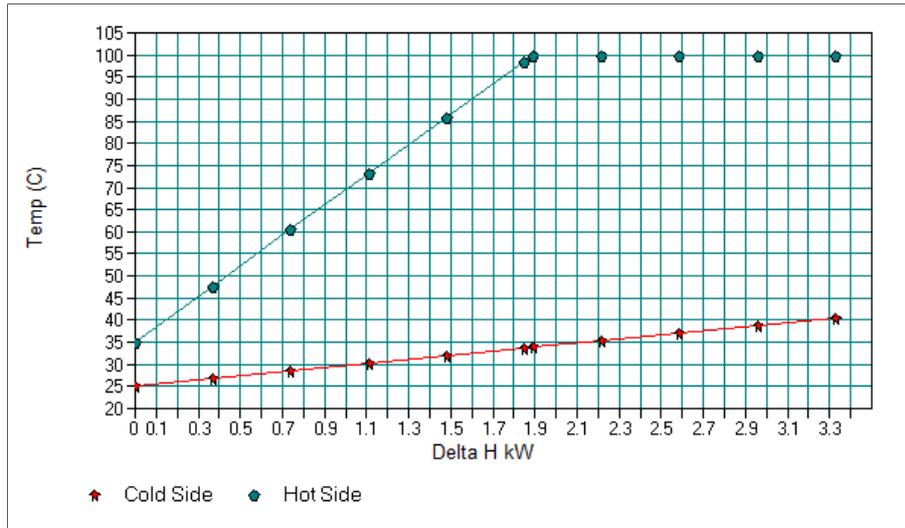
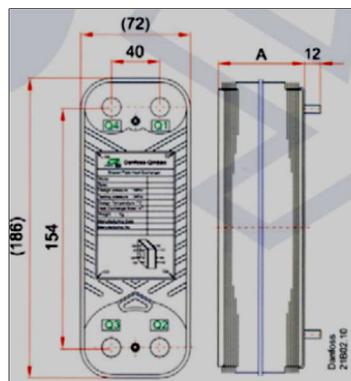


Figura 8.11: Curva de Transferencia de Calor de Intercambiador E-0204.

Fuente: Elaboración Propia a partir de Chemcad.

Como resultado del cálculo se procedió a la elección del Intercambiador de Calor de Placas Soldadas PHE B3-012 de Danfoss, el cual posee las siguientes características:

- Tipo de placa: corrugada.
- Material de Construcción: Acero Inoxidable AISI 304.
- Número de Placas: 9
- Número de Pasos: 2 (Iguales números de pasos para ambos lados).
- A : 27,7mm
- Peso: 0.996kg
- Volumen del Canal (L) Lado Q1Q2: 0.081
- Volumen del Canal (L) Lado Q3Q4: 0.063
- Presión de Trabajo: 30,6kgf/cm².
- Tipo de Placa: H.
- Altura: 186mm.
- Ancho: 72mm.
- Espesor: 0,6mm.
- Espaciado Entre Placas: 5mm
- Área Efectiva por Plato: 0.084m²



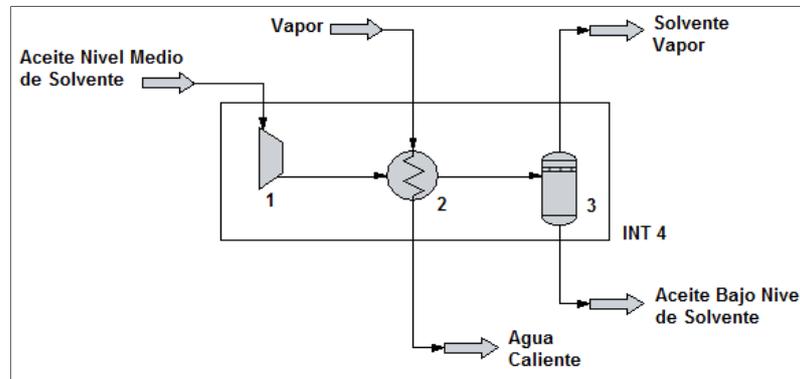
Nota: A (Longitud el Equipo).

Figura 8.12: Dimensiones de Intercambiador de Placas PHE B3-012.

Fuente: Empresa Indubel.

8.2.4 INTERCAMBIADOR E-0205

El Intercambiador Vertical de Película Ascendente de Tubos Largos se utiliza para separar etanol de aceite en condiciones de vacío para evitar dañar a este último. Para la simulación de este equipo se tuvo que realizar un modelo equivalente compuesto por tres unidades: un compresor, un intercambiador de calor y un separador vapor-líquido. En la siguiente tabla se deja el resumen de los resultados de la simulación.



Nota: 1 (Compresor), 2 (Intercambiador de Calor), 3 (Separador Líquido Vapor), INT 4 (Intercambiador E-0205).

Figura 8.13: Esquema de Intercambiador E-0205

Fuente: Elaboración Propia a Partir de Chemcad.



Tabla 8.5: Resultados Simulación Intercambiador E-0205.

Ítem	Unidad	Valor
Datos Geométricos		
Clase Intercambiador	-	R
Tipo de Intercambiador	-	BEM
Diámetro Interno Coraza	m	0,20
Número de Tubos		6,00
Longitud de Tubos	m	3,78
Diámetro Interno Tubos	m	0,03
Diámetro Externo Tubos	m	0,04
Arreglo de Tubos	-	Triangular
Distancia entre Centro de Los Tubos	m	0,05
Número de Pases		1,00
Número de Baffles		24,00
Espaciado Centro del Baffle	m	0,14
Porcentaje de Corte del Baffle	%	25,00
Datos Dinámica de Fluido		
Caída de Presión Lado Coraza	bar	-0,007
Caída de Presión Lado Tubos	bar	3,71E-03
Velocidad Promedio del Fluido, Coraza	m/s	0,400
Velocidad Promedio del Fluido, Tubos	m/s	0,828
Datos Transferencia de Calor		
Área Total	m ²	2,55
Área Requerida	m ²	1,84
Exceso	%	38,81
LMTD	°C	61,80
Coeficiente Total de Transferencia (Ud), Calculado	W/m ² -K	229,08
Coeficiente Total de Transferencia (Ud), Servicio	W/m ² -K	165,04
Calor Calculado	MJ/h	129,82
Calor Especificado	MJ/h	93,53
Coeficiente de Película, Coraza	W/m ² -K	9.223,93
Coeficiente de Película, Tubo	W/m ² -K	318,60
Ensuciamiento, Coraza	m ² -K/W	8,81E-05
Ensuciamiento, Tubo	m ² -K/W	5,28E-04
Resistencia de Pared del Tubo	m ² -K/W	4,54E-05

Fuente: Elaboración Propia a partir de datos de Chemcad.

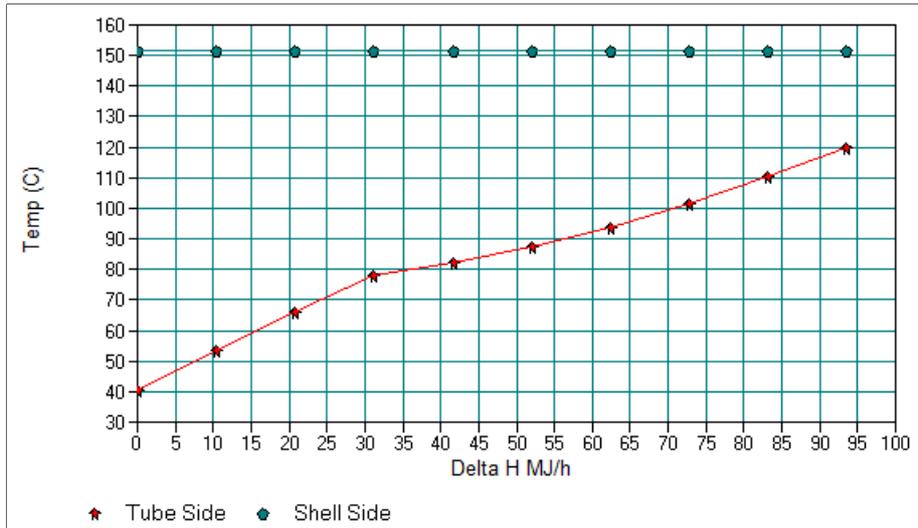


Figura 8.14: Curva de Transferencia de Calor de Intercambiador E-0205.

Fuente: Elaboración Propia a partir de Chemcad.

8.2.5 INTERCAMBIADOR E-0206A/B

Este equipo es el encargado de enfriar el aceite de bajo contenido de etanol para su almacenamiento para su posterior tratamiento. Para este caso el tipo de intercambiador elegido es el de placas. En el ítem 2.3 se resumieron las principales características de este tipo de unidades y se deja a continuación, los resultados obtenidos de la simulación de Chemcad y el equipo seleccionado.

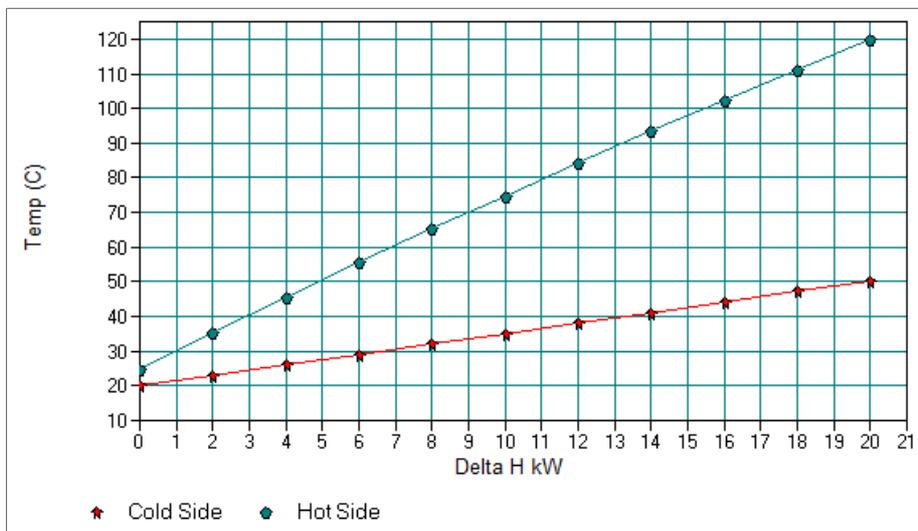


Figura 8.15: Curva de Transferencia de Calor de Intercambiador E-0206A/B.

Fuente: Elaboración Propia a partir de Chemcad.

Tabla 8.6: Resultados Simulación Intercambiador E-0206A/B.

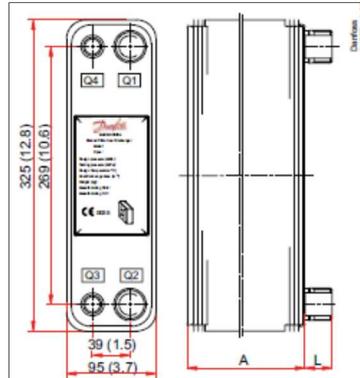
Ítem	Unidad	Valor
Datos Generales		
Área Efectiva	m ²	2,400
Área Calculada	m ²	1,842
Área Limpia Calculada	m ²	1,383
Exceso	%	30,700
Coeficiente de Transferencia Servicio (U)	W/m ² *°K	271,000
Coeficiente de Transferencia Calculado (U)	W/m ² *°K	354,000
Coeficiente Limpio de Transferencia (U _d)	W/m ² *°K	471,000
Datos Lado Frío		
Coeficiente de Película	W/m ² *°K	1.708,700
Velocidad del Fluido	m/s	0,050
Factor de Ensuciamiento	m ² *°K/W	1,76E-04
Caída de Presión	bar	0,000
Número de Reynolds	-	759,600
Datos Lado Caliente		
Coeficiente de Película	W/m ² *°K	655,100
Velocidad del Fluido	m/s	0,039
Factor de Ensuciamiento	m ² *°K/W	5,28E-04
Número de Reynolds	-	28,000
Placa		
Ancho	mm	95,000
Espaciado	mm	5,500
Tipo Corrugado	-	Chevron
Altura	mm	325,000
Conductividad Térmica	W/m*°K	51,777
Angulo Chevron	°	80,000
Unidad		
Número de Platos	-	10,000
Número de Pases, Lado Frío	-	1,000
Número de Pases, Lado Caliente	-	1,000

Fuente: Elaboración Propia a partir de datos de Chemcad.

A continuación, se detallan las principales características del equipo elegido:

- Modelo: PHE B3-012
- Tipo de placa: corrugada.
- Material de Construcción: Acero Inoxidable AISI 304.
- Número de Placas: 9
- Número de Pasos: 2 (Iguales números de pasos para ambos lados).
- A : 27.7mm
- Peso: 0.996kg
- Volumen del Canal (L) Lado Q1Q2: 0.081
- Volumen del Canal (L) Lado Q3Q4: 0.063
- Presión de Trabajo: 30.6kgf/cm².
- Tipo de Placa: H
- Altura: 186mm
- Ancho: 72mm

- Espesor: 0.6mm
- Espaciado Entre Placas: 5mm
- Área Efectiva por Plato: 0.084m²



Nota: A (Ancho del Equipo) L (Longitud de Canal)

Figura 8.16: Dimensiones de Calor de Intercambiador 5.

Fuente: Elaboración Propia a partir de Chemcad.

8.2.6 INTERCAMBIADOR E-0407A/B

Tiene la misión de llevar hasta la temperatura de almacenamiento al aceite luego de que el mismo ha sido tratado en el reactor y liberado de sólido. Para este caso se adopta un equipo igual al mencionado en el apartado anterior.

8.2.7 INTERCAMBIADOR E-0310

Situado entre la salida del sistema PSA y la Torre de Rectificación, debe de bajar la temperatura del vapor de etanol sobrecalentado hasta su punto de equilibrio, utilizándose para este fin un enfriador del tipo casco y tubo. En la siguiente tabla se resumen las características del equipo diseñado, el cual fue cotizado por la empresa Arevalo.

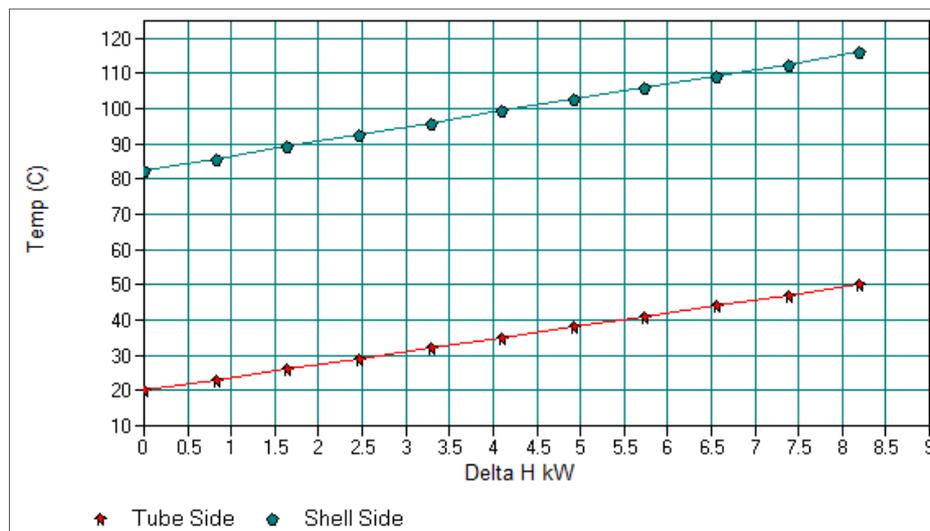


Figura 8.17: Curva de Transferencia de Calor de Intercambiador E-0310.

Fuente: Elaboración Propia a partir de Chemcad.

Tabla 8.7: Resultados Simulación Intercambiador E-0310.

Ítem	Unidad	Valor
Datos Geométricos		
Clase Intercambiador	-	R
Tipo de Intercambiador	-	BEM
Diámetro Interno Coraza	m	2,03E-01
Número de Tubos	-	10,00
Longitud de Tubos	m	6,00
Diámetro Interno Tubos	m	2,12E-02
Diámetro Externo Tubos	m	2,54E-02
Arreglo de Tubos	-	Cuadrado
Distancia entre Centro de Los Tubos	m	3,18E-02
Número de Pases	-	4,00
Número de Bafles	-	11,00
Espaciado Centro del Bafle	m	4,92E-01
Porcentaje de Corte del Bafle	%	25,00
Datos Dinámica de Fluido		
Caída de Presión Lado Coraza	bar	0,78
Caída de Presión Lado Tubos	bar	1,34E-03
Velocidad Promedio del Fluido, Coraza	m/s	4,47
Velocidad Promedio del Fluido, Tubos	m/s	7,46E-02
Datos Transferencia de Calor		
Área Total	m ²	4,68
Área Requerida	m ²	3,84
Exceso	%	21,91
LMTD	C	61,48
Coeficiente Total de Transferencia (Ud), Calculado	W/m ² -K	34,75
Coeficiente Total de Transferencia (Ud), Servicio	W/m ² -K	28,50
Calor Calculado	kW	10,00
Calor Especificado	kW	8,20
Coeficiente de Película, Coraza	W/m ² -K	38,76
Coeficiente de Película, Tubo	W/m ² -K	455,74
Ensuciamiento, Coraza	m ² -K/W	8,81E-05
Ensuciamiento, Tubo	m ² -K/W	1,76E-04
Resistencia de Pared del Tubo	m ² -K/W	4,46E-05

Fuente: Elaboración Propia a partir de datos de Chemcad.

8.3 BOMBAS

El cálculo de las bombas de proceso fue realizado utilizando el criterio de Mc Cabe con respecto a la velocidad de fluidos en tuberías, debiéndose primero enmarcar a las mezclas de aceite con distintos niveles de etanol y al aceite de maíz de destilería como liquido viscoso o poco viscoso. Para tal fin, se comparó las viscosidades cinemáticas de las mezclas de aceite – etanol con el aceite de maíz refinado y aceite lubricante de motor dentro de la escala ISO y SAE. En la primer escala la viscosidad se mide a 40°C, mientras que en la segunda se mide a 100°C, por lo que las mezclas de aceite-etanol quedan excluidas de esta última. Por último, luego de analizar las tablas 8.8 y 8.9 se concluye que los fluidos entran en la categoría de Líquidos poco Viscosos.



Sector o Tipo	Salida Centrifugas	Entrada Tanque Pulmón	Salida Extractor	Aceite de Maíz de Destilería	Aceite de Maíz Refinado	Aceite Lubricante de Motor
Aceite [%]	90,65	98,38	28,69	100,00	100,00	100,00
Etanol [%]	9,35	1,62	71,31	0,00	0,00	0,00
η [cst]	6,3	17,23	1,214	22,26	33,9	32,00

Tabla 8.8: Comparación de viscosidades cinemáticas escala ISO.

Fuente: elaboración propia a partir de dats de Chemcad, Legaz Berber R. (2010) y Mott. R. (2006).

Sector o Tipo	Aceite de Maíz de Destilería	Aceite de Maíz Refinado	Aceite Lubricante de Motor
η [cst]	5,14	8,40	20,00

Tabla 8.9: Comparación de viscosidades cinemáticas escala SAE.

Fuente: elaboración propia a partir de dats de Chemcad, Legaz Berber R. (2010) y Mott. R. (2006).

Fluido	Tipo de flujo	Velocidad	
		pies/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0,5-1	0,15-0,30
	Entrada de bomba	1-3	0,3-0,9
	Salida de bomba	4-10	1,2-3
	Línea de conducción	4-8	1,2-2,4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0,2-0,5	0,06-0,15
	Salida de bomba	0,5-2	0,15-0,6
Vapor de agua		30-50	9-15
Aire o gas		30-100	9-30

Figura 8.18: Velocidad de Fluidos en Tuberías.

Fuente: Mc Cabe, W., & Smith, J. (1981).

Para el cálculo de bombas se utilizaron las siguientes ecuaciones presentadas en los capítulos 17 y 18 en Karassik I.J. y Carter R. (1974)., los capítulos 1 a 7 y 12 de Warring, R. H. (1977), y las mostradas en las paginas 199 – 218 en Mc Cabe, W., & Smith, J. (1981).

Por último, se debe de mencionar los casos en que se tenga un caudal variable y se tenga que utilizar una válvula reguladora de caudal, se debe de calcular el Coeficiente de Caudal como parámetro de elección de estos componentes, para lo cual se utiliza la siguiente ecuación:

$$Cv = 29,84 \times \frac{d^2}{\sqrt{K}} \tag{Ec. 8.1}$$

Donde:

- Cv: Coeficiente de Caudal, en gpm/[(psi^{1/2})]
- d: diámetro, plg.
- K: parámetro de pérdida de carga, adimensional.
- Constante: 29,84 expresada en gpm/[(plg²)*(psi^{1/2})].

El parámetro de pérdida de carga se calcula primero eligiendo el factor de fricción (f_t) según el diámetro nominal de la válvula y posteriormente se utiliza la ecuación que se muestra en la figura 8.20.

Diámetro mm	15	20	25	32	40	50	65, 80	100	125	150	200,250	300-400	450-600
Nominal pulg	½	¾	1	1¼	1½	2	2½, 3	4	5	6	8: 10	12-16	18-24
Factor de fricción (f_t)	.027	.025	.023	.022	.021	.019	.018	.017	.016	.015	.014	.013	.012

Figura 8.19: Factores de Fricción.

Fuente: Tomado de Crane C. 1993.

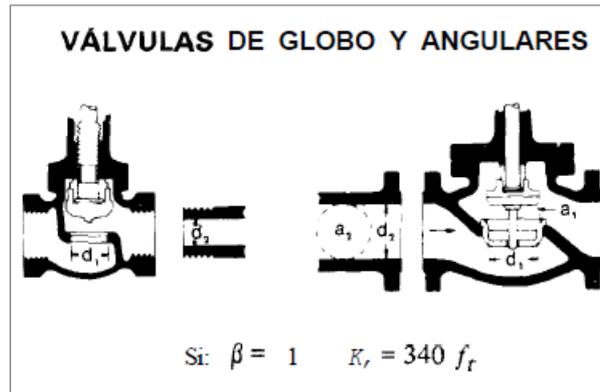


Figura 8.20: Ecuación para el Cálculo del Parámetro de Pérdida de Carga para válvulas de Globo.

Fuente: Tomado de Crane C. 1993.

8.3.1 BOMBAS DE PROCESO

8.3.1.1 TRAMO: TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ETANOL – EXTRACTOR ROTOCCEL

Este tramo es el que recorre el etanol anhidro desde el tanque de almacenamiento hasta el extractor de aceite, pasando por los intercambiadores E-0202 y E-0203. En las siguientes tablas se resumen los datos utilizados y resultados encontrados para el cálculo de las pérdidas de carga en el sistema, además de los accesorios utilizados.

Tabla 8.10: Datos Utilizados para el Cálculo de Bombas de Proceso en el Tramo 1.

Ítem	Unidad	Valor
Viscosidad del Etanol	kg/m*s	1,08E-03
Densidad del Etanol	kg/m ³	786,76
Caudal del Etanol	kg/h	2.215,10
ΔP INT E-0202	m	8,95
ΔP INT E-0203	m	4,52
H Ext Rotocel	m	4,20
Presión de Vapor del Etanol	m	1,08
Velocidad Promedio de Succión	m/s	0,60
Velocidad Promedio de Impulsión	m/s	2,1
Longitud de Tubería de Succión	m	10,00
Longitud de Tubería de Impulsión	m	40,00
Nivel Máximo de Solvente en Tanque de Almacenamiento	m	30,0
Nivel Mínimo de Solvente en Tanque de Almacenamiento	m	1,0

Fuente: Elaboración Propia.

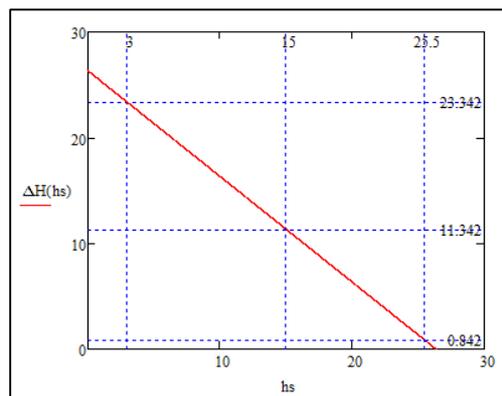
Tabla 8.11: Accesorios presentes en el Tramo 1.

Ítem	Unidades	Ítem	Unidades
Lado Succión		Lado Impulsión	
Salida - Entrada	2,0	Entradas - Salidas	20,0
Contracción	1,0	Codo 90°	6,0
Codo 90°	1,0	Codos Largos de 45°	16,0
Expansión	1,0	Expansión	1,0

Tabla 8.12: Resultados del Cálculo de Perdida de Carga en el Tramo 1.

Ítem	Valor	Ítem	Valor
Lado Succión		Lado Impulsión	
Velocidad del Fluido [m/s]	0,69	Velocidad del Fluido [m/s]	1,54
Diámetro de la Tubería [mm]	38,10	Diámetro de la Tubería [mm]	25,40
NPHS Máximo Disponible [m]	40,37	Altura de Carga [m]	24,69
NPHS Mínimo Disponible [m]	10,40	-	-
Altura Máxima de Carga [m]	28,35	-	-
Altura Mínima de Carga [m]	-10,63	-	-
Total			
Diferencia de Carga Máxima [m]			26,32
Diferencia de Carga Mínima [m]			-3.66

Como se puede apreciar en la tabla 8.12, los resultados dependen del nivel del líquido en el tanque de almacenamiento lo que provoca la existencia tanto de casos extremos que van desde no ser necesaria una bomba cuando el tanque está lleno, ser necesaria más de una bomba cuando el tanque está cerca de vaciarse y los diversos casos intermedios. Así, teniendo en cuenta que una situación normal sería la de un nivel de trabajo cercano a la mitad de capacidad del tanque, se procede a utilizar un sistema de bombas en serie compuesta por una bomba principal, la cual funcionará de manera cotidiana, y una secundaria de apoyo para cubrir los casos en que el nivel del solvente sea muy bajo. En la siguiente figura se muestra la relación entre la diferencia de carga y la altura del líquido en el tanque.



Nota: ΔH (Diferencia de Carga), h_s (Nivel de Líquido), Ambas variables se expresan en Metros.

Figura 8.21: Relación entre Diferencia de Carga y Nivel de Líquido.

En la figura se puede ver que para un rango de nivel que va entre el 10, el 50 y 85% del total de la capacidad del tanque, se obtienen niveles de variación de carga que van desde los 0,842 hasta los 23,5m respectivamente. Con esta información, sumada a la

referida al NPHS disponible, se procedió a seleccionar las bombas centrífugas para el sistema, cuyas principales características técnicas se resumen a continuación.

Tabla 8.13: Datos Eléctricos de Bomba Principal y Secundaria.

Ítem	Valor	
	Bomba P-0201	Bomba P-0202
Modelo	Q-160/200	Q-160/25
<i>Datos Eléctricos</i>		
Tensión [V]	220,0/380,0	220,0/380,0
Potencia [HP]	1,0	0,5
Velocidad [rpm]	2.800,0	2.800,0
Intensidad [A]	3,3/1,9	1,7/0,95
<i>Datos Hidráulicos</i>		
Caudal [m ³ /h]	0,0/7,0/12,0	0,0/5,0/10,0
Presión [m.c.a.]	22,0/14,0/4,5	16,0/11,0/4,5
<i>Dimensiones</i>		
Ancho [mm]	243,0	230,0
Largo [mm]	425,0	384,0
Alto [mm]	200,0	191,0
Diámetro Aspiración [plg]	1,0	1,0
Diámetro Impulsión [plg]	¾	¾
Peso [kg]	21,0	14,0

Fuente: Empresa Dessol.



Figura 8.22: Bomba Centrífuga.

Fuente: Empresa Dessol.

Además de la variación de la carga como consecuencia de la variación del nivel del líquido en el tanque de almacenamiento, se tiene una variación del caudal. Por este motivo, además de calcular las bombas de proceso necesaria se agregó una válvula de globo para asegurar una línea con caudal estable.

El valor del Cv calculado con la ecuación 8.1 fue igual a 25,13, por lo que se adoptó un valor comercial de 30. Así, se escogió la válvula automática de globo lineal LVB 34 de la empresa Esferomatic (código RV-0201), cuyas principales características son:

- Material: Acero Inoxidable.
- Tamaño Nominal 1 1/2'' (40mm).
- Actuador: P 50 A-H ATC.

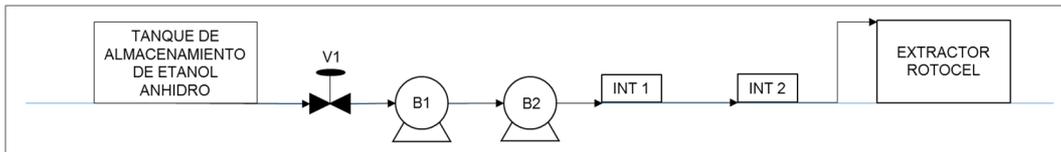
- Conexión: Brida ANSI 150 DN40 (1 1/2").



Figura 8.23: Válvula de Control de Globo.

Fuente: Empresa Esferomatic.

Por último, se deja un esquema del tramo con la válvula y las bombas en serie.



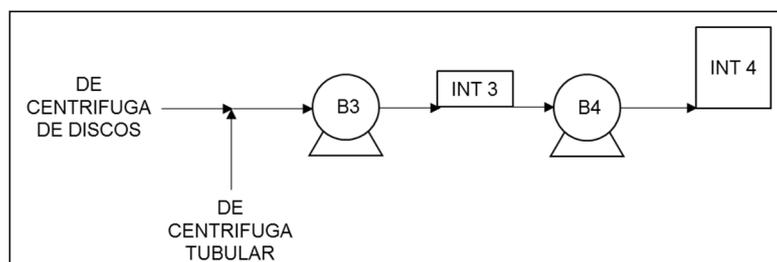
Nota: V1 (RV-0201), B1 (Bomba P-0201), B2 (Bomba P-0202), INT 1 (Intercambiador E-0203)
INT 2 (Intercambiador E-0204)

Figura 8.24: Esquema de Tramo 1

Fuente: Elaboración Propia.

8.3.1.2 TRAMO 2: CENTRIFUGAS – INTERCAMBIADOR E-0205

En este tramo se desea calcular el tipo y número de bombas necesarias para trasegar la mezcla de aceite con micela desde las centrifugas hasta el evaporador. Debido a que el intercambiador de placas (E-0205) tiene una presión de trabajo de 30,6 kgf/cm², se decidió dividir el tramo en dos partes necesitando así dos bombas, como lo muestra el siguiente esquema.



Nota: B3 (Bomba P-0203), B4 (Bomba P-0204), INT3 (Intercambiador E-0204), INT3 (Intercambiador E-0205).

Figura 8.25: Esquema de Tramo 2.

En las siguientes tablas se resumen los datos utilizados para el cálculo de las bombas, la cantidad de accesorios presentes y resultados obtenidos.

Tabla 8.14: Datos para el Cálculo de Bombas en Tramo 2.

Ítem	Unidad	Valor
Viscosidad de Solución Aceite – Etanol	kg/m*s	8,47E-03
Densidad de Solución Aceite – Etanol	kg/m ³	883,90
Caudal de Solución Aceite – Etanol	kg/h	379,99
ΔP INT E-0204	kgf/cm ²	30,60
ΔP INT E-0205	kgf/cm ²	10,20
Altura INT E-0205	m	4,20
Velocidad Promedio de Succión	m/s	0,60
Velocidad Promedio de Impulsión	m/s	2,1
Longitud de Tubería de Succión Bomba P-0203	m	1,00
Longitud de Tubería de Impulsión Bomba P-0203	m	1,00
Longitud de Tubería de Succión Bomba P-0204	m	1,00
Longitud de Tubería de Impulsión Bomba P-0204	m	1,00

Tabla 8.15: Accesorios para el Cálculo de Bomba P-0203.

Ítem	Unidades	Ítem	Unidades
Lado Succión		Lado Impulsión	
Salida - Entrada	2,00	Entradas - Salidas	2,00
Contracción	1,00	Contracción	1,00
Conexión T	1,00	Expansión	1,00
Expansión	1,00	-	-

Tabla 8.16: Resultados Calculo de Bomba P-0203.

Ítem	Valor	Ítem	Valor
Lado Succión		Lado Impulsión	
Velocidad del Fluido [m/s]	0,60	Velocidad del Fluido [m/s]	2,10
Diámetro de la Tubería [mm]	12,7	Diámetro de la Tubería [mm]	12,70
Altura de Carga [m]	0,06	Altura de Carga [m]	346,50
Total			
Diferencia de Carga [m]			346,44

Tabla 8.17: Accesorios para el Cálculo de Bomba P-0204.

Ítem	Unidades	Ítem	Unidades
Lado Succión		Lado Impulsión	
Salida - Entrada	2,00	Entradas - Salidas	2,00
Contracción	2,00	Contracción	1,00
-	-	Expansión	1,00

Tabla 8.16: Resultados Calculo de Bomba P-0204.

Ítem	Valor	Ítem	Valor
Lado Succión		Lado Impulsión	
Velocidad del Fluido [m/s]	0,42	Velocidad del Fluido [m/s]	0,94
Diámetro de la Tubería [mm]	19,05	Diámetro de la Tubería [mm]	25,40
Altura de Carga [m]	0,06	Altura de Carga [m]	115,71
Total			
Diferencia de Carga [m]			115,65

Las bombas elegidas para realizar el servicio son del tipo de Engranajes Externos siendo los principales parámetros técnicos los que se dejan a continuación.

Tabla 8.17: Principales Características de Bombas P-0203 y P-0204.

Ítem	Valor		
	Bomba P-0203	Bomba P-0204	
Modelo	BER ½, Doble Helicoidal tipo Chevron	BE 0/20	
Presión [kgf/cm ²]	40,0	15,0	
Caudal [l/h]	700,0	430,0	
Potencia [HP]	1,5	0,7	
Velocidad [r.p.m.]	1.000,0	1.450,0	
Diámetro Orificio [plg]	½	½	
Dimensiones [mm]	Alto	140,0	-
	Largo	275,0	-
	Ancho	175,0	-

Fuente: Empresa Marzo Pumps.

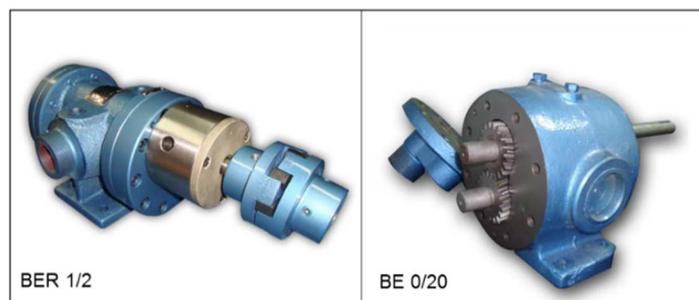
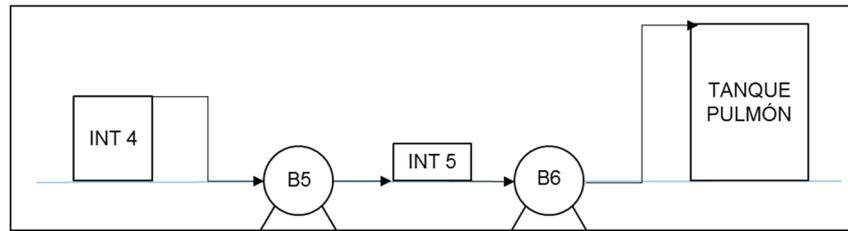


Figura 8.26: Bombas BER ½ y BE 0/20.

Fuente: Empresa Marzo Pumps.

8.3.1.3 TRAMO 3: EVAPORADOR – TANQUE PULMÓN

Como se muestra en la figura 8.27, se decidió la utilización de dos bombas para llevar el fluido desde el Intercambiador 4 hasta el tanque pulmón. Por último se debe de mencionar que en las sucesivas tablas se muestran los accesorios de esta línea, los datos necesarios para el cálculo de carga y los resultados obtenidos.



Nota: B5 (Bomba P-0205A/B), B6 (Bomba P-0206) INT 4 (Intercambiador E-0205), INT 4 (Intercambiador E-0206A/B)

Figura 8.27: Esquema Tramo 3.

Tabla 8.18: Datos para el Cálculo de las Bombas P-0205A/B y P-0206.

Ítem	Unidad	Valor
Viscosidad de Aceite con Bajo Nivel de Etanol	kg/m*s	2,39E-03
Densidad de Aceite con Bajo Nivel de Etanol	kg/m ³	827,74
Caudal de Aceite con Bajo Nivel de Etanol	kg/h	350,10
ΔP INT E-0206A/B	kgf/cm ²	30,59
Altura Tanque Pulmón	m	5,50
Altura Intercambiador	m	4,00
Velocidad Promedio de Succión	m/s	0,60
Velocidad Promedio de Impulsión	m/s	2,1
Longitud de Tubería de Succión Bomba P-0205	m	6,00
Longitud de Tubería de Impulsión Bomba P-0205	m	1,00
Longitud de Tubería de Succión Bomba P-0206	m	1,00
Longitud de Tubería de Impulsión Bomba P-0206	m	8,00

Tabla 8.19: Accesorios Utilizados para el Cálculo de la Bomba P-0205A/B.

Ítem	Unidades	Ítem	Unidades
Lado Succión		Lado Impulsión	
Salida - Entrada	2,0	Entradas - Salidas	2,0
Codo 90°	2,0	Contracción	1,0
-	-	Expansión	1,0

Tabla 8.19: Accesorios Utilizados para el Cálculo de la Bomba P-0206.

Ítem	Unidades	Ítem	Unidades
Lado Succión		Lado Impulsión	
Salida - Entrada	2,00	Entradas - Salidas	2,00
Contracción	2,00	Contracción	1,00
-	-	Expansión	1,00

Tabla 8.20: Resultados para Bomba P-0205A/B.

Ítem	Valor	Ítem	Valor
Lado Succión		Lado Impulsión	
Velocidad del Fluido [m/s]	0,41	Velocidad del Fluido [m/s]	1,00
Diámetro de la Tubería [mm]	19,05	Diámetro de la Tubería [mm]	12,70
Altura de Carga [m]	3,91	Altura de Carga [m]	369,82
Total			
Diferencia de Carga [m]			365,81

Tabla 8.21: Resultados para Bomba P-0206.

Ítem	Valor	Ítem	Valor
Lado Succión		Lado Impulsión	
Velocidad del Fluido [m/s]	0,93	Velocidad del Fluido [m/s]	1,00
Diámetro de la Tubería [mm]	12,7	Diámetro de la Tubería [mm]	19,70
Altura de Carga [m]	-0,12	Altura de Carga [m]	6,01
Total			
Diferencia de Carga [m]			6,13

La bomba P-0205A/B será de engranajes externos, adoptando para el servicio el modelo BER ½, Doble Helicoidal tipo Chevron, cuyas características ya fueron mencionadas en la sección anterior. Se eligió el tipo de bombas centrífugas para la bomba P-0206, la cual se resume en la siguiente tabla.

Tabla 8.22: Características Bomba Centrífuga Drotec 25-160.

Ítem	Valor	
Bomba	P-0206	
Marca	Drotec	
Modelo	25-160	
Carga [m]	6,0	
Caudal [m ³ /h]	0,5	
Velocidad [r.p.m.]	1.450,0	
Diámetro de Succión [plg]	1,0	
Diámetro de Descarga [plg]	1,0	
Dimensiones [mm]	Alto	272,0
	Largo	390,0
	Ancho	220,0

Fuente: Empresa Drotec.

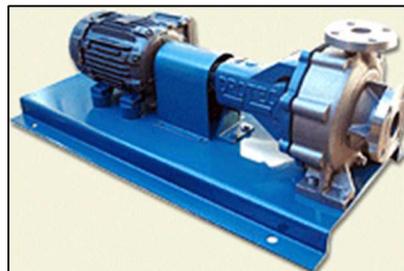


Figura 8.28: Bomba Centrífuga Drotec.

Fuente: Empresa Drotec.

8.3.1.4 TRAMO 4: TANQUE PULMÓN – REACTOR

El parámetro fundamental para el cálculo de esta bomba fue el tiempo en el que se tiene que mover el volumen de líquido necesario para llenar el reactor, el cual es de 5 minutos o 0,1 horas. De esta manera se calculó el caudal mediante la siguiente ecuación.

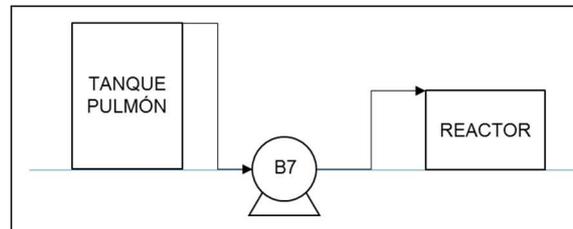
$$Qm = \frac{m}{t} \quad \text{Ec 8.2}$$

Donde:

- Qm: caudal másico, kg/h.
- m: masa a trasegar, kg.
- t: tiempo disponible para realizar el movimiento de líquido, h.

Otro factor a tener en cuenta es que, como ocurrió en el tramo 1, se la carga del lado de succión y la velocidad del fluido en este tramo dependerán de la altura del líquido en el tanque pulmón. Así, en este sistema se agregó una válvula lineal de globo para asegurar un caudal estable de alimentación a la bomba.

A continuación, se deja el esquema de este tramo y las tablas que resumen los resultados encontrados, los datos utilizados y los accesorios presentes.



Nota: B7 (Bomba P-0401)

Figura 8.29: Esquema Tramo 4.

Tabla 8.23: Datos Utilizados para el Cálculo de la Bomba P-0401.

Ítem	Unidad	Valor
Viscosidad de Aceite con Bajo Nivel de Etanol	kg/m*s	2,43E-02
Densidad de Aceite con Bajo Nivel de Etanol	kg/m3	892,66
Caudal de Aceite con Bajo Nivel de Etanol	kg/h	9.800,00
Altura Máxima del Líquido en el Tanque	m	8,95
Altura Mínima del Líquido en el Tanque	m	4,52
Velocidad Promedio de Succión	m/s	0,67
Velocidad Promedio de Impulsión	m/s	2,1
Longitud de Tubería de Succión	m	4,00
Longitud de Tubería de Impulsión	m	18,00

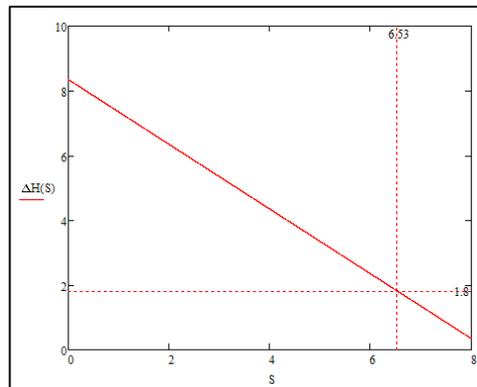
Tabla 8.24: Accesorios Presentes en el Tramo 4.

Ítem	Unidades	Ítem	Unidades
Lado Succión		Lado Impulsión	
Salida - Entrada	2	Entradas - Salidas	2
Válvula	1	Codo 90°	2

Tabla 8.25: Resultados del Cálculo de la Bomba P-0401.

Ítem	Valor	Ítem	Valor
Lado Succión		Lado Impulsión	
Velocidad del Fluido [m/s]	0,67	Velocidad del Fluido [m/s]	2,68
Diámetro de la Tubería [mm]	76,2	Diámetro de la Tubería [mm]	38,10
Altura Máxima de Carga [m]	8,88	Altura de Carga [m]	8,27
Altura Mínima de Carga [m]	2,03	-	-
Total			
Diferencia de Carga Máxima [m]		8,33	
Diferencia de Carga Mínima [m]		2.85	

Teniendo en cuenta la figura la variación de carga con el volumen y que se espera que el tanque comience la semana lleno y que la bomba es necesaria cuando el nivel baja del 73% del total del tanque, se procedió a elegir una bomba del tipo de engranajes externos. En la siguiente figura se presenta la variación de la carga de presión con el nivel del tanque y las principales características de la bomba elegida.



Nota: ΔH (Diferencia de Carga), S (Nivel del Líquido en el Tanque). Ambos elementos se encuentran expresados en metros.

Figura 8.30: Relación entre Altura de Carga y Nivel del Líquido en el Tanque Pulmón.

Tabla 8.26: Principales Características de la Bomba P-0401.

Ítem	Valor
Modelo	BEG 2 ½
Potencia [HP]	9,0
Caudal Máximo [l/h]	12.000,0
Carga Máxima [kgf/cm ²]	8,4
Velocidad [r.p.m.]	1.400,0

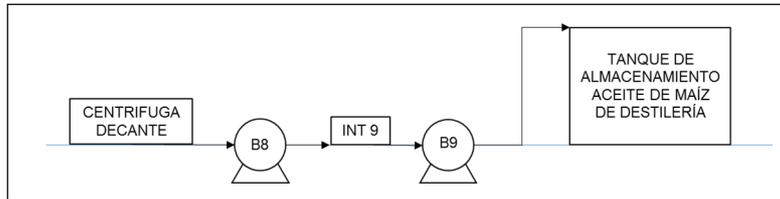
Fuente: Empresa Marzo Pumps.

Por último, al igual que en tramo 1 se calculó el Cv de la válvula de globo, siendo la misma 120, de esta manera, se adoptó la válvula lineal de globo LCC 120 (Código RV-0401) de la empresa Esferomatic, cuyos principales rasgos son:

- Material: Acero Inoxidable.
- Tamaño Nominal 3'' (80mm).
- Actuador: P 50 A-L ATC.
- Conexión: Brida ANSI 150 DN80 (3'').

8.3.1.5 TRAMO 5: CENTRIFUGA DECANter – TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACEITE DE MAÍZ DE DESTILERÍA

Se presenta el diagrama del tramo, las tablas que resumen los accesorios presentes, los resultados obtenidos y datos utilizados para el cálculo.



Nota: B8 (Bomba P-0402), B9 (Bomba P-0403) INT9 (Intercambiador E-0310).

Figura 8.31: Esquema Tramo 5.

Tabla 8.27: Datos Utilizados para el Cálculo de la Bombas P-0402 y P-0403.

Ítem	Unidad	Valor
Viscosidad de Aceite de Destilería de Maíz	kg/m*s	2,39E-03
Densidad de Aceite de Destilería de Maíz	kg/m ³	827,74
Caudal de Aceite de Destilería de Maíz	kg/h	824,30
Altura Tanque Pulmón	M	14,95
ΔP INT E-407A/B	kgf/cm ²	30,59
Velocidad Promedio de Succión	m/s	0,60
Velocidad Promedio de Impulsión	m/s	2,1
Longitud de Tubería de Succión Bomba P-0402	m	2,00
Longitud de Tubería de Impulsión Bomba P-0402	m	1,00
Longitud de Tubería de Succión Bomba P-0403	m	1,00
Longitud de Tubería de Impulsión Bomba P-0403	m	15,00

Tabla 8.28: Accesorios para el Cálculo de la Bomba P-0402.

Ítem	Unidades	Ítem	Unidades
Lado Succión		Lado Impulsión	
Salida - Entrada	2	Entradas - Salidas	2
Codo 45°	1	Expansión	1

Tabla 8.29: Accesorios para el Cálculo de la Bomba P-0403.

Ítem	Unidades	Ítem	Unidades
Lado Succión		Lado Impulsión	
Salida – Entrada	2	Entradas – Salidas	2
-	-	Contracción	1

Tabla 8.30: Resultados del Cálculo de la Bomba P-0402.

Ítem	Valor	Ítem	Valor
Lado Succión		Lado Impulsión	
Velocidad del Fluido [m/s]	0,53	Velocidad del Fluido [m/s]	2,10
Diámetro de la Tubería [mm]	25,40	Diámetro de la Tubería [mm]	12,70
Altura de Carga [m]	-0,02	Altura de Carga [m]	370,58
Total			
Diferencia de Carga [m]			370,60

Tabla 8.31: Resultados del Cálculo de la Bomba P-0403.

Ítem	Valor	Ítem	Valor
Lado Succión		Lado Impulsión	
Velocidad del Fluido [m/s]	0,55	Velocidad del Fluido [m/s]	2,13
Diámetro de la Tubería [mm]	25,40	Diámetro de la Tubería [mm]	12,70
Altura de Carga [m]	-0,01	Altura de Carga [m]	25,10
Total			
Diferencia de Carga [m]			25,10

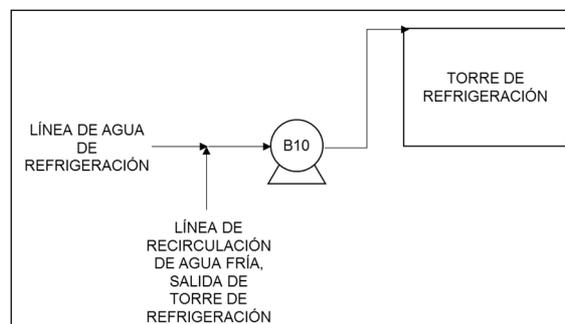
Para el caso de la bomba P-0402A/B se adoptó la de tipo de engranajes externos, eligiendo para este caso la bomba BER ½ de Marzo Pumps, bomba que ya ha sido descrita en otros apartados de este capítulo. Para el caso de la bomba P-0403 se escogió la bomba centrífuga 25-160 de Drotec, la cual es similar a la mencionada en el apartado 3.3 con la diferencia de que en este caso la velocidad de la misma es de 2.900 r.p.m., una carga máxima de 21m y es capaz de trasegar hasta 1m³/h de fluido.

8.3.2 BOMBAS AUXILIARES O DE SERVICIO

Estas tienen la misión de acarrear el agua de servicio hacia o desde los intercambiadores de calor y luego enviarla a la torre de enfriamiento para su recirculación. En esta sección sólo se mostrara el cálculo de tres de ellas.

8.3.2.1 TRAMO 6: ALIMENTACIÓN A TORRE DE ENFRIAMIENTO

En este caso se calculó la bomba que debe de utilizarse para alimentar la torre de Enfriamiento. A continuación, se deja el esquema que representa el tramo, y las tablas donde se resumen los accesorios presentes, los datos utilizados para el cálculo y los resultados obtenidos.



Nota: B10 (Bomba P-0501).

Figura 8.32: Esquema Tramo 6.

Tabla 8.32: Datos para el Cálculo de la Bomba P-0501.

Ítem	Unidad	Valor
Viscosidad del Agua	kg/m*s	6,53E-04
Densidad del Agua	kg/m ³	992,25
Caudal del Agua	kg/h	72.000,00
Altura de la Torre de Enfriamiento	m	2,68
Temperatura de la Corriente	°C	40,00
Presión de Vapor del Agua	m	0,76
Longitud de Tubería de Succión	m	5,00
Longitud de Tubería de Impulsión	m	10,00

Tabla 8.33: Accesorios en Tramo 6.

Ítem	Unidades	Ítem	Unidades
Lado Succión		Lado Impulsión	
Salida - Entrada	2	Entradas - Salidas	2
Contracción	1	Codo 90°	1
Conexión T	1	Contracción	1
-	-	Expansión	1

Tabla 8.34: Resultados del Cálculo de la Bomba P-0501.

Ítem	Valor	Ítem	Valor
Lado Succión		Lado Impulsión	
Velocidad del Fluido [m/s]	0,62	Velocidad del Fluido [m/s]	1,58
Diámetro de la Tubería [mm]	203,00	Diámetro de la Tubería [mm]	127,00
NPHS Disponible [m]	9,62	Altura de Carga [m]	3,11
Altura de Carga [m]	-0,02	-	-
Total			
Diferencia de Carga [m]			3,13

Para este servicio se adoptó una bomba centrífuga de la empresa Drotec, modelo 65-160, cuyas características se dejan a continuación:

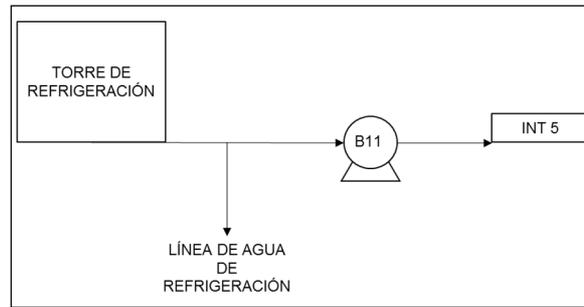
Tabla 8.22: Características Bomba Centrífuga Drotec 65-160.

Ítem	Valor	
Carga [m]	3,5	
Caudal [m ³ /h]	72	
Velocidad [r.p.m.]	1.450,0	
Diámetro de Succión [plg]	2 ½	
Diámetro de Descarga [plg]	2,0	
Dimensiones [mm]	Alto	340,0
	Largo	510,0
	Ancho	265,0

Fuente: Empresa Drotec.

8.3.2.2 TRAMO 7: TORRE DE ENFRIAMIENTO – INTERCAMBIADOR E-0206A/B

Se procede al cálculo de la bomba que trasiega agua de refrigeración al intercambiador E-0206A/B desde la torre de refrigeración. Se presentan las tablas que muestran los datos utilizados para el cálculo de la bomba, los accesorios presentes y los resultados obtenidos.



Nota: B11 (Bomba P-0502), INT 5 (Intercambiador E-0206A/B).

Figura 8.33: Esquema de Tramo 7.

Tabla 8.23: Datos Necesarios para el Cálculo de la Bomba P-0502

Ítem	Unidad	Valor
Viscosidad del Agua	kg/m*s	8,91E-04
Densidad del Agua	kg/m ³	997,30
Caudal del Agua	kg/h	540,00
Altura de la Torre de Enfriamiento	M	2,68
Temperatura de la Corriente	°C	25,00
ΔP INT 7	kgf/cm ²	30,59
Presión de Vapor del Agua	m	0,38
Longitud de Tubería de Succión	m	5,00
Longitud de Tubería de Impulsión	m	10,00

Tabla 8.24: Accesorios Presentes en Tramo 7.

Ítem	Unidades	Ítem	Unidades
Lado Succión		Lado Impulsión	
Salida - Entrada	2	Entradas - Salidas	2
Expansión	1	Contracción - Expansión	2
Tes	2	Codo 90°	1

Tabla 8.25: Resultados del Cálculo de la Bomba P-0502.

Ítem	Valor	Ítem	Valor
Lado Succión		Lado Impulsión	
Velocidad del Fluido [m/s]	0,30	Velocidad del Fluido [m/s]	0,30
Diámetro de la Tubería [mm]	25,40	Diámetro de la Tubería [mm]	25,40
NPHS Disponible [m]	9,97	Altura de Carga [m]	306,73
Altura de Carga [m]	-0,01	-	-
Total			
Diferencia de Carga [m]			306,76

La bomba elegida para este servicio es del tipo de pistones, adoptándose la bomba CAT 390 ofrecida por la empresa Sistemas Especiales S.R.L.

Tabla 8.26: Bomba CAT 390.

Ítem	Valor	
Caudal Máximo [l/min]	45,0	
Máxima Presión [bar]	40,0	
Velocidad [r.p.m.]	1.200,0	
Potencia [HP]	3,3	
Diámetro de Entrada NPT [plg]	1,0	
Diámetro de Salida NPT [plg]	½	
Peso [kg]	8,5	
Dimensiones [mm]	Alto	134,0
	Largo	254,0
	Ancho	363,0

Fuente: Empresa Sistemas Especiales S.R.L.

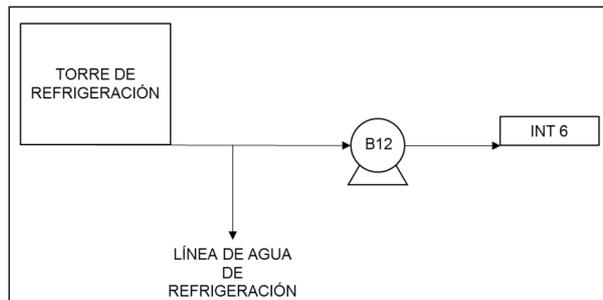


Figura 8.34: Bomba de Pistones CAT 390.

Fuente: Empresa Sistemas Especiales S.R.L.

8.3.2.3 TRAMO 8: TORRE DE ENFRIAMIENTO – INTERCAMBIADOR E-0407A/B

En este caso se tiene que la bomba debe de prestar el mismo servicio que el tramo anterior, por lo que se adopta la bomba CAT 390, la cual ya fue presentada. Finalmente se deja de manera ilustrativa el esquema de este tramo.



Nota: B12 (Bomba P-0503), INT (Intercambiador E-0407A/B).

Figura 8.35: Esquema de Tramo 8.

Fuente: Elaboración Propia.

8.4 CALDERA HUMUTUBULAR (SG-0501)

Para el servicio de generación de vapor se adoptó una caldera Humutubular de tres pasos ofrecida por la empresa FIMACO, cuyas características generales son:

- Modelo HL 3 FH N 115
- Presión de diseño 9 Kg/cm²
- Presión de trabajo 8 Kg/cm²
- Presión de prueba hidráulica en fábrica 12 Kg./cm²

- Superficie de calefacción 42 m²
- Capacidad térmica 1.080.000 kcal/h
- Producción a/y desde 100°C, a nivel del mar 2.000 kg/h
- Combustible Fuel Oil/Gas Natural
- Rendimiento 86 %
- Consumo de GAS Natural aproximado 148,6 Nm³/h
- Consumo de Fuel Oil aproximado 131 Kg/h

Además junto con la caldera se tienen los siguientes elementos:

- Dos bombas de agua multietapas marca de Acero Inoxidable.
- Quemador Automático dual FO/GN
- Sistema de Purgas automáticas de fondo y superficie, con controlador unificado.

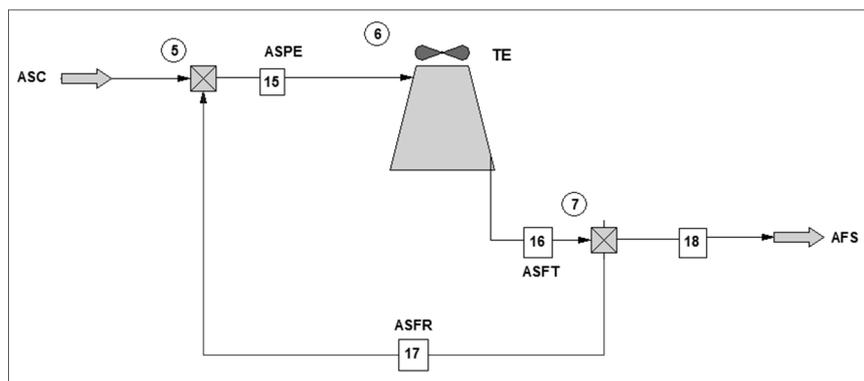


Figura 8.36: Caldera Humutubular.

Fuente: Empresa FIMACO.

8.5 TORRE DE ENFRIAMIENTO (CT-0501)

Con el objetivo de calcular la energía necesaria para tomar como parámetro para la adopción de la torre de enfriamiento se utilizó el software Chemcad planteándose que parte de la corriente de salida de la torre de enfriamiento sea recirculada con el objetivo de pre-enfriar la corriente de entrada y así disminuir el tamaño del equipo a elegir.



Nota: ASC (Agua de Servicio Caliente), ASPE (Agua de Servicio Pre-Enfriada), ASFT (Agua de Servicio Fría Total), ASF (Agua de Servicio Fría), ASFR (Agua de Servicio Fría Recirculada), TE (Torre de Enfriamiento, CT-0501).

Figura 8.37: Esquema utilizado para el cálculo de Torre de Enfriamiento.

Fuente: Elaboración Propia a partir de Chemcad.

Como resultado de la simulación se encontró que se necesitan 4.304.01 MJ/h, para disminuir la temperatura de 42°C a 31°C. Cabe de destacar que la recirculación de agua hace que la temperatura antes de la entrada a la torre baja de 77 a 42,5°C. Con estos

datos, y mediante consejo del fabricante, se procedió a adoptar la siguiente torre de enfriamiento de la empresa Sandex Córdoba.

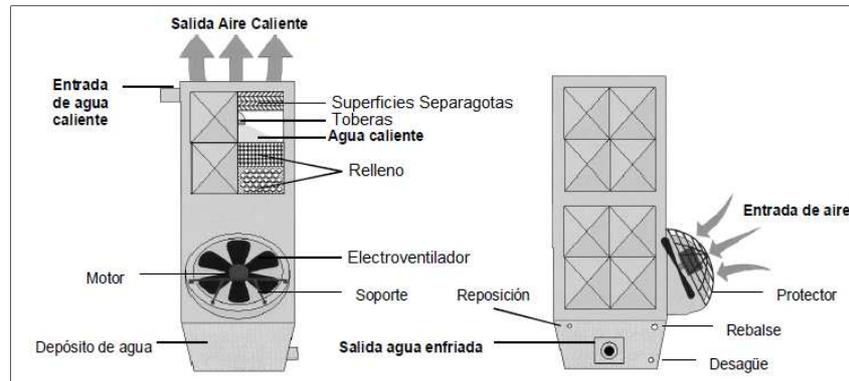


Figura 8.38: Funcionamiento y Elementos de Torre de Enfriamiento.

Fuente: Empresa Sandex Córdoba.

Tabla 8.27: Principales Características de Torre de Enfriamiento.

Ítem	Valor
Modelo	4M2-2-V1000Z-5.5
Diámetro Aspas [mm]	1.000,0
Potencia Instalada [HP]	11,0
Cantidad de Celdas	4,0
Caudal Nominal [l/h]	88.000,0
Caudal Nominal [l/h]	96.000,0

Fuente: Elaboración Propia a partir de datos de la Empresa Sandex Córdoba.

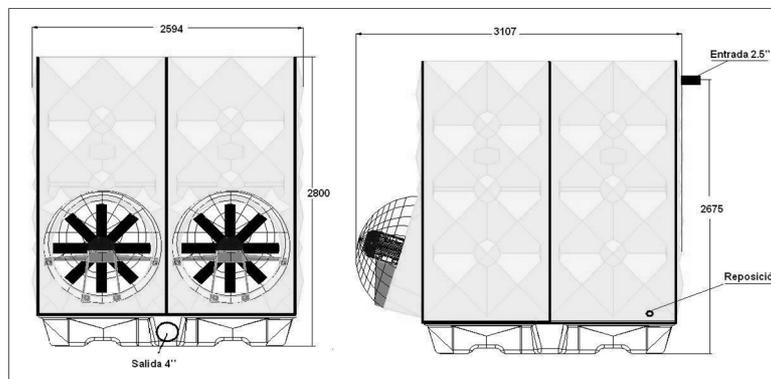


Figura 8.39: Dimensiones de Torre de Enfriamiento Seleccionada.

Fuente: Empresa Sandex Córdoba.

**CAPÍTULO 9: SERVICIOS AUXILIARES****9.1 INTRODUCCIÓN**

En este capítulo, se procede a mostrar los servicios auxiliares, como por ejemplo agua de servicio y gas natural, necesarios para la transformación de la materia prima en productos terminados.

9.2 CONSUMO DE GAS NATURAL

El consumo de gas natural está marcado fundamentalmente por el funcionamiento del Horno Rotativo, el Incinerador Piroclítico Vertical y la Caldera Humotubular.

Tabla 9.1: Consumo Anual de Gas Natural.

Equipo	Consumo de Gas Natural [m ³ /año]
Horno Rotativo	5.330.820,0
Incinerador Piroclítico Vertical	503.360,0
Caldera Humotubular	1.301.736,0
Total	7.135.916,0

9.3 CONSUMO DE NITRÓGENO

El nitrógeno es utilizado en el Secador de Discos para lograr una atmosfera inerte durante el secado y así evitar que el vapor de etanol llegue a un porcentaje peligroso en el aire. La cantidad de nitrógeno necesario para llevar a cabo la operación es de 110m³/año, pero el gas se recircula continuamente en un sistema cerrado. Por otro lado, se debe de considerar que se producen perdidas, las cuales son del 5% del total, lo que se traduce en un consumo anual de 5,5m³.

Tabla 9.2: Consumo Anual de Nitrógeno.

Ítem	Volumen [m ³ /año]
Volumen de Nitrógeno Adquirido en el Primer Año	110,0
Volumen de Nitrógeno Adquirido en el Resto de los Años	5,5

9.4 CATALIZADOR

Para el cálculo de la cantidad necesaria de catalizador se tuvieron en cuenta los siguientes hechos:

- Se utiliza una cantidad igual al 3% del total de la masa de aceite a neutralizar.
- El Sulfato de Hierro (III) puede utilizarse hasta cuatro veces antes de su deposición final en una planta de tratamiento de residuos peligrosos.
- Se estima que durante el proceso de recuperación se pierde un 5% del total.
- Como es un producto importado, se debe de tener un stock suficiente para enfrentar problemas aduaneros o de logística.

Teniendo en cuenta lo anterior se llegó a la conclusión que la cantidad necesaria seria es de 24t/año.

9.5 POLÍMERO SÚPER ABSORBENTE (SAP)

Teniendo en cuenta que se necesita una cantidad de absorbente equivalente al 10% del total de la masa de aceite a neutralizar, que el SAP no se recupera y que además se debe de agregar un exceso pensando en problemas de logística e importación, se calculó que se necesitan 280t/año de absorbente.

9.6 ZEOLITA

La zeolita 3 A participa como tamiz molecular en el sistema PSA y, si bien el sistema está diseñado para que la misma se regenere, esta se agota luego de un periodo de utilización de cinco años. Así, se debe de adquirir las 15,52t necesarias cada quinquenio.



9.7 CONSUMO DE ENERGÍA ELÉCTRICA

A continuación se detalla el consumo de energía eléctrica de los equipos que intervienen en el proceso.

Tabla 9.3: Consumo de Electricidad de Principales Equipos.

Equipos	Potencia Instalada [kW]	Consumo Diario [kWh]	Consumo Anual [kWh]
Secador Rotativo	92,00	2.208,00	728.640,00
Zaranda	0,62	14,88	4.910,40
Expander	46,00	1.104,00	364.320,00
Secador de Banda	10,63	255,12	84.189,60
Extractor Rotocel	2,20	52,80	17.424,00
Secado de Discos	13,00	312,00	102.960,00
Centrifuga de Discos	7,50	180,00	59.400,00
Centrifuga Tubular	3,00	72,00	23.760,00
Reactor	0,56	8,96	2.956,80
Centrifuga Decanter	7,50	120,00	39.600,00
Tamiz Circular	0,55	8,80	2.904,00
Incinerador Vertical Piroлитico	1,10	17,60	5.808,00
Caldera	5,10	122,40	40.392,00
Torre de Enfriamiento	12,00	288,00	95.040,00
Separador Ciclon	2,50	40,00	13.200,00
Sistema PSA	20,00	480,00	158.400,00
Bombas	17,30	415,20	137.016,00
Total	241,56	5.699,76	1.880.920,80

Finalmente, teniendo en cuenta el consumo de energía de otros equipos como el de laboratorio y los de oficina, para citar algunos ejemplos, se decide cerrar el valor de consumo anual en 1.682.920,80 kWh.

9.8 CONSUMO DE VAPOR

En la siguiente tabla se presenta el consumo de vapor de los principales equipos.

Tabla 9.4: Consumo de vapor de Principales Equipos.

Equipo	Caudal [kg/h]
Intercambiador E-0202	77,03
Hervidor de Torre de Rectificación	159,22
Intercambiador E-0308	1.044,08
Intercambiador E-0205	22,52
Expander	101,70
Secador - Enfriador Collets	90,61
Total	1.495,16

Teniendo en cuenta estos datos se procedió a la elección de una Caldera Humutubular de tres pasos apta para la combustión dual de fuel oil o gas natural, con una producción nominal de vapor de 2.000,0kg/h y una presión de vapor máxima de 8,0kgf/cm².



9.9 CONSUMO DE AGUA

Según la utilización del agua, esta puede dividirse como:

- Agua de Servicio: es aquella que se utiliza en los intercambiadores de calor con el objetivo de condensar o enfriar una corriente. En la tabla 9.5 se pueden apreciar los caudales consumidos por los principales equipos.
- Agua para la Generación de Vapor: es aquella con la cual se alimenta la caldera.
- Agua para Usos Diversos: tiene que ver con los volúmenes consumidos en lugares que intervienen de manera indirecta en el proceso como en el laboratorio, oficina, vestuario, etc.

Como se vio en la sección anterior, tanto el agua de servicio como el vapor condensado son tratados en la torre de enfriamiento, lo que implica la generación de un sistema de recirculación que utiliza el vapor condensado para cubrir las pérdidas en el sistema de servicio. Así, una vez que la planta se encuentre en línea, el consumo de agua estará centrado en la generación de vapor y el cumplimiento de las distintas necesidades generadas por las demás áreas de la planta, lo que lleva a un consumo aproximado de 25.000,0m³ anuales.

Tabla 9.5: Consumo de vapor de Principales Equipos.

Equipo	Caudal [kg/h]
Intercambiador E-0204	22,00
Intercambiador E-0206A/B	286,75
Intercambiador E-0407A/B	509,16
Intercambiador E-0309	351,26
Intercambiador E-0310	128,27
Intercambiador E-0311	10.090,82
Agua Condensador Desolventizador	4.454,58
Condensador Torre de Rectificación	5.145,75
Total	20.988,59



CAPÍTULO 10: CONTROL Y ASEGURAMIENTO DE CALIDAD

10.1 INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se procede a mostrar las acciones a realizar para asegurar tanto el control como el aseguramiento de la calidad. Cabe de recordar que el control de calidad es una herramienta que tiene como objetivo identificar y corregir defectos, mientras que el aseguramiento de la calidad es un instrumento de gestión que busca prevenir defectos a través de la mejora del proceso de producción, lo que se traduce en un aumento de la eficiencia y rendimiento de la misma junto a un ahorro de recursos.

Dentro del control de calidad se encuentran tanto las acciones de muestreo, especificaciones y ensayo, como también a los procedimientos de organización, documentación y autorización que aseguren que los ensayos necesarios se efectúen y que no se permita la circulación de los materiales, o se autorice la venta o suministro de los productos, hasta que su calidad haya sido determinada como satisfactoria.

En lo que respecta a las zonas que abarca el control de calidad, debe de dejarse de lado la concepción de que el mismo está limitado al área que lleva su nombre, sino que debe de estar presente en todas las etapas del proceso productivo. Con este fin, los controles se deben de realizar tanto en materias primas y productos terminados como a lo largo del proceso.

Finalmente se debe de mencionar que para aplicar los controles de calidad se deben de implementar sistemas de saneamiento e higiene, el cual debe abarcar al personal, instalaciones, equipo y aparatos, materiales y recipientes para la producción.

10.2 BUENAS PRÁCTICAS MANUFACTURERAS (BPM) Y PROCEDIMIENTOS OPERATIVOS ESTANDARIZADOS DE SANEAMIENTO (POES).

10.2.1 INTRODUCCIÓN

Las BPM son utilizadas en la industria alimenticia con el objetivo de garantizar la obtención de productos inocuos elaborados en condiciones sanitarias correctas. Las mismas se aplican a través de la implementación de procedimientos que deben de ser establecidos y documentados mediante la creación de registros. Mientras que las POES en cuenta lo relacionado a las tareas de saneamiento e higiene, que deben de acompañar al proceso productivo abarcando no solo al personal, sino que también a las instalaciones y equipos y todo elemento que pueda considerarse como fuente de contaminación.

Si bien en este caso los productos obtenidos no son alimentos destinados al consumo humano, la implementación de estas normas aseguran la realización de operaciones de manera ordenada, controlada y segura tanto en lo que respecta a la obtención de productos dentro de un estándar, como en lo que respecta a la seguridad de los trabajadores que allí realizan su tarea.

10.2.2 BPM

A continuación se presentan los ítem que se deben de cumplir en lo que respecta a la aplicación de buenas prácticas manufactureras en lo que respecta a las instalaciones, áreas auxiliares, de almacenamiento, de producción, equipos, materiales, personal y validación y reclamos de productos.

10.2.2.1 INSTALACIONES Y ÁREAS AUXILIARES

Los ítems a considerar son:

- Las instalaciones se deben diseñar a modo de posibilitar una correcta limpieza y mantenimiento.



- El cronograma de tareas de reparación y mantenimiento debe de estar coordinado con el cronograma de producción para evitar caídas en lo que respecta a la calidad de los productos.
- Las condiciones ambientales, tales como humedad, temperatura, ventilación e iluminación, deben de ser las adecuadas para cuidar la salud de los empleados, asegurar el correcto funcionamiento de los equipos y evitar influencias negativas en lo que respecta al proceso de producción y almacenamiento.
- No debe estar próxima a fuentes de contaminación como lo son los vertederos.
- Se debe de tener equipos de acero inoxidable con soldaduras higiénicas (lisas y bien pulidas), para facilitar la limpieza de los mismos en los sectores que se requiera.
- Las oficinas y vestuario deben de estar dotados de sanitarios y ser mantenidos en condiciones correctas de limpieza e higiene, y deben de estar dispuestos de tal manera que no posean comunicación directa con las áreas de producción.

10.2.2.2 ZONAS DE ALMACENAMIENTO

En lo que respecta a las zonas de almacenamiento los puntos a considerar son:

- Las áreas de almacenamiento deben poseer capacidad suficiente para asegurar el correcto acopio de materias primas, insumos y productos terminado. Además, deben de conservar condiciones ambientales y de higiene compatibles con los elementos allí guardados.
- Las áreas de recepción y despacho deben estar protegidos de las inclemencias climáticas.
- El muestreo de materias primas debe de realizarse en un área destinada para tal fin separadas de las demás. En caso de no poder cumplir con lo anterior mencionado, se admite el muestreo en áreas de almacenamiento siempre y cuando se tomen las precauciones necesarias para evitar contaminación de las muestras y los productos allí almacenados.
- El almacenamiento de productos rechazados, retirados del mercado o devuelto, debe efectuarse por separado.
- En caso de ser necesario se debe de disponer de una zona de desechos para su posterior disposición, la cual debe de estar alejada de las zonas de producción y demás zonas de almacenamiento.

10.2.2.3 ÁREA DE PRODUCCIÓN

Se presenta el listado de las prácticas referidas al área de producción:

- La disposición de las instalaciones debe asegurar que el proceso productivo se lleve a cabo según la secuencia de operaciones planeada, conservando condiciones adecuadas en lo que tiene que ver a la higiene, factores ambientales (ventilación, temperatura, etc.) e iluminación.
- Los pisos, paredes y cielo rasos deben de estar contruidos con materiales apropiados, tener superficies lisas y estar desprovistos de grietas, aberturas o rincones que dificulten los procedimientos de limpieza y desinfección.
- Los tubos y cañerías deben de estar contruidos por materiales acordes al fluido que transportan y deben de estar debidamente identificados en cuanto al contenido y dirección de flujo.
- Se debe de monitorear, registrar y controlar parámetros como lo son la humedad y temperatura en las áreas de producción.
- El área de producción debe de contemplar una zona en la cual se encuentren os materiales que se utilicen en la misma, con sus respectivos carteles indicadores.



10.2.2.4 EQUIPOS

A continuación se presentan los ítems en lo que se refiere a los equipos de la planta:

- Los equipos se deben de adoptar o diseñar y construir conforme a las operaciones que se realizaran. Los mismos deben de estar constituidos con partes que al entrar en contacto con el producto no sean ser reactivos, ni absorbentes, ni ceder ningún tipo de material que pueda influir en la calidad del producto elaborado, además los equipos deben reducir los riesgos de cometer errores por parte de los operarios que no sólo tengan como consecuencia la alteración de los productos, sino que además puedan tener consecuencias en la salud de los mismos.
- La adopción, diseño, construcción y ubicación de equipos debe de permitir la realización de procedimientos de limpieza, desinfección y mantenimiento.
- Se debe de tener un cronograma fijo de calibración de los equipos de medición, tales como termómetros, balanzas, etc.
- En el caso de hallarse un equipo defectuoso, se debe de informar al personal de mantenimiento para su retiro del área de producción o reparación en situ, en caso de no poder quitar al mismo.

10.2.2.5 MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS

Se presentan las prácticas referidas a los materiales:

- Se deben de realizar los análisis necesarios a los materiales que deban de ingresar a la planta para lograr la autorización para su posterior utilización.
- Se deben de identificar de manera adecuada los materiales almacenados para poder adoptar como orden de almacenamiento la regla que dicta que los primeros materiales que entran son los primeros que salen.
- El personal con conocimientos sobre los productos y proveedores es el idóneo para la realización de las operaciones de compra de materia prima, la cual debe de realizarse a proveedores que cumplan con los estándares fijados por el establecimiento.
- Tanto insumos como materias primas deben de estar identificadas con etiquetas que contengan la siguiente información: nombre, código de producto, lote y fecha de vencimiento.

10.2.2.6 PERSONAL

La implementación de las Buenas Prácticas Manufactureras depende del personal que va a implementarlas, de esta manera queda en claro la importancia y la responsabilidad que tienen las empresas de formar personal idóneo para aplicar las mismas.

A continuación se mencionan las tareas relacionadas con el personal.

- El número de personal en el área de producción debe de limitarse al estrictamente necesario para la realización de las tareas que allí se llevan a cabo,
- El personal debe de recibir capacitación, no sólo de manera inicial, sino que también de manera continua con el objetivo de tener el suficiente personal calificado para realizar las tareas que tiene a su cargo. En caso de que el personal tenga que manipular material tóxico o peligroso debe de recibir capacitación a través de programas especiales.
- Cada miembro del personal debe de conocer las tareas que le competen, las cuales deben estar determinadas por escrito.
- Se debe de animar al personal para que se esfuerce en establecer y mantener las normas de calidad.
- El personal debe de someterse a exámenes médicos, tanto antes de ser contratado, como durante el periodo que es contratado. Aquellas personas que



muestren signos de enfermedad o lesiones abiertas no deben de participar del proceso para salvaguardar tanto al empleado como al producto que manipula.

- El personal tiene la obligación de informar a su supervisor acerca de la existencia de condiciones relativas tanto a las instalaciones, como al equipo o personal que puedan influir negativamente en los productos.
- En las áreas de producción, laboratorio y almacenamiento estará prohibido fumar, comer o beber, así como también mantener plantas, bebidas o medicamentos personales.
- El personal tiene la obligación de utilizar la ropa y accesorios de protección adecuados, así como también, tiene la obligación de mantener la higiene y limpieza personal.
- Las áreas limpias deben de estar denegadas a personas que vistan ropa de calle, joyas, cosméticos o cualquier otro accesorio que pueda desprender partículas.

10.2.2.7 VALIDACIÓN Y RECLAMOS DE PRODUCTOS

Se listan las practicas a realizar en el caso de la validación, reclamo y retiro de

- El proceso productivo se encuentra validado con el objetivo de poder garantizar que el mismo ha empleado los materiales y equipos especificados para obtener un producto de calidad uniforme.
- El área de control de calidad es la encargada de recibir y examinar tanto los productos potencialmente defectuosos, como los reclamos, así como también tiene la responsabilidad de tomar acciones correctivas.
- Los procedimientos que describen las medidas a adoptar en caso de reclamo deben de estar asentados por escrito.
- En caso de encontrar o sospechar sobre la calidad de un lote, se debe no sólo controlar el lote en cuestión, sino que también los contiguos.
- Todas las decisiones y medidas adoptadas como resultado de un reclamo se registran y se refieren al lote en cuestión.

10.2.3 POES

Los requisitos fundamentales para la implementación de este sistema son:

- Contar con procedimientos validados de limpieza de instalaciones y equipos, los cuales deben de estar asentados por escritos.
- Los elementos que componen el programa de limpieza y desinfección son: el calendario general de limpieza, el programa diario de limpieza, los procedimientos escritos de limpieza y las prácticas de limpieza.
- Con el fin de evitar la contaminación cruzada los elementos de limpieza deben de estar debidamente identificados utilizando etiquetas o códigos de color.

10.3 PLAN DE CALIDAD

La norma UNE-EN ISO 9000:2005 define al plan de calidad como un documento que especifica qué procedimientos y recursos asociados deben aplicarse, quien debe aplicarlos y cuando deben aplicarse a un proyecto, producto o contrato específico¹. A continuación se presenta la codificación creada para la realización de los registros y la aplicación del plan de calidad en lo que se refiere a las materias primas, proceso y productos terminados.

10.3.1 CODIFICACIÓN

La creación de códigos tiene como objetivo permitir una rápida identificación sobre el parámetro o material sobre el que se está realizando el control. Así, se procede a crear una codificación tanto para los registros como para los parámetros verificados por el personal.

Los registros se codifican de la siguiente manera:

1. Codificación: aquí se anota si se trata de materia prima (MP), control de equipo (CE), punto de control entre equipos (PC) o producto terminado (PT).
2. Área: Se especifica el área a la que se refiere el registro.
3. Número de Registro: se enumera el registro.

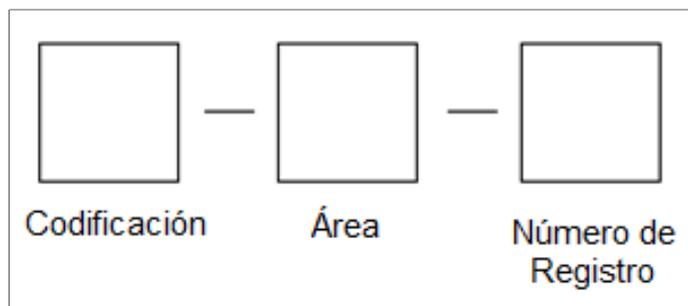


Figura 10.1: Codificación de registros.

Así, por ejemplo para la materia prima se tiene:

- MP-R-01 (Materia Prima – Recepción – Registro Número 1).

Los controles se codifican como se detalla a continuación:

1. Codificación: se detalla el nombre de equipo o material controlado. En el caso de los nombres de equipo se coloca el mismo según lo visto en el capítulo 6, mientras que si se trata de un material se coloca BH para burlanda húmeda, BSD para Burlanda Seca Desgrasada, EH para Etanol Anhidro y AMD para Aceite de Maíz de destilería.
2. Tipo de análisis: los análisis pueden ser microbiológicos (MB), fisicoquímicos (FQ) o Visual (V).
3. Número de Registro: se enumera el registro.

¹ <https://www.aec.es/web/guest/centro-conocimiento/plan-de-calidad>.

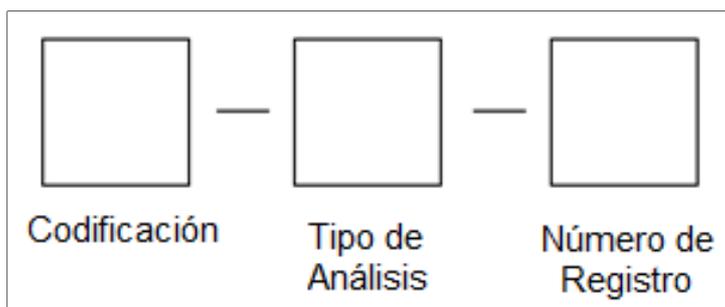


Figura 10.2: Codificación de controles.

El personal debe de utilizar esta notación de registro luego de cada control. Así se tienen los siguientes ejemplos:

- Materiales: BH – FQ – 01 (Burlanda Húmeda, Análisis Físicoquímico – Registro Número 1).
- Equipos: R-0401A/B – FQ – 01 (Reactor, Análisis Físicoquímico – Registro Número 1).

10.3.2 PLAN DE CALIDAD PARA MATERIAS PRIMAS

La calidad del producto terminado depende en gran medida de la calidad de las materias primas utilizadas, es por ello que, a pesar de comprar a proveedores que cumplan con las especificaciones requeridas, se deben de realizar controles para asegurar la calidad y cantidad de los materiales que los mismos entregan. A continuación se presentan los controles a realizar a la burlanda húmeda y al bioetanol, dejando de lado al catalizador y absorbente debido a que los mismos son adquiridos en laboratorios certificados con normas internacionales.

Tabla 10.1: Controles realizados sobre materias primas

Etapa	Producto	Parámetro	Valor	Técnica	Frecuencia	Registro	AC/AP	Encargado muestra	Encargado análisis
Recepción	Burlanda Húmeda	Peso	Detallado por proveedor	Pesaje en báscula	Por camión	BH-FQ-01	Informar al proveedor	Operario de turno	Analista de laboratorio
		Humedad	30 – 35%	T-1		BH-FQ-02			
		Materia Grasa	≥11%	T-2		BH-FQ-03	Informar al proveedor o rechazar		
		Aspecto	Limpio y libre de impurezas	Inspección Visual		BH-V-01			
	Etanol Anhidro	Masa Especifica a 20°C	≤ 791,5 kg/m3	T-3		EH-FQ-01	Informar al proveedor	Analista de laboratorio	
		Conductividad Eléctrica	≤ 500 μS/m	T-4		EH-FQ-02			
		Densidad Automática	789,3 - 791,5 kg/m3	T-5		EH-FQ-03			
		Acidez Total	≤ 30,0 mg/l	T-6		EH-FQ-04			
		Grado Alcohólico	≥ 99,3% vol.	T-7		EH-FQ-05	Informar al proveedor o rechazar		
		Aspecto y Color	Incoloro, limpio y exento de impurezas	Inspección Visual		EH-FQ-06			
		Ion Sulfato	≤ 4,3 mg/kg	T-8		EH-FQ-07	Informar al proveedor		
		Ion Cloruro	≤ 1,1 mg/kg	T-9		EH-FQ-08			
		Hierro	≤ 5,5 mg/kg	T-10		EH-FQ-09			
		Sodio	≤ 2,2 mg/kg	T-11		EH-FQ-10			
Cobre	≤ 0,07 mg/kg	T-12	EH-FQ-11						

Nota: AC (Acción Correctiva), AP (Acción Preventiva).



En lo que respecta a la burlanda húmeda en la tabla 10.3 se referencias las técnicas mencionadas, mientras que el detalle de las técnicas referidas al etanol anhidro se encuentran en las páginas 22 a 34 en el trabajo realizado por Duarte Pasa, V. M. (2006).

Tabla 10.2: Referencia de técnicas aplicadas a la burlanda húmeda.

Parámetro	Número de Técnica	Técnica
Humedad	T-1	NFTA 2.2.2.3
Materia Grasa	T-2	AOAC 945.16

10.3.3 PLAN DE CALIDAD PARA EL CONTROL DEL PROCESO

Se establecen controles en diferentes puntos del proceso para registrar valores y verificar especificaciones que se deben de cumplir. Si bien la mayoría de los controles son realizados por elementos de control automático, algunos deben de realizarse manualmente. A continuación se procede a mostrar los controles realizados en los reactores en la etapa de neutralización debido a que por un lado, la misma es crítica para la obtención del aceite de maíz de destilería, mientras que por el otro, se realizan tanto controles automáticos como manuales, lo que convierte a este equipo en un excelente ejemplo de aplicación.

10.3.3.1 CONTROLES EN LOS REACTORES

Los reactores poseen instrumentos que se utilizan para registrar parámetros específicos con el objetivo de ayudar a establecer las condiciones óptimas del proceso productivo. Para llevar a cabo esta tarea los instrumentos poseen sensores que miden la propiedad deseada y mediante la conexión con un controlador, se compara la medida con un valor prefijado que activa el equipo hasta que el valor de la propiedad se ajuste a este. En la siguiente tabla se detallan los instrumentos de medida para los diferentes parámetros y los fundamentos que los mismos presentan, mientras que en la tabla 10.5 se detallan los controles realizados sobre el equipo.

Tabla 10.3: Instrumentos de control en fermentador.

Parámetro	Equipo de medida	Fundamentos de medida
Temperatura	Termómetro y termistores de resistencia eléctrica	Cambios de resistencia eléctrica con la temperatura
Velocidad de agitación	Tacómetro	Mecanismo de detección mediante inducción, generación de voltaje, sensores de luz o fuerzas magnéticas.
Tiempo de Reacción	Cronometro	Medida del tiempo.

Fuente: Elaboración a partir de Owen (1989).

Tabla 10.4: Controles aplicados a reactor

Equipo	Parámetro	Valor	Técnica	Frecuencia	Registro	AC/AP	Encargado muestra	Encargado análisis
R-0401A/B	Temperatura	60,0 – 65,0°C	Control automático	Cada 25min, en cada batch	R-0401A/B-FQ-01	Corregir temperatura	Operario de turno	Operario de turno
	Velocidad de agitación	80,0rpm			R-0401A/B-FQ-02	Corregir velocidad		
	Tiempo	60,0min		Por batch	R-0401A/B-FQ-03	< Tiempo: Continuar con neutralización. > Tiempo: Continuar o detener neutralización según resultados de T-13 y T-14		
	Ácidos Grasos Libres	<2,5%	T-13	60min, luego de comenzar el batch	R-0401A/B-FQ-04	Continuar con reacción de neutralización.		
	Índice de Acidez	≤3,0%	T-14	Luego de T-13 si la misma es negativa.	R-0401A/B-FQ-05			
	Peso de Catalizador	27,0kg	Bascula	Previo comienzo de batch	R-0401A/B-FQ-06	Agregar o retirar sólido en alimentador.		
	Peso de Absorbente	90,0kg	Bascula					

Nota: AC (Acción Correctiva), AP (Acción Preventiva).

Como se pudo apreciar en la tabla anterior se realizan dos técnicas en lo que se refiere a la medición de ácidos grasos libres. La primera (T-13) utiliza tiras reactivas que, al igual que sucede con el pH, cambian de color según la cantidad de AGL en el aceite. Sin embargo, esta técnica de rápida acción tiene un límite superior es de 2,5%, por esta razón, en caso de que el valor sea superior a este se desarrolla la segunda técnica (T-14), la cual también se realiza en 15 minutos, para tener un valor más acertado y decidir si continuar con el proceso de neutralización o terminar el mismo. Se debe de comentar que debido a lo mencionado en el capítulo 5 con respecto al exceso de catalizador, absorbente y tiempo (10 minutos más que lo indicado por la teoría) para asegurar la conversión de los AGL, se espera que generalmente el batch sea aprobado por la técnica T-13, dejando la técnica T-14 como respaldo. Finalmente en lo que respecta a la metodología de las técnicas T-13 y T-14, se debe de mencionar que la segunda se encuentra explicada en el trabajo de Kuselman I, et al (1996), mientras que la metodología de la primera se explica a continuación.

1. Preparar los elementos que se utilizaran para el muestreo.
2. Colocar el papel de filtro en el embudo Büchner.
3. Colocar el embudo Büchner sobre un Erlenmeyer.
4. Colocar el recipiente de inversión dentro del tanque en dirección contraria al giro del fluido.
5. Mantener la herramienta de muestreo dentro del tanque hasta que el mismo este lleno.
6. Retirar la herramienta de muestreo.
7. Verter el material contenido en el recipiente de muestreo en el filtro.
8. Encender la bomba de vacío para acelerar el proceso de filtrado.
9. Una vez terminado el proceso de filtrado, apagar la bomba de vacío.
10. Retirar el embudo.
11. Sumergir la tira reactiva en el fluido durante quince (15) segundos.
12. Retirar y esperar treinta (30) segundos para el revelado.
13. Contar cuantos cuadros azules cambiaron a amarillo.
14. Comparar con la escala de referencia y anotar los resultados.
15. Descartar el papel filtro y tira reactiva utilizada.
16. Lavar y guardar los demás elementos utilizados.

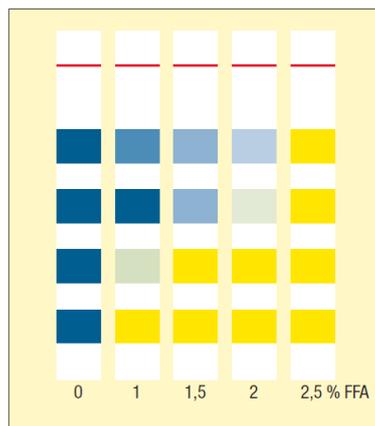


Figura 10.3: Escala de Lectura de tira reactiva².

10.3.4 PLAN DE CALIDAD PARA LOS PRODUCTOS TERMINADOS

A continuación se detallan los controles realizados a los productos obtenidos.

² Fuente: <http://catalogo.prismasl.com/prisma/catalog/pdf-tec.php?cod=VA99619>

Tabla 10.5: Controles realizados sobre los burlanda seca desgrasada.

Etapa	Producto	Parámetro	Valor	Técnica	Frecuencia	Registro	AC/AP	Encargado muestra	Encargado análisis
Depósito de Almacenamiento	Burlanda Seca Desgrasada	Humedad	11,0 – 15,0%	T-1	Por Lote	BSD-FQ-01	Informar al jefe de calidad. Controlar registros de sistema de desolventizado . Calibrar equipos.	Analista	Analista
		Materia Grasa	≥ 1,5%	T-2		BSD-FQ-02	Informar al jefe de calidad. Controlar registros de sistema de extracción. calibrar equipos		
		Aspecto	Limpio y libre de impurezas	Inspección Visual		BSD-V-01	Documentar. Informar al jefe de calidad.		
		Proteína Cruda	30,0 - 35,0%	T-15		BSD-FQ-03			

Nota: AC (Accion Correctiva), AP (Acción Preventiva).

Tabla 10.6: Controles realizados a aceite de maíz de destilería

Etapa	Producto	Parámetro	Valor	Técnica	Frecuencia	Registro	AC/AP	Encargado muestra	Encargado análisis
Tanque de Almacenamiento	Aceite de Maíz de Destilería	Ácidos Grasos Libre	≤ 3,0%	T-16	Por Lote	AMD-FQ-01	Informar al jefe de calidad. Controlar registros de sistema de neutralización. Calibrar equipos.	Analista	Analista
		Contenido de Etanol	≤ 500ppm	T-17		AMD-FQ-02			
		Humedad	≤ 1%	T-18		AMD-FQ-03			
		Índice de Certamo	47-51	T-19		AMD-FQ-04	Documentar. Informar al jefe de calidad		
		Viscosidad Cinemática a 40°C	1.9-6mm2/s	T-20		AMD-FQ-05			
		Estabilidad Oxidativa	≥3	T-21		AMD-FQ-06			
		Punto de Nube	-1°C	T-22		AMD-FQ-07			
		Punto de obstrucción de filtro frío	(-5,0) – (-7,0)°C	T-23		AMD-FQ-08			
		Peso Específico a 20°C	0,8 – 0,9	T-24		AMD-FQ-09			

Nota: AC (Accion Correctiva), AP (Acción Preventiva).



Para el caso de la burlanda seca desgrasada, la técnica la T15 se refiere a la contabilización de proteínas totales mediante el método de Kjeldahl, el cual se encuentra explicado por Zumbado H. (2002) en las paginas 222-226. Por último, respecto a este producto se debe de mencionar que mensualmente se realizaran estudios complementarios en lo que respecta a Energía Metabolizable (EM), Energía Neta de Lactación (ENL), Digestibilidad, Fibra detergente Neutra y Ácida (FDN y FDA) y contenido de Fosforo en laboratorios de INTA, los cuales se especializan en el estudio de balanceados.

Finalmente, se dejan las referencias para las técnicas utilizadas en la determinación de la calidad del aceite de maíz de destilería.

Tabla 10.7: Referencia de técnicas aplicadas al control de calidad de aceite de maíz de destilería.

Parámetro	Técnica	Referencia
Ácidos Grasos Libre	T-16	AOCS Ce 1C-89
Contenido de Etanol	T-17	ASTM D 6752
Humedad	T-18	ASTM D 4737
Índice de Certamo	T-19	ASTM D 445
Viscosidad Cinemática a 40°C	T-20	AOCS Cd 12b-92
Estabilidad Oxidativa	T-21	ASTM D 2500
Punto de Nube	T-22	ASTM D 097
Punto de obstrucción de filtro frío	T-23	ASTM D 6371
Peso Específico a 20°C	T-24	ASTM D 1298

10.3.5 REGISTROS

Los registros se realizarán siguiendo un estándar según se muestran los ejemplos mostrados en las tablas 10.8, 10.9 y 10.10 que se pueden encontrar en las siguientes páginas. También se debe de mencionar que una vez que el registro ha sido realizado en el punto de control de proceso o en el laboratorio, se debe controlar su edición y cumplimentación. Este procedimiento alcanza a la totalidad de los registros del sistema de calidad. Finalmente el registro debe ser enviado al Departamento de Calidad, donde se llevan a cabo los análisis estadísticos pertinentes.

Tabla 10.8: Registro de control de burlanda húmeda.

Registro	MP-R-01			
Producto	Burlanda Húmeda			
Parámetro	Técnica	Límite de Aceptación	Resultado	Registro de Control
Peso	Pesaje en báscula	Detallado por proveedor	30,0t	BH-FQ-01
Humedad	T-01	30 – 35%	32,5%	BH-FQ-02
Materia Grasa	T-02	≥ 11,0%	11,8%	BH-FQ-03
Aspecto	Inspección Visual	Limpio y libre de impurezas	Ausencia	BH-V-01
Encargado Muestreo	René Eric Massola		Firma:	
Encargado Análisis	René Eric Massola		Firma:	
Fecha	10/03/2017			
Número de Lote	001			

Tabla 10.9: Registro de control de burlanda seca desgrasada

Registro	BSD-DA-01			
Producto	Burlanda Seca Desgrasada			
Parámetro	Técnica	Límite de Aceptación	Resultado	Registro de Control
Humedad	T-1	11,0 – 15,0%	11,5%	BSD-FQ-01
Materia Grasa	T-2	≥ 1,5%	1,03%	BSD-FQ-02
Aspecto	Inspección Visual	Limpio y libre de impurezas	Ausencia	BSD-V-01
Proteína Cruda	T-15	30,0 - 35,0%	32,4%	BSD-FQ-03
Encargado Muestreo	René Eric Massola		Firma:	
Encargado Análisis	René Eric Massola		Firma:	
Fecha	01/03/2017			
Número de Lote	001			

Tabla 10.10: Registro de control de reactor R-0401A/B

Fecha: 01/03/2017	Registro: CE-P-01			Equipo: R-0401A/B
Hora Inicio Bach: 08:00		Hora Final Bach: 09:00		
Control Automático				
Parámetro	Límite de Aceptación		Resultado	Registro de Control
Temperatura	60,0 – 65,0°C		63,5°C	R-0401A/B-FQ-01
Velocidad de agitación	80,0rpm		80,0rpm	R-0401A/B-FQ-02
Tiempo	60,0min		60,0min	R-0401A/B-FQ-03
Control Manual				
Parámetro	Técnica	Límite de Aceptación	Resultado	Registro de Control
Ácidos Grasos Libres	T-13	<2,5%	Entre 1,5 – 2,5	R-0401A/B-FQ-04
Índice de Acidez	T-14	≤3,0%	-	R-0401A/B-FQ-05
Peso de Catalizador	Bascula	27,0kg	27kg	R-0401A/B-FQ-06
Peso de Absorbente	Bascula	90,0kg	90kg	
Número de Lote: 001	Operario a Cargo: René Eric Massola			Firma:



CAPÍTULO 11: ORGANIZACIÓN DE LA EMPRESA

11.1 INTRODUCCIÓN

El presente capítulo tiene como objetivo mostrar la estructura organizacional de la empresa y exponer la modalidad de trabajo de las personas que intervienen en la misma.

11.2 CONFORMACIÓN DE LA ORGANIZACIÓN

En el país existen distintas maneras de conformar una organización siendo las Sociedades Cooperativas una de ellas. Las mismas no sólo cuentan con la ventaja de ser entidades capaces de desarrollar cualquier tipo de actividad y de que las personas que la integran desarrollan valores que tienen que ver con la unión, igualdad y sentido de pertenencia, sino que además, esta clase de organizaciones gozan de beneficios impositivos y consiguen préstamos a tasas más blandas que otro tipo de sociedades. Así, por estos motivos se toma como opción la de conformar a la organización como una Cooperativa por sobre otras opciones como lo son las Sociedades Anónimas y las Sociedades de Responsabilidad Limitada, entre otras.

La empresa será conformada siguiendo los lineamientos de la Ley N°19.950, Ley de Sociedades Comerciales (LSC), y Ley N°20.337, Ley de Cooperativas, nombrándose a la misma como Cooperativa BIO AMD. Además, teniendo en cuenta la Resolución General 11/2016 de la Secretaría de Emprendedores y de la Pequeña y Mediana Empresa, la clasificación emitida por la Comisión Nacional de Valores (CNV), que la empresa se desarrollará en el sector denominado “Industria y Minería” y finalmente, el monto de las ventas totales anuales expresadas en pesos (ver Capítulo 13), se concluye que Cooperativa BIO AMD entra en la categoría “Mediana Tramo 1” o “Mediana”, de esta manera, la empresa puede gozar de los beneficios expresados por la Ley N° 27.264 (Ley PyME).

11.3 ESTRUCTURA DE LA COMPAÑÍA

Organizar es un proceso que determina lo que debe de hacerse con un fin determinado, divide las actividades de tal manera que las mismas puedan ser desempeñados por una persona, debe de suministrar los medios para la coordinación de esfuerzos evitando que las actividades que realizan los miembros de la organización no se interfieran o solapen unas con otras. Este proceso genera un marco de actuación que permite la creación de una estructura organizacional, la cual permite una división ordenada y sistemática de las unidades de trabajo. Una herramienta útil para la exposición de la estructura orgánica de una institución la constituye el organigrama, el cual nos permite visualizar de manera simple y rápida la composición de las unidades administrativas, sus relaciones y niveles jerárquicos de la misma.

Por último, se debe de mencionar que para este caso se toma como modelo de funcionamiento y estructura organizacional el utilizado por las cooperativas. Así, los socios se comprometen a aportar los medios necesarios para el funcionamiento de la empresa y manejaran de manera indirecta la actividad de la planta, entregando esta función a la gerencia general. Por último se debe de mencionar que el hecho de tomar como modelo al cooperativismo implica que la empresa adoptará los principios cooperativos dictados en Viena, en 1966, en el Congreso de la Alianza Cooperativa Internacional. A continuación se deja el organigrama general de la compañía.

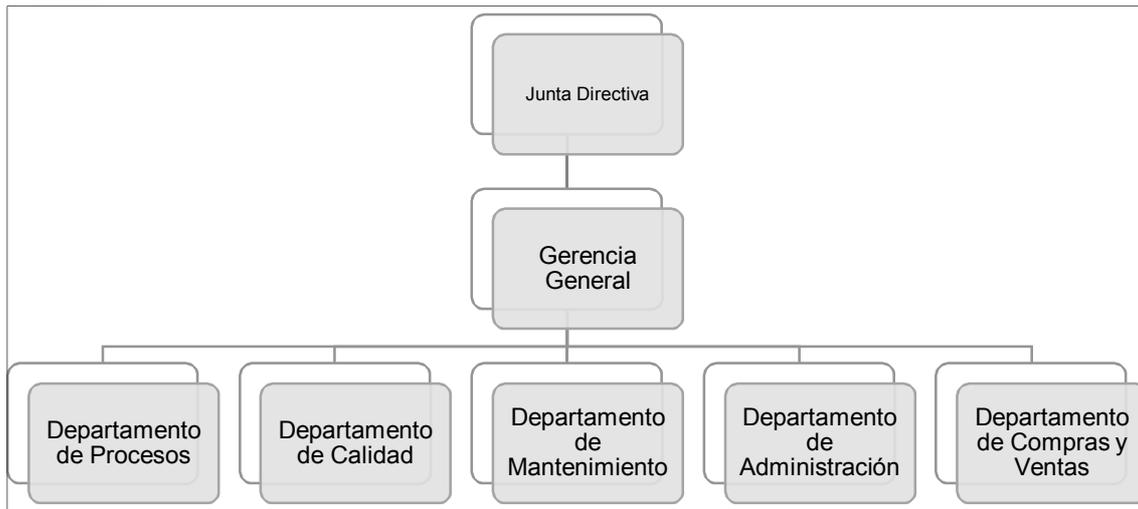


Figura 11.1: Organigrama General de la Empresa.

11.3.1 FUNCIONES POR ÁREA O DEPARTAMENTO

Teniendo en cuenta la estructura organizacional anteriormente presentada, se procede a definir las principales actividades que deben de realizar cada una de las áreas y departamentos.

- Junta Directiva: está constituida por los socios creadores de la empresa, tienen la obligación de cumplir con lo dispuesto en los estatutos de la misma, además de coordinar las actividades necesarias para dirigir a la compañía a través del diseño de políticas que formulen un planeamiento general para el cumplimiento de metas y objetivos. También tienen la responsabilidad de controlar que los departamentos cumplan con las políticas diseñadas, así como también, brindar la información necesaria para que cada departamento funcione de la mejor manera posible.
- Gerencia General: la gerencia debe de ser el nexo entre el directorio y el resto de los departamentos. Para ello, la gerencia no sólo tiene que controlar, coordinar, planear y programar distintas actividades que involucran a las diversas áreas de la empresa; sino que además, debe de asegurarse el cumplimiento y logro de los objetivos y metas propuestos por el directorio.
- Departamento de Proceso: al frente de este departamento se encuentra un Ingeniero Químico, que además de tener responsabilidades como las de planificar, gestionar, dirigir y optimizar el proceso productivo, colabora como empleado por turno en la planta.
- Departamento de Calidad: esta área tiene como misión las inspecciones de materias primas y productos finales. Además es responsable de la construcción y revisión de manuales, planillas y procedimientos necesarios para la realización de auditorías internas con el objetivo de mejorar el proceso.
- Departamento de Mantenimiento: tiene a su cargo no sólo aquellas tareas de mantenimiento correctivo, sino que además debe de crear un plan de mantenimiento predictivo y preventivo. También es el encargado de presupuestar e informar las necesidades de materiales, repuestos y herramientas necesarias para cumplir con su función. Por último se debe de mencionar que este departamento es el encargado de generar las normativas necesarias para la seguridad de los obreros en la planta.
- Departamento de Administración: es el encargado de planificar y controlar la gestión financiera, así como también hacerse cargo de los aspectos contables, financieros y administrativos de la compañía. Por último se debe de mencionar que también esta área tendrá a cargo la gestión de los RR.HH.



- **Departamento de Compras y Ventas:** es responsable de tratar con proveedores para obtener materia prima de calidad al mejor precio posible, asegurándose que las mismas lleguen en tiempo y forma. Es responsable de la comercialización y seguimiento y distribución de los productos elaborados por la compañía. También debe de gestionar, planificar y controlar los stocks de productos y materias primas.

11.4 PERSONAL

En la siguiente tabla, se detalla por departamento, la mano de obra requerida, así como también, el nivel académico y cantidad de personal para la realización de las tareas.

Tabla 11.1: Mano de Obra Requerida.

División	Cargo y Puesto	Título Requerido	Empleados por turno	Total de Empleados ¹	Modalidad del Turno
Gerencia General	Gerente General	Ingeniero Químico/a	1	1	Fijo
Departamento de Procesos	Jefe de Proceso	Ingeniero Químico	1	1	Fijo
	Encargados	Técnico Químico Universitario	1	4	Rotativo
	Operarios	Bachiller	1	4	Rotativo
	Operarios	Técnico Químico Universitario	1	4	Rotativo
	Operarios	Bachiller	4	4	Fijo
	Operarios	Técnico Químico Universitario	2	2	Fijo
Departamento de Calidad	Jefe de Control de Calidad	Ingeniero Químico	1	1	Fijo
	Laboratoristas	Técnico Químico	1	4	Rotativo
Departamento de Mantenimiento	Jefe de Mantenimiento (Ing. Mecánico o Electricista)	Ingeniero Mecánico o Electromecánico	1	1	Fijo
	Personal de Mantenimiento	Técnico Electromecánico o Electricista	1	4	Rotativo
Departamento de Administración	Gerente de Administración	Contador/a Administrador/a de Empresas	1	1	Fijo
Departamento de Compras Ventas	Encargado de Compras Ventas	Administrador/a de Empresas	1	1	Fijo
Atención al Público	Portería	Bachiller	2	2	Fijo
	Recepción	Secretario/a	1	1	Fijo
Personal Total				35	

Nota: 1(Para los empleados rotativos el total nace de sumar el trabajador para cumplir el turno más el necesario para cubrir el franco).



11.5 HORARIOS DE TRABAJO

En la tabla presentada en la sección anterior se puede ver que es posible dividir al personal en dos grandes grupos según la modalidad de turno de trabajo: los que trabajan en turnos rotativos y aquellos que realizan sus tareas en turnos fijos. Teniendo esto en cuenta se procede a dividir el día en tres formando el cronograma que se muestra a continuación:

- Primer Turno: 00:00 a 08:00h.
- Segundo Turno: 08:00 a 16:00h.
- Tercer Turno: 16:00 a 00:00h.

De esta manera, el personal con modalidad de turno fijo llevara a cabo sus tareas en el Segundo Turno, de lunes viernes, realizando media jornada los días sábados. Mientras que el personal con modalidad de turno rotativo seguirá el cronograma y trabajará según lo establece la Ley N° 11.544, trabajando 7 días seguidos en el mismo turno de 8 horas seguido de 2 día francos y una vez al mes un franco largo de 3 días.

11.6 CONCLUSIÓN

La decisión de modelar el funcionamiento y la estructura organizacional del proyecto como una cooperativa es positivo para el mismo debido a que, por un lado, la adhesión de la empresa a los principios cooperativos marcan una decisión de compromiso, interés y acercamiento la comunidad. Mientras que por el otro, el carácter cooperativista del proyecto resulta un atractivo para otras organizaciones que deseen sumarse al proyecto.



CAPÍTULO 12: TRATAMIENTO DE EFLUENTES

12.1 INTRODUCCIÓN

El siguiente capítulo, muestra los principales efluentes que generan la planta y la manera en que estos son tratados para no generar daños al ambiente.

Los residuos a tratar son:

- Una emulsión de aceite, ceras, pigmentos fosfolípidos y gomas proveniente de la centrifuga de discos.
- La corriente de fondos de la torre de rectificación, la cual contiene etanol.
- Cenizas y humos provenientes del incinerador vertical pirolítico.

12.2 RESIDUOS PROVENIENTE DE CENTRÍFUGA DE DISCOS

Como se explicó en el capítulo 5, la selectividad del etanol como solvente extrae ceras, pigmentos, fosfolípidos y gomas que son separadas en la centrifuga. A pesar de que estos elementos son orgánicos, no pueden agregarse nuevamente a los sólidos debido a que los mismos le proveerían un sabor amargo a los sólidos, haciendo que la calidad de los mismos disminuya, por lo que se decidió llevar estos compuestos al incinerador para su disposición final. Por último se menciona que se espera en un futuro el estudio de esta corriente para extraer de la misma algún subproducto que pueda generar ganancias.

12.3 CORRIENTE DE FONDO DE TORRE RECTIFICADORA DE ETANOL

En el capítulo 5 del presente trabajo se menciona la existencia de una torre rectificadora que genera una corriente de fondos, la cual está compuesta por un 95% de agua y un 5% de etanol. Como se sabe, el bioetanol es un compuesto biodegradable (Speidel, H. K., & Ahmed, I. 1999), lo que significa que puede ser descompuesto en una sustancia inorgánica por la acción de microorganismos hasta generar compuestos sencillos como lo son el agua y de dióxido de carbono (Fraume, N. J., Torres, A. P., & Ramírez-Aza, M., 2006), sin embargo, el mismo no puede ser arrojado simplemente a la cloaca sin conocer las características del efluente. Uno de los parámetros que son utilizados para determinación de la calidad de aguas residuales es la demanda química de oxígeno (DQO). La DQO es una medida que expresa la cantidad de materia orgánica presente teniendo en cuenta la cantidad de oxígeno necesario para oxidar a la misma (Lobo, S. O., 2017), siendo en este caso 2,09g de DQO/g de Etanol (Marzal Doménech, P., 2012) el valor de referencia para el alcohol. Teniendo en cuenta este dato, se procede al cálculo de la DQO de la corriente para comparar con el valor de referencia.



$$\frac{87,25kg H_2O}{4,59kg C_2O_5OH} \times \frac{1kmol H_2O}{18kg H_2O} \times \frac{3kmol O_2}{3kmol H_2O} \times \frac{32kg O_2}{1kmol O_2} = 33,79 \frac{kgDQO}{kgC_2O_5OH} \quad \text{Ec.12.2}$$

Como se puede ver, se obtiene 33,79kg DQO/kg C₂O₅OH o 33,79g DQO/g C₂O₅OH, valor superior al de referencia, por lo que es seguro disponer verter estas aguas al sistema de cloacas. Finalmente se debe de mencionar que la temperatura de las corrientes de fondos es de 95°C por lo que previo a la disposición final de estas aguas, se disminuye la temperatura arrojando el líquido hacia arriba al igual que sucede en una fuente.

12.4 CENIZAS Y HUMOS EMITIDOS POR EL INCINERADOR

La planta cuenta con un incinerador pirolítico vertical marca Caltec que es utilizado para recuperar el catalizador utilizado en la reacción de neutralización, generando humos y cenizas como consecuencia de la operación. A continuación se presenta por separado el tratamiento que se realiza sobre cada uno de estos efluentes.



12.4.1 HUMOS

Los humos generados por la operación de incineración son tratados en un lavador de gases, el cual (se ilustra a manera de ejemplo en la figura 12.1) está incorporado al equipo y es comercializado por la misma empresa Caltec.



Figura 12.1: Sistema de Lavado de Humos¹

12.4.2 CENIZAS

Las cenizas obtenidas como consecuencia de la operación de incineración deben de ser consideradas como residuos peligrosos, por lo que su disposición se realizará en el marco de la Ley Nacional N°24.051. Según lo establece la misma, el residuo es clasificado como Y018 (residuos resultantes de las operaciones de eliminación de desechos industriales) por lo que debe de contratarse un operador, habilitado por el Ministerio de Agua Ambiente y Energía de la Provincia de Córdoba, el cuál debe de estar inscripto en el Registro de Generadores y Operadores de Residuos Peligrosos. Así, la empresa encargada del manejo y disposición final de este residuo es la empresa IBS Córdoba, la cual provee un camión con capacidad para el transporte de 25t para la recolección y transporte del residuo hacia la localidad de La Granja (Provincia de Córdoba), donde se encuentra su planta de tratamiento de residuos peligrosos.

¹ <http://www.caltec.com.ar/incineradorespiroliticos4.html>



CAPÍTULO 13: ESTUDIO ECONÓMICO Y FINANCIERO

13.1 INTRODUCCIÓN

El presente capítulo, tiene como objetivo determinar los costos de operación de la planta y el monto de los recursos necesarios para la realización del proyecto con el objetivo de formar y analizar distintos indicadores que servirán como base para la evaluación económica del mismo. Con la intención de lograr tal propósito, se comienza por el cálculo de la inversión de capital inicial, seguido de los costos totales de producción y el valor de salvamento, posteriormente se determinará el capital de trabajo, el punto de equilibrio y la TMAR. Por último, estos datos serán utilizados para el cálculo de los Flujos Efectivos Netos y los índices: VAN, TIR y PRI.

Finalmente se menciona que debido a que el estudio de mercado finaliza en diciembre del año 2016, mientras que la mayoría de la cotización de los equipos corresponde a 17/03/2017, se decidió tomar esta fecha como referencia para la cotización del dólar, valor de materias primas, insumos y productos terminados, para de esta manera, tener un estudio económico y financiero más cercano a la realidad.

13.2 INVERSIÓN INICIAL DE CAPITAL

El concepto de inversión inicial implica la adquisición de activos tangibles e intangibles necesarios para iniciar las operaciones de la empresa. Cabe recordar que los activos tangibles son bienes fijos, como por ejemplo: terrenos, maquinaria, equipo, herramientas, mobiliario, etc. Mientras que los activos intangibles incluyen: capacitación del personal y estudios de evaluación entre otros.

Tabla 13.1: Activos Intangibles.

Detalle	Valor Total [USD]
Capacitaciones	25.000,00
Imprevistos	100.000,00
Ingeniería de Proyectos	13.750,00
Total Activos Intangibles	138.750,00



Tabla 13.2: Activos Tangibles.

Detalle	Cantidad	Valor Unitario [USD]	Valor Total [USD]
<i>Máquinas y Equipos</i>			
Secador Rotatorio	1	76.260,00	76.260,00
Zaranda Vibratoria	1	21.250,00	21.250,00
Expander	1	35.384,00	35.384,00
Secador de Banda	1	107.300,00	107.300,00
Extractor Rotocel	1	50.000,00	50.000,00
Secador Discos Rotatorios	1	230.000,00	230.000,00
Centrifuga de Discos	1	40.000,00	40.000,00
Centrifuga Tubular	1	25.000,00	25.000,00
Centrifuga Decanter	1	50.000,00	50.000,00
Caldera Humutubular	1	108.650,00	108.650,00
Incinerador (Alimentador + Horno + Lavador de Humos)	1	230.000,00	230.000,00
Reactor	2	44.200,00	88.400,00
Tamiz Circular	1	3.000,00	3.000,00
Sistema PSA	1	545.700,00	545.700,00
Torre de Enfriamiento	1	8.150,00	8.150,00
Torre Rectificadora	1	25.750,00	25.750,00
Intercambiador de Calor Doble Tubo	1	5.718,56	5.718,56
Intercambiador de Calor Casco y Tubo (Calentador)	1	3.500,00	3.500,00
Intercambiador de Calor Casco y Tubo (Enfriador)	1	16.056,00	16.056,00
Intercambiador de Calor de PlacaB3-030	2	450,00	900,00
Intercambiador de Calor de PlacaB3-012	1	63,95	63,95
Válvula de Control LCC 120	1	3.748,16	3.748,16
Válvula de Control LVB 34	1	2.423,27	2.423,27
Bomba Centrifuga Q-160/25	1	1.753,29	1.753,29
Bomba Centrifuga Q-160/200/25	1	1.840,93	1.840,93
Bomba Centrifuga 25-160	2	1.500,00	3.000,00
Bomba de Engranajes BER 1/2''	2	3.146,00	6.292,00
Bomba de Engranajes BE 1/2''	2	1.936,00	3.872,00
Bomba de Engranajes BEG 2 1/2''	1	2.299,00	2.299,00
Bomba Pistones	2	3.408,00	6.816,00
Bomba Centrifuga 65-160	1	2.000,00	2.000,00
Balanza Automática Humedad	1	3.259,75	3.259,75
Soxhlet Automático	1	26.708,88	26.708,88
HPLC	1	55.300,00	55.300,00
PH metro	1	968,25	968,25
Densímetro Automático	1	28,67	28,67
Elementos Varios	1	1.000,00	1.000,00
Cañerías y accesorios	1	100.000,00	100.000,00



Tabla 13.2 (Continuación): Activos Tangibles.

Detalle	Cantidad	Valor Unitario [USD]	Valor Total [USD]
Terreno (m2) ¹	6.824,64	33,00	225.213,12
Cerco Perimetral (m)	170,00	9,77	1.661,24
Oficinas (m2) ²	30,00	63,78	765,41
Vestuario (m2)	36,00	63,78	2.296,23
Portada (m2)	12,00	63,78	1.913,52
Laboratorios (m2)	54,00	63,78	3.444,34
Celda de Acopio de Burlanda Seca Desgrasada y Cernidos de Burlanda Seca (m2) ³	50,00	71,66	3.583,06
Celda de Acopio de Burlanda Seca (m2)	50,00	71,66	3.583,06
Celda de Acopio de Almacenamiento de Catalizador y Absorbente (m2)	32,00	71,66	2.293,16
Celda de Acopio de Almacenamiento de Cenizas (m2)	15,00	71,66	1.074,92
Edificio de Extracción de Aceite (m2)	240,00	150,00	36.000,00
Edificio de Neutralización (Reactores) (m2)	45,50	71,66	3.260,59
Sala de Calderas (m2)	30,00	71,66	2.149,84
Total Activos Tangibles			2.179.631,19

13.3 COSTOS DE PRODUCCIÓN

Los costos de producción son aquellos que se generan en el momento de transformar materia prima en un producto terminado. El mismo se calcula como la suma entre los Costos de Fabricación y los Gastos Generales. El Costo de Fabricación está compuesto por los siguientes elementos:

- Costos Directos de Producción: están relacionados directamente con el volumen de producción, un ejemplo de ellos son la materia prima, mano de obra directa, insumos, electricidad, gas, agua, etc.
- Costos Indirectos de Producción: también son conocidos como gastos fijos, debido a que los mismos son independientes del volumen de producción, como es el caso de Impuestos, Seguro contra incendio y robos y telefonía e internet entre otros.
- Costos Generales de la Planta: son aquellos que ocasiona el funcionamiento de la misma, pero no poseen una relación directa con la producción. Ejemplo de ellos son los sueldos de encargados y jefes, prestaciones de terceros, asesoramiento, etc.

Por último, se debe de mencionar que dentro de los Gastos Generales se encuentran aquellos relacionados con las actividades de administración, distribución y marketing.

¹ Fuente: Parque Industrial y Tecnológico SEM.

² Valor estimado a partir del Índice Contrace Workplace.

³ Valor estimado a partir de información obtenida en: <http://www.copaipa.org.ar/costos-de-la-construccion>.



13.3.1 COSTOS DIRECTOS

Debido a lo mencionado en la introducción, se aclara que el valor unitario en dólares de la burlanda húmeda, que como se vio en el capítulo 3 posee un valor igual al 30% de la cotización del maíz, fue calculado tomando en cuenta la cotización de este commodity y del dólar correspondientes al 17/03/2017, los cuales fueron 2320\$/t⁴ y 15,35\$/USD⁵ respectivamente. En lo que respecta al costo de recolección y transporte de residuos peligrosos, la empresa IBS Córdoba ha cotizado un valor de 29\$/km + IVA para el transporte y \$800/t de residuo + IVA para el tratamiento de las cenizas, además se debe de mencionar que teniendo en cuenta que los camiones que transportan las cenizas poseen una capacidad de 25t y que se generan aproximadamente 190t/año de este material, se necesitarán 6 por año para la disposición de este residuo.

Los sueldos de la mano de obra directa (Encargado Turno Rotativo, Operarios Turno Rotativo, Operarios Turno Fijo, Laboratoristas y Personal de Mantenimiento) fueron calculados en base al Convenio Colectivo de Trabajo para Trabajadores del Complejo Industrial Oleaginoso, Desmotadores de Algodón y Afines; vigente hasta el 31/03/2017. De esta manera el sueldo se calculó mediante el uso de las siguientes ecuaciones:

$$E \left[\frac{USD}{año} \right] = \left(\frac{A \left[\frac{\$}{hora} \right]}{B \left[\frac{\$}{USD} \right]} \right) \times C \left[\frac{hora}{semana} \right] \times D \left[\frac{semana}{año} \right] \quad \text{Ec. 13.1}$$

$$M.O.D \left[\frac{USD}{año} \right] = E \left[\frac{USD}{año} \right] + E \left[\frac{USD}{año} \right] \times F \quad \text{Ec. 13.2}$$

Donde:

- E = Costo de mano de obra sin aportes ni impuestos
- A = Costo de la hora del trabajador, en caso de ser un empleado que trabaja en turnos rotativos se toma como valores de referencia los que aparecen en la columna “promedio” de la tabla 13.3. Mientras que si es un empleado que trabaja en turnos fijos, se toma el valor de la columna “Turno mañana – tarde” de la tabla anteriormente mencionada. Finalmente se debe de aclarar que estos valores también dependen de la categoría que se le haya asignado al empleado y que los ingenieros a pesar de trabajar un turno, se los computa como empleado rotativo, por lo que su valor corresponde a la columna “promedios”.
- B = Cotización de dólar (15,35).
- C = Horas de trabajo por semana.
- D = Cantidades de semanas por año.
- M.O.D = Costo de mano de obra directa.
- F = Fracción que representa el porcentaje de aportes e impuestos que el empleador debe de pagar al fisco para tener al empleado en regla (0,45).

Así, por ejemplo, el costo de un operario rotativo categoría B sería:

$$E \left[\frac{USD}{año} \right] = \left(\frac{124,25 \left[\frac{\$}{hora} \right]}{15,35 \left[\frac{\$}{USD} \right]} \right) \times 44 \left[\frac{hora}{semana} \right] \times 56 \left[\frac{semana}{año} \right] = 19.943,95 \left[\frac{USD}{año} \right] \quad \text{Ec. 13.3}$$

$$M.O.D \left[\frac{USD}{año} \right] = 19.943,95 \left[\frac{USD}{año} \right] + 19.943,95 \left[\frac{USD}{año} \right] \times 0,45 = 28.918,73 \left[\frac{USD}{año} \right] \quad \text{Ec. 13.4}$$

Repitiendo la aplicación de las ecuaciones 13.1 y 13.2 para el caso de un operario fijo de categoría B, el costo sería:

⁴ Cotización Maíz, referencia Bolsa de Comercio de Rosario.

⁵ Cotización Dólar, referencia Banco de la Nación de la República Argentina.



$$E \left[\frac{USD}{año} \right] = \left(\frac{110,44 \left[\frac{\$}{hora} \right]}{15,35 \left[\frac{\$}{USD} \right]} \right) \times 44 \left[\frac{hora}{semana} \right] \times 56 \left[\frac{semana}{año} \right] = 17.727,96 \left[\frac{USD}{año} \right] \quad \text{Ec. 13.5}$$

$$M.O.D \left[\frac{USD}{año} \right] = 17.727,96 \left[\frac{USD}{año} \right] + 17.727,96 \left[\frac{USD}{año} \right] \times 0,45 = 25.705,54 \left[\frac{USD}{año} \right] \quad \text{Ec. 13.6}$$

Tabla 13.3: Sueldo por Categoría según F.T.C.I.O.D. y A.R.A.⁶

Categoría	Cargo	Valor de la Hora [\$/h]		
		Turno Mañana - Tarde	Turno Noche	Promedio
B	Operario	110,44	138,05	124,25
C	Encargado	112,64	140,80	126,72
D	Ingeniero	123,30	154,13	138,71

Se debe de mencionar que para calcular los sueldos correspondientes a Jefes y Gerentes se toma como referencia el valor correspondiente al promedio de la categoría D de la tabla 13.3. Finalmente en lo que respecta a los sueldos de jornales, se calculan los mismos mediante la ecuaciones 13.7 y 13.8 utilizando como referencia la escala salarial dada por el Convenio de Trabajo para Empleados de Comercio (Rama General) vigente hasta el 31/03/2017, la cual se muestra en la tabla 13.4.

$$I \left[\frac{USD}{año} \right] = \frac{G \left[\frac{\$}{mes} \right]}{B \left[\frac{\$}{USD} \right]} \times H \left[\frac{mes}{año} \right] \quad \text{Ec. 13.7}$$

$$C.J. \left[\frac{USD}{año} \right] = I \left[\frac{USD}{año} \right] + I \left[\frac{USD}{año} \right] \times F \quad \text{Ec. 13.8}$$

Donde:

- I = Costo de mano de jornal sin aportes ni impuestos
- G = Costo mensual del jornal, el cual depende de la categoría (ver tabla 13.4).
- B = Cotización de dólar (15,35).
- H = Cantidades de meses por año.
- C.J. = Costo de jornal.
- F = Fracción que representa el porcentaje de aportes e impuestos que el empleador debe de pagar al fisco para tener al empleado en regla (0,45).

Así, por ejemplo, para un jornal de categoría B, el costo se calcula de la siguiente manera:

$$I \left[\frac{USD}{año} \right] = \frac{13.930,02 \left[\frac{\$}{mes} \right]}{15,35 \left[\frac{\$}{USD} \right]} \times 12 \left[\frac{mes}{año} \right] = 10.889,92 \left[\frac{USD}{año} \right] \quad \text{Ec. 13.9}$$

$$C.J. \left[\frac{USD}{año} \right] = 10.889,92 \left[\frac{USD}{año} \right] + 10.889,92 \left[\frac{USD}{año} \right] \times 0,45 = 15.790,38 \left[\frac{USD}{año} \right] \quad \text{Ec. 13.10}$$

Tabla 13.4: Sueldo por Categoría según F.A.E.C.Y.S⁷.

Categoría	Sueldo [\$/mes]
B	13.930,02
C	14.007,60
E	14.719,13

⁶ Federación de Trabajadores del Complejo Industrial Oleaginoso, Desmotadores de Algodón y Afines de la República Argentina.

⁷ Federación Argentina de Empleados de Comercio y Servicios.



A Continuación se detallan los Costos Directos de Producción.

Tabla 13.5: Costos Directos de Producción.

Ítem	Unidad de Medida	Cantidad	Valor Unitario [USD]	Valor Total [USD/año]
<i>Materia Prima</i>				
Etanol Anhidro	m3/año	111,13	876,50	97.405,45
Burlanda Húmeda	t/año	92.160,00	45,34	4.178.720,52
Catalizador [Fe ₂ (SO ₄) ₃]	t/año	24,00	285,00	6.840,00
Polímero Súper Absorbente	t/año	280,00	2.000,00	560.000,00
Nitrógeno	m3/año	5,50	3,40	18,68
<i>Servicios</i>				
Energía Eléctrica	kwh/año	1.880.920,80	0,05	94.582,75
Agua y Cloacas	m3/año	25.000,00	0,27	6.775,24
Recolección y Transporte de Residuos Peligrosos	Camiones	6,00	357,30	2.143,80
Tratamiento de Residuos Peligrosos	t/año	195,15	63,06	12.306,45
<i>Combustible</i>				
Gas Natural	m3/año	7.135.916,00	3,1E-03	22.188,16
<i>Mantenimiento</i>				
Costo de Mantenimiento (Correctivo y/o Preventivo)	-	1,00	10.000,00	10.000,00
<i>Mano de Obra Directa</i>				
Encargado, Turno Rotativo	-	4,00	29.494,80	117.979,21
Operarios, Turno Rotativo	-	8,00	28.918,73	231.349,86
Operarios, Turno Fijo	-	6,00	25.705,54	154.233,24
Laboratoristas	-	4,00	25.705,54	102.822,16
Personal de Mantenimiento	-	4,00	28.918,73	115.674,93
TOTAL				5.713.040,44

13.3.2 COSTOS INDIRECTOS

En la siguiente tabla se resumen los costos indirectos de producción.

Tabla 13.6: Costos Indirectos de Producción.

Variable	Cantidad	Valor Unitario [USD]	Valor Total [USD/año]
Impuestos Provinciales y Nacionales	1,00	0,00	0,00
Seguros Contra Robos e Incendios	1,00	21.796,31	21.796,31
Telefonía e Internet	12,00	117,05	1.404,65
Otros Varios	1,00	1.000,00	1.000,00
Total			24.200,96

Debido a que la planta será ubicada en el Parque Industrial y Tecnológico S.E.M. se tienen beneficios impositivos como lo son la exención del pago de impuestos municipales (Ordenanza Municipal N°6440) y provinciales (Ley Provincial N°9727).



13.3.3 COSTOS GENERALES DE LA PLANTA

A continuación se muestran los Costos Generales de la Planta.

Tabla 13.7: Costos Generales de la Planta.

Variable	Cantidad	Valor Unitario [USD]	Valor Total [USD/año]
<i>Salarios de Planta</i>			
Jefe de Proceso	1	35.873,47	35.873,47
Jefe de Mantenimiento	1	35.873,47	35.873,47
Encargado de Compras y Ventas	1	35.873,47	35.873,47
Jefe Laboratorio	1	35.873,47	35.873,47
<i>Prestaciones de Terceros</i>			
Servicio de Limpieza y Desinfección	12	162,87	1.954,40
<i>Jornales</i>			
Portería	2	15.790,38	31.580,76
Recepción	1	15.790,38	15.790,38
<i>Asesoramiento</i>			
Higiene y Seguridad	1	11.506,81	11.506,81
Asesoramiento Contable	1	11.506,81	11.506,81
Asesoramiento Legal	1	11.506,81	11.506,81
TOTAL			227.339,86

13.3.4 GASTOS GENERALES

En la siguiente tabla se muestran los Gastos Generales.

Tabla 13.8: Gastos Generales.

Variable	Cantidad	Valor Unitario [USD]	Valor Total [USD/año]
<i>Cargas Administrativas</i>			
Gerente General	1	35.873,47	35.873,47
Gerente Administrativo	1	35.873,47	35.873,47
<i>Gastos de Marketing</i>			
Soporte técnico de mantenimiento de página web	1	1.954,40	1.954,40
Publicidad y Redes Sociales	1	1.954,40	1.954,40
TOTAL			75.655,74



13.3.5 RESUMEN DE COSTOS

A continuación se muestra un resumen de los costos de la planta.

Tabla 13.9: Gastos Generales.

Ítem	Valor [USD]
Costos Directos de Producción	5.713.040,44
Gastos Generales de la Planta	227.339,86
Gastos Generales	75.655,74
Costos Indirectos de Producción	24.200,96
Total Costos	6.040.237,01

13.4 DEPRECIACIÓN

La depreciación, al igual que la amortización, es un cargo anual que se hace para recuperar la inversión, con la diferencia de que se aplica al activo fijo, ya que con el uso de los bienes hacen que estos valgan menos. De esta manera, la generación de cargos por depreciación pretende que la inversión en activos tangibles sea devuelta al inversionista por vía fiscal, es por ello que el porcentaje de depreciación de los bienes está establecida por el Tribunal de Tasación de la Nación (Norma 11.3). Según la misma se establece que la depreciación es de un 10% anual para máquinas y equipos, mientras que se toma un 3% anual para estructuras edilicias.

Tabla 13.10: Depreciación de activos tangibles.

Activo / Ítem	VI	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	VS
Secador Rotatorio	76.260,0	7.626,0	7.626,0	7.626,0	7.626,0	7.626,0	7.626,0	7.626,0	7.626,0	7.626,0	7.626,0	0,0
Zaranda Vibratoria	21.250,0	2.125,0	2.125,0	2.125,0	2.125,0	2.125,0	2.125,0	2.125,0	2.125,0	2.125,0	2.125,0	0,0
Expander	35.384,0	3.538,4	3.538,4	3.538,4	3.538,4	3.538,4	3.538,4	3.538,4	3.538,4	3.538,4	3.538,4	0,0
Secador de Banda	107.300,0	10.730,0	10.730,0	10.730,0	10.730,0	10.730,0	10.730,0	10.730,0	10.730,0	10.730,0	10.730,0	0,0
Extractor Rotocel	50.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	0,0
Secador Discos Rotatorios	230.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	0,0
Centrifuga de Discos	40.000,0	4.000,0	4.000,0	4.000,0	4.000,0	4.000,0	4.000,0	4.000,0	4.000,0	4.000,0	4.000,0	0,0
Centrifuga Tubular	25.000,0	2.500,0	2.500,0	2.500,0	2.500,0	2.500,0	2.500,0	2.500,0	2.500,0	2.500,0	2.500,0	0,0
Centrifuga Decanter	50.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	5.000,0	0,0
Caldera Humutubular	108.650,0	10.865,0	10.865,0	10.865,0	10.865,0	10.865,0	10.865,0	10.865,0	10.865,0	10.865,0	10.865,0	0,0
Incinerador (Alimentador + Horno + Lavador de Humos)	230.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	23.000,0	0,0
Reactor	88.400,0	8.840,0	8.840,0	8.840,0	8.840,0	8.840,0	8.840,0	8.840,0	8.840,0	8.840,0	8.840,0	0,0
Tamiz Vibratorio Circular	3.000,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	0,0
Sistema PSA	545.700,0	54.570,0	54.570,0	54.570,0	54.570,0	54.570,0	54.570,0	54.570,0	54.570,0	54.570,0	54.570,0	0,0
Torre de Enfriamiento	8.149,4	814,9	814,9	814,9	814,9	814,9	814,9	814,9	814,9	814,9	814,9	0,0
Torre Rectificadora	25.750,0	2.575,0	2.575,0	2.575,0	2.575,0	2.575,0	2.575,0	2.575,0	2.575,0	2.575,0	2.575,0	0,0
Intercambiador de Calor Doble Tubo	5.718,6	571,9	571,9	571,9	571,9	571,9	571,9	571,9	571,9	571,9	571,9	0,0
Intercambiador de Calor Casco y Tubo (Calentador)	3.500,0	350,0	350,0	350,0	350,0	350,0	350,0	350,0	350,0	350,0	350,0	0,0
Intercambiador de Calor Casco y Tubo (Enfriador)	16.055,9	1.605,6	1.605,6	1.605,6	1.605,6	1.605,6	1.605,6	1.605,6	1.605,6	1.605,6	1.605,6	0,0
Intercambiador de Calor de PlacaB3-030	898,6	89,9	89,9	89,9	89,9	89,9	89,9	89,9	89,9	89,9	89,9	0,0
Intercambiador de Calor de PlacaB3-012	64,0	6,4	6,4	6,4	6,4	6,4	6,4	6,4	6,4	6,4	6,4	0,0
Válvula de Control LCC 120	3.748,2	374,8	374,8	374,8	374,8	374,8	374,8	374,8	374,8	374,8	374,8	0,0
Válvula de Control LVB 34	2.423,3	242,3	242,3	242,3	242,3	242,3	242,3	242,3	242,3	242,3	242,3	0,0

Nota: VI (Valor de Adquisición) VS (Valor de Salvamento).

Tabla 13.10 (Continuación): Depreciación de activos tangibles.

Activo / Ítem	VI	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10	VS
Bomba Centrífuga Q-160/25	1.753,3	175,3	175,3	175,3	175,3	175,3	175,3	175,3	175,3	175,3	175,3	0,0
Bomba Centrífuga Q-160/200/25	1.840,9	184,1	184,1	184,1	184,1	184,1	184,1	184,1	184,1	184,1	184,1	0,0
Bomba Centrífuga 25-160	3.000,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	300,0	0,0
Bomba de Engranajes BER 1/2''	6.292,0	629,2	629,2	629,2	629,2	629,2	629,2	629,2	629,2	629,2	629,2	0,0
Bomba de Engranajes BE 1/2''	3.872,0	387,2	387,2	387,2	387,2	387,2	387,2	387,2	387,2	387,2	387,2	0,0
Bomba de Engranajes BEG 2 1/2''	2.299,0	229,9	229,9	229,9	229,9	229,9	229,9	229,9	229,9	229,9	229,9	0,0
Bomba Pistones	6.816,0	681,6	681,6	681,6	681,6	681,6	681,6	681,6	681,6	681,6	681,6	0,0
Bomba Centrífuga 65-160	2.000,0	200,0	200,0	200,0	200,0	200,0	200,0	200,0	200,0	200,0	200,0	0,0
Balanza Automática Humedad	3.259,8	326,0	326,0	326,0	326,0	326,0	326,0	326,0	326,0	326,0	326,0	0,0
Soxhlet Automático	26.708,9	2.670,9	2.670,9	2.670,9	2.670,9	2.670,9	2.670,9	2.670,9	2.670,9	2.670,9	2.670,9	0,0
HPLC	55.300,0	5.530,0	5.530,0	5.530,0	5.530,0	5.530,0	5.530,0	5.530,0	5.530,0	5.530,0	5.530,0	0,0
PH metro	968,2	96,8	96,8	96,8	96,8	96,8	96,8	96,8	96,8	96,8	96,8	0,0
Densímetro Automático	28,7	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	0,0
Elementos Varios	1.000,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	0,0
Terreno	225.213,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	225.213,1
Cerco Perimetral	1.661,2	49,8	49,8	49,8	49,8	49,8	49,8	49,8	49,8	49,8	49,8	1.162,9
Portadas (Principal y Secundaria)	765,4	23,0	23,0	23,0	23,0	23,0	23,0	23,0	23,0	23,0	23,0	535,8
Vestuario	2.296,2	68,9	68,9	68,9	68,9	68,9	68,9	68,9	68,9	68,9	68,9	1.607,4
Oficinas	1.913,5	57,4	57,4	57,4	57,4	57,4	57,4	57,4	57,4	57,4	57,4	1.339,5
Laboratorios y Centro de Control	3.444,3	103,3	103,3	103,3	103,3	103,3	103,3	103,3	103,3	103,3	103,3	2.411,0
Celda de Acopio de Burlanda Seca	3.583,1	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	2.508,1
Celda de Acopio de Burlanda Seca Desgrasada y Cernidos de Burlanda Seca	3.583,1	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	107,5	2.508,1
Celda de Acopio de Almacenamiento de Catalizador y Absorbente	2.293,2	68,8	68,8	68,8	68,8	68,8	68,8	68,8	68,8	68,8	68,8	1.605,2
Celda de Acopio de Almacenamiento de Cenizas	1.074,9	32,2	32,2	32,2	32,2	32,2	32,2	32,2	32,2	32,2	32,2	752,4
Edificio de Extracción de Aceite	36.000,0	1.080,0	1.080,0	1.080,0	1.080,0	1.080,0	1.080,0	1.080,0	1.080,0	1.080,0	1.080,0	25.200,0
Edificio de Neutralización	3.260,6	97,8	97,8	97,8	97,8	97,8	97,8	97,8	97,8	97,8	97,8	2.282,4
Sala de Calderas	2.149,8	64,5	64,5	64,5	64,5	64,5	64,5	64,5	64,5	64,5	64,5	1.504,9
Total	-	1.860,8	268.630,9									

Nota: VI (Valor de Adquisición), VS (Valor de Salvamento).



13.5 CAPITAL DE TRABAJO

Existen distintos puntos de vistas que definen al Capital de trabajo, desde un punto de vista contable, el mismo se define como la diferencia aritmética entre el Activo y Pasivo circulante, mientras que desde un punto de vista práctico, el Capital de Trabajo constituye el capital adicional y distinto de la inversión en activos fijos y diferidos con el que se tiene que contar para comenzar la producción.

El Activo Circulante estará compuesto por tres rubros:

- Caja y Bancos: también conocido como Valores e Inversiones, comprende el efectivo que debe de tener la empresa para afrontar gastos cotidianos e imprevistos hasta que la misma comience a percibir el dinero correspondiente a las ventas.
- Inventario: en este caso se refiere al stock de materias primas que posteriormente serán utilizados para la producción.
- Cuantías por Cobrar: en este rubro expresa el monto de inversión necesario como resultado de vender a crédito, el cual depende del periodo en que la empresa recupera el capital.

El Pasivo Circulante está compuesto por aquellas deudas u obligaciones a corto plazo que toma la empresa para satisfacer distintas necesidades como la financiación de gastos, compra de insumos, etc.

Tabla 13.11: Capital de trabajo.

Ítem	Días/Año	Plazo	Valor de Referencia [USD]	Valor [USD]
Activo Circulante				
Mano de Obra Directa	350	30	722.059,39	61.890,80
Gastos Generales	350	30	75.655,74	6.484,78
<i>Total Valores e Inversiones</i>				<i>68.375,58</i>
Costo Total de Producción	350	30	4.867.185,60	417.187,34
<i>Total Inventario</i>				<i>417.187,34</i>
Ventas Aceite de Maíz de Destilería	350	30	1.530.722,47	131.204,78
Ventas Burlanda Seca Desgrasada	350	30	6.514.597,43	558.394,07
Venta Finos de Burlanda Seca	350	30	198.500,98	17.014,37
<i>Total Cuentas por Cobrar</i>				<i>706.613,22</i>
Pasivo Circulante				
Insumos	350	30	137.996,41	11.828,26
Costos Indirectos de Producción	350	30	24.200,96	2.074,37
Gastos Generales de Planta	350	30	227.339,86	19.486,27
<i>Total Cuentas por Pagar</i>				<i>33.388,91</i>
Total				1.158.787,23

13.6 PUNTO DE EQUILIBRIO

El Punto de Equilibrio relaciona los costos fijos y variables con los ingresos por ventas con el objetivo de conocer la cantidad mínima de producción que la empresa debe de alcanzar para no incurrir en pérdidas, es decir, el nivel de producción en el que los ingresos por ventas son iguales a la suma de los costos fijos y variables. Este punto puede encontrarse de manera gráfica o de mediante la siguiente ecuación:



$$PE = \frac{CF}{1 - \frac{CV}{P \times Q}}$$

Ec. 13.11

Donde:

- PE: Punto de Equilibrio.
- CF: Costo Fijo.
- CV: Costo Variable.
- P: Precio de Venta.
- Q: Cantidad Producida.

Aplicando la ecuación se tiene que el Punto de Equilibrio se Encuentra cuando los costos totales e ingresos poseen un valor de 1.128.681,66USD, lo que corresponde a una producción total de 4.795,87t. Este valor representa un 14,03% del total que se puede producir. Por último se muestra la gráfica donde se puede ver la evolución de los costos e ingresos.

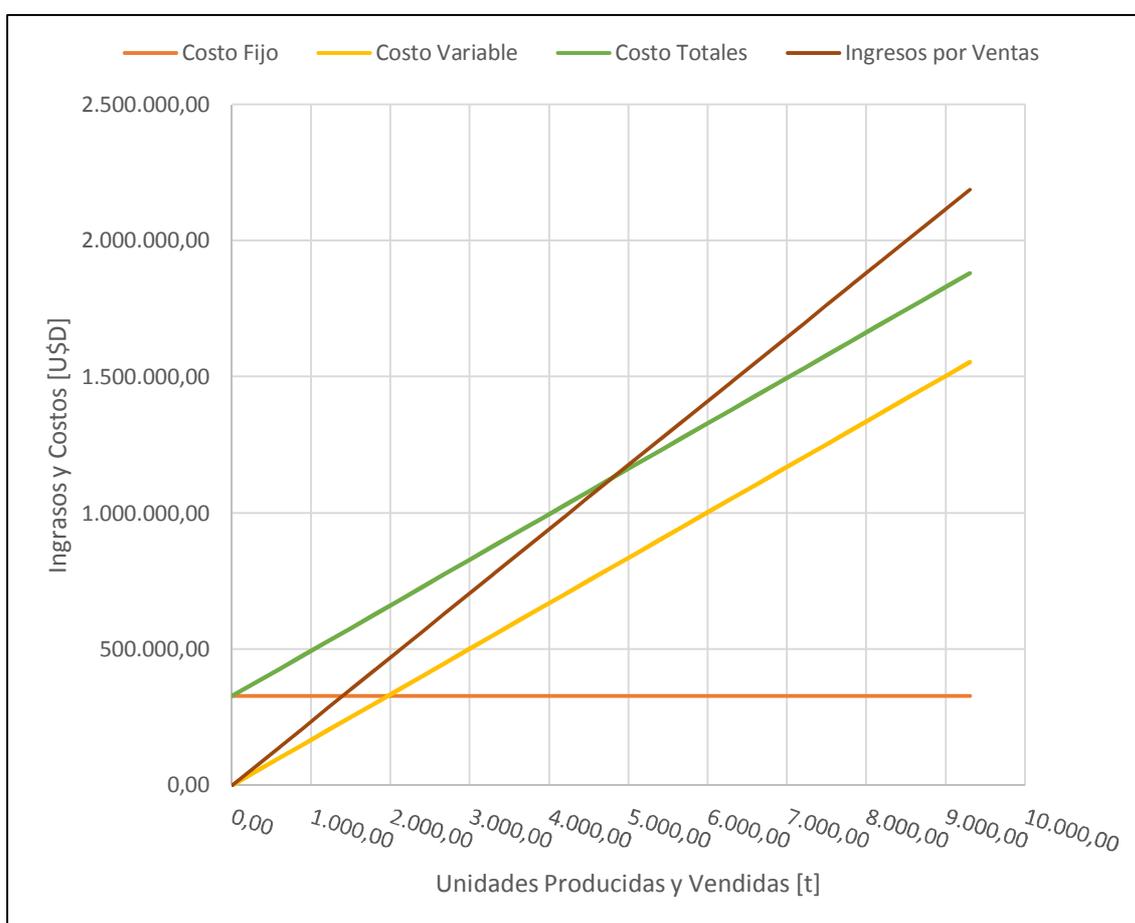


Figura 13.1: Relación Costos – Ingresos por Ventas.

13.7 COSTO TOTAL UNITARIO

El costo total unitario nace de realizar el cociente entre los costos totales y la cantidad de unidades producidas. Generalmente es utilizado como base para el cálculo del precio de venta de un producto y para compararlo con los precios existentes en el mercado. También se puede utilizar para el cálculo de la contribución marginal y contribución marginal porcentual, así, el primer valor nace de la diferencia entre el precio de mercado y costo total unitario, mientras que el segundo se obtiene al multiplicar por cien al valor obtenido del cociente entre la contribución marginal y precio de venta. De esta manera se puede analizar cuáles son los productos más costeados y que poseen mejores



márgenes, pudiéndose elegir diversas alternativas a la hora de fijar que y cuanto producir sin perder de vista los precios de mercado.

En lo que respecta al proyecto, la elaboración de aceite de maíz de destilería está íntimamente relacionada con la obtención de los pellets de burlanda seca desgrasada debido a que comparten tanto materias primas como proceso de fabricación, por lo que es difícil atribuir correctamente que porcentaje de costos corresponde a cada producto. De esta manera se toma como costo total unitario al que resulta de la división entre los costos totales y la suma de los volúmenes producidos de aceite de maíz de destilería y pellets de burlanda seca desgrasados. Luego este valor se utilizará para calcular la contribución marginal y contribución marginal porcentual por producto. A continuación de dejan las ecuaciones utilizadas para la obtención de los valores que se muestran en la tabla 13.12.

$$C.T.U. \left[\frac{USD}{t} \right] = \frac{C.T.P \left[\frac{USD}{año} \right]}{T.U.P \left[\frac{t}{año} \right]} \quad \text{Ec. 13.12}$$

$$C.M. \left[\frac{USD}{t} \right] = P.V. \left[\frac{USD}{t} \right] - C.T.U. \left[\frac{USD}{t} \right] \quad \text{Ec. 13.13}$$

$$C.M.P. [\%] = \left(\frac{C.M. \left[\frac{USD}{t} \right]}{P.V. \left[\frac{USD}{t} \right]} \right) \times 100 \quad \text{Ec. 13.14}$$

Donde:

- C.T.U.: Costo Total Unitario
- C.T.P.: Costo Total de Producción.
- T.U.P.: Total de Unidades Producidas.
- C.M.: Contribución Marginal.
- P.V.: Precio de Venta.
- C.M.P: Contribución Marginal Porcentual.

Tabla 13.12: Elementos para el Cálculo del Costo Total Unitario, Contribución Marginal, Contribución Marginal Porcentual y Resultados Obtenidos.

Costos Totales [USD/año]	
6.040.237,01	
Unidades Producidas [t/año]	
34.185,25	
Costos Total Unitario [USD/año]	
176,69	
Precio de Venta [USD/t]	
<i>Aceite de Maíz de Destilería</i>	<i>Pellets de Burlanda Seca Desgrasada</i>
450,56	211,60
Contribución Marginal por Producto [USD/t]	
273,87	34,90
Contribución Marginal Porcentual por Producto	
60,78%	16,50%
Unidades Producidas [t/año]	
3.397,36	30.787,89



En la tabla 13.12 se puede ver que ambos productos poseen un costo total unitario positivo lo que indica que ambos son costeables, es decir, que generan ingresos necesarios para recuperar los costos de elaboración de dichos productos. Otro punto a destacar es que si bien el precio del aceite de maíz de destilería es impuesto por el mercado, el precio de venta de los pellets de burlanda seca desgrasada es 1,4 veces la cotización del maíz, pero como se ha mencionado en el capítulo 3, la burlanda seca se vende a valores que alcanzan los 1,5 veces la cotización del maíz, lo que indica que en un futuro se podría subir el precio de los pellets de burlanda seca desgrasada para obtener un mejor margen. Por último, al analizar conjuntamente los volúmenes producidos y contribuciones marginales porcentuales de cada producto queda en claro que el proyecto posee una primera línea de producción de bajo volumen pero de alto valor agregado correspondiente al aceite de maíz de destilería, y una segunda línea de productos de gran volumen pero una contribución marginal moderada como lo son los pellets de burlanda seca desgrasada.

Finalmente se debe de destacar que en este análisis se ha omitido la inclusión de los finos de burlanda seca, ya que si bien su inclusión al mismo daría como resultado un valor de costo total unitario inferior con un consecuente aumento de las contribuciones marginales de los productos principales, estos valores sería erróneos, ya que los finos de burlanda seca se comercializan a muy bajo precio con el objetivo es sacarlos de la planta sin importar la utilidad que generen, para de esta manera evitar el costo de tratarlos como residuos sólidos industriales.

13.8 INVERSIÓN TOTAL

La inversión total representa el monto necesario para la realización del proyecto. Este se calcula como la suma entre la Inversión Inicial de Capital y el Capital de Trabajo. A continuación se muestra el valor de la misma.

Tabla 13.13: Inversión Total.

Ítem	Valor [USD/año]
Activos	2.318.381,19
Capital de Trabajo	1.158.787,23
Costo de Arranque de Planta	83.927,45
Total	3.477.168,42

13.9 TASA MÍNIMA ACEPTABLE DE RENDIMIENTO (TMAR)

La Inversión Total puede tener distinto orígenes: entidades bancarias, otras empresas, inversionistas o una mezcla de estos tres. Sin embargo, independientemente de la procedencia de los fondos, se debe de tener en cuenta cuál es la tasa mínima de ganancia sobre la inversión propuesta, tasa que se denomina TMAR (Tasa Mínima Aceptable de Rendimiento). En nuestro caso, la inversión estará financiada completamente por el Banco Credicoop a través de una línea crediticia especial para cooperativas que posee una tasa anual subsidiada del 19% a 10 años, siendo la forma de devolución del préstamo el Sistema Francés⁸. Así, se toma una TMAR del 19%.

13.10 PAGO DE LA DEUDA

En la sección anterior se mencionó que el valor de la TMAR es el 19%, el periodo de devolución es de 10 años y el sistema de devolución del préstamo es el francés. A continuación se muestra la tabla de pago de Deuda.

⁸ Información Suministrada por Banco Credicoop, sucursal Villa María, Marzo 2017.



Tabla 13.14: Tabla de Pago de Deuda – Sistema Francés.

Nº de Cuota	Interés del período	Capital Amortizado	Cuota a pagar	Saldo remanente
1,00	660.662,00	140.725,56	801.387,56	3.336.442,86
2,00	633.924,14	167.463,41	801.387,56	3.168.979,44
3,00	602.106,09	199.281,46	801.387,56	2.969.697,98
4,00	564.242,62	237.144,94	801.387,56	2.732.553,04
5,00	519.185,08	282.202,48	801.387,56	2.450.350,56
6,00	465.566,61	335.820,95	801.387,56	2.114.529,61
7,00	401.760,63	399.626,93	801.387,56	1.714.902,67
8,00	325.831,51	475.556,05	801.387,56	1.239.346,62
9,00	235.475,86	565.911,70	801.387,56	673.434,92
10,00	127.952,64	673.434,92	801.387,56	0,00
Total	4.536.707,16	3.477.168,42	-	-

Nota: Valores Expresados en Dólares.

13.11 ESTADO DE RESULTADOS

La realización del Estado de Resultados tiene como objetivo el cálculo de la Utilidad Neta y los Flujos Netos de Efectivo del proyecto. Estos últimos representan la diferencia entre los ingresos netos y los desembolsos netos, es decir, el beneficio real de la operación de la planta. Finalmente, en consonancia con lo mencionado en la introducción, se procede a detallar los ingresos por venta.

Tabla 13.15: Ingresos por ventas correspondientes al aceite de maíz de destilería

Ítem	Valor
<i>Cotización de Estados Unidos</i>	
Precio de Aceite de Soja (AS) [USD/t]	826,74
Precio de Aceite de Maíz de Destilería (AMD) [USD/t]	737,50
Relación AMD - AS	0,89
<i>Cotización de Argentina</i>	
Precio FAS de Aceite de Soja [\$/t]	7.753,00
Cotización Dólar	15,35
Precio FAS de Aceite de Soja [USD/t]	505,08
Precio de Aceite de Maíz de Destilería [USD/t]	450,56
Producción de Aceite de Maíz de Destilería [t/año]	3.397,36
Ingresos por Venta de Aceite de Maíz de Destilería [USD/año]	1.530.722,47



Tabla 13.16: Ingresos por ventas correspondientes a la burlanda seca desgrasada.

Ítem	Valor
Cotización Maíz [\$/t]	2.320,00
Cotización Dólar	15,35
Cotización Maíz [USD/t]	151,14
Relación Precio Burlanda Seca Desgrasada - Cotización Maíz	1,40
Precio Burlanda Seca Desgrasada [USD/t]	211,60
Producción de Burlanda Seca Desgrasada [t/año]	30.787,89
Ingresos por Venta de Burlanda Seca Desgrasada [USD/año]	6.514.597,43

Tabla 13.17: Ingreso correspondiente a la venta de finos de burlanda seca.

Ítem	Valor
Cotización Maíz [\$/t]	2.320,00
Cotización Dólar	15,35
Cotización Maíz [USD/t]	151,14
Relación Precio Finos de Burlanda Seca - Cotización Maíz	0,30
Precio de Finos de Burlanda Seca [USD/t]	45,34
Producción de Burlanda Seca Desgrasada [t/año]	4.377,85
Ingresos por Venta de Cernido de Burlanda Seca [USD/año]	198.500,59

Tabla 13.18: Estado de Resultados.

Ítem	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Nivel de Producción	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Ingreso Total por Ventas	8.243.820,88	8.243.820,88	8.243.820,88	8.243.820,88	8.243.820,88	8.243.820,88	8.243.820,88	8.243.820,88	8.243.820,88	8.243.820,88
Costo Total de Producción	5.737.241,41	5.737.241,41	5.737.241,41	5.737.241,41	5.737.241,41	5.737.241,41	5.737.241,41	5.737.241,41	5.737.241,41	5.737.241,41
Utilidad Operativa	2.506.579,47									
Amortización y Depreciación	268.630,87	268.630,87	268.630,87	268.630,87	268.630,87	268.630,87	268.630,87	268.630,87	268.630,87	268.630,87
Gastos Comerciales, Administrativos y Financieros	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60
Pago de Deuda, Cuota Anual	801.387,56	801.387,56	801.387,56	801.387,56	801.387,56	801.387,56	801.387,56	801.387,56	801.387,56	801.387,56
Utilidad Antes de Impuestos	1.133.565,44									
Impuestos a la Ganancias (35%)	396.747,90	396.747,90	396.747,90	396.747,90	396.747,90	396.747,90	396.747,90	396.747,90	396.747,90	396.747,90
Utilidad Después de Impuestos	736.817,53									
Amortización y Depreciación	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60	302.995,60
Flujo Neto Efectivo (FNE)	1.039.813,14									



13.12 INDICADORES DEL PROYECTO

13.12.1 VALOR ACTUAL NETO (VAN)

El Valor Actual Neto es un método de valoración de inversiones que proporciona una medida del beneficio que produce el proyecto en base al análisis del valor absoluto, es por ello que el VAN se define como el valor que resulta de la diferencia entre la suma de los flujos descontados y la inversión total. De esta manera se pueden tener tres escenarios:

- a) VAN < 0: la inversión produce pérdidas.
- b) VAN = 0: la inversión no produce ni pérdidas ni ganancias.
- c) VAN > 0: la inversión produce ganancias.

El VAN se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$VAN = -P + \frac{FNE1}{(1+i)^1} + \frac{FNE2}{(1+i)^1} + \dots + \frac{FNE_{n-1}}{(1+i)^{n-1}} + \frac{FNE_n + VS}{(1+i)^n} \tag{Ec.13.15}$$

Donde:

- P: Inversión Total.
- FNE: Flujos Netos Efectivos.
- VS: Valor de Salvamento.
- n: Año.
- i: Tasa (TMAR).

En la siguiente tabla se muestra el valor obtenido.

Tabla 13.19: Resultado Cálculo VAN.

Valor Actual Neto [USD]
1.081.685,28

13.12.2 TASA INTERNA DE RETORNO (TIR).

La Tasa Interna de Retorno es, al igual que el VAN, un método de valoración de inversiones, pero se distingue de la anterior en que la misma informa sobre la rentabilidad de la inversión. Así, la TIR se define como la tasa de descuento por la cual el VAN se hace cero. A continuación se muestra la ecuación necesaria para el cálculo de la misma y el resultado obtenido.

$$P = \frac{FNE1}{(1+i)^1} + \frac{FNE2}{(1+i)^1} + \dots + \frac{FNE_{n-1}}{(1+i)^{n-1}} + \frac{FNE_n + VS}{(1+i)^n} \tag{Ec.13.16}$$

Donde:

- P: Inversión Total.
- FNE: Flujos Netos Efectivos.
- VS: Valor de Salvamento.
- n: Año.
- i: Tasa (TIR).

Tabla 13.20: Resultado Cálculo TIR.

Tasa Interna de Retorno [%]
27,45%



13.12.3 PERÍODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN (PRI)

El Período de Recuperación de la Inversión es un instrumento que permite medir el plazo de tiempo que se requiere para que los FNE de una inversión recuperen su inversión inicial. Para el cálculo del PRI se utilizó la siguiente ecuación:

PRI = a + (b-c)/d Ec. 13.17

Donde:

- a: Año Inmediato Anterior en que se Recupera la Inversión.
• b: Inversión Inicial.
• c: FNE Acumulado del Año Inmediato Anterior en el que se Recupera la Inversión.
• d: FNE del Año en el que se Recupera la Inversión.

Tabla 13.21: Resultado Cálculo PRI.

Table with 1 row and 1 column: Período de Recuperación de la Inversión [Año] 3,34

Finalmente se menciona que se redondea el periodo de recuperación de la inversión en 4 años

13.13 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Con el objetivo de analizar los factores que afectan la rentabilidad del proyecto, se procede a examinar el efecto que tiene la variación del precio de materias primas y productos sobre la TIR, teniendo en cuenta que se considera un proyecto rentable cuando esta supera a la TMAR. En primer lugar se procede a analizar lo que sucede con la burlanda húmeda y burlanda seca desgrasada, los cuales se deben de analizar de manera conjunta ya que el precio de ambos depende de la variación de la cotización del maíz, es decir que, cuando el precio maíz aumenta o desciende, lo mismo ocurre con las burlandas. A continuación se dejan las figuras en las que se puede ver como la variación de la cotización del maíz con la TIR.

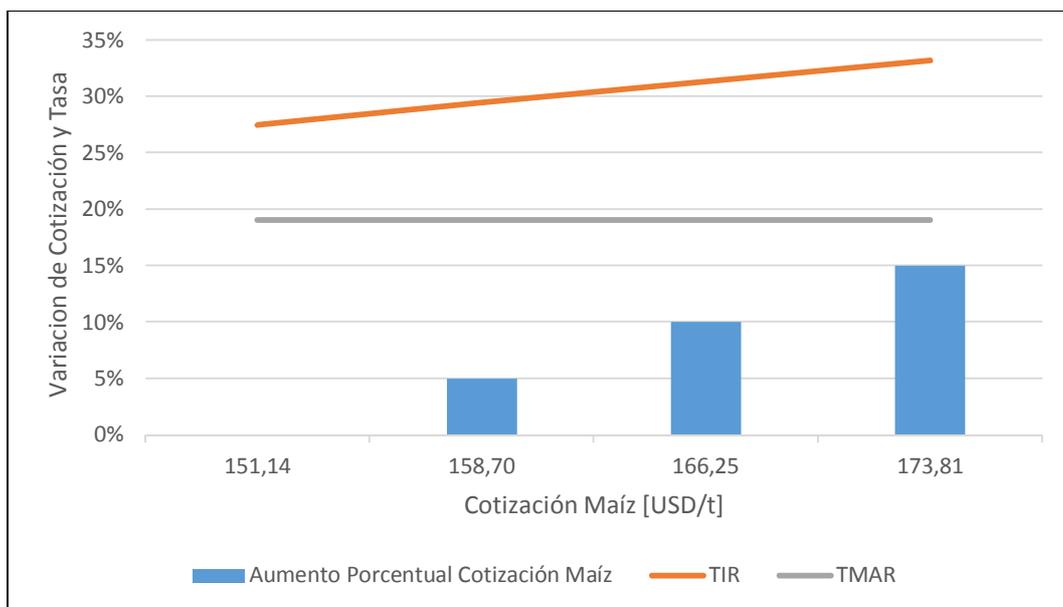


Figura 13.2: Variación de la TIR respecto al aumento porcentual de la cotización del maíz.

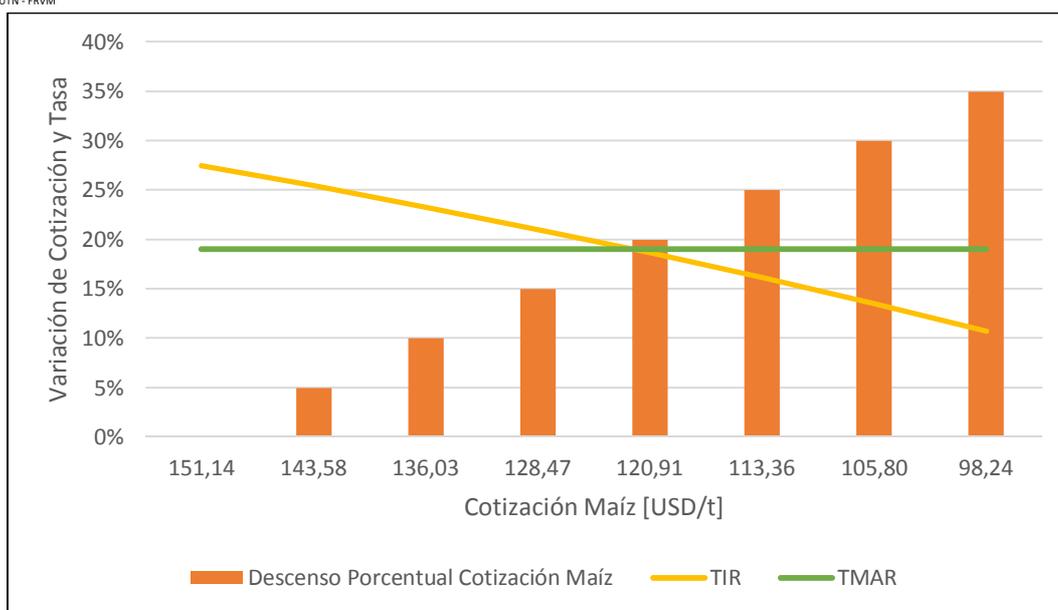


Figura 13.3: Variación de la TIR respecto al descenso porcentual de la cotización del maíz.

De las figuras anteriores se puede ver en primer lugar que la variación de la cotización del maíz tiene un mayor efecto sobre la TIR cuando la misma disminuye que cuando aumenta, lo que indica por un lado, una fuerte influencia del precio de la burlanda seca desgrasada sobre el proyecto, y por el otro, el débil efecto por parte del precio de la burlanda húmeda sobre la rentabilidad del mismo. Finalmente, la figura 13.3 muestra que el proyecto deja de ser rentable cuando la cotización del maíz cae en valores superiores a los 120,91USD/t, lo que representa una baja cercana al 20% con respecto al valor de referencia. Sin embargo, como se muestra en la figura a continuación, la variación porcentual mensual de la cotización del maíz para el periodo 2012-2016 muestra que la misma no ha caído a valores mayores del 10%, por lo que desde este punto de vista, la variación de la cotización del maíz no es un problema para el proyecto.

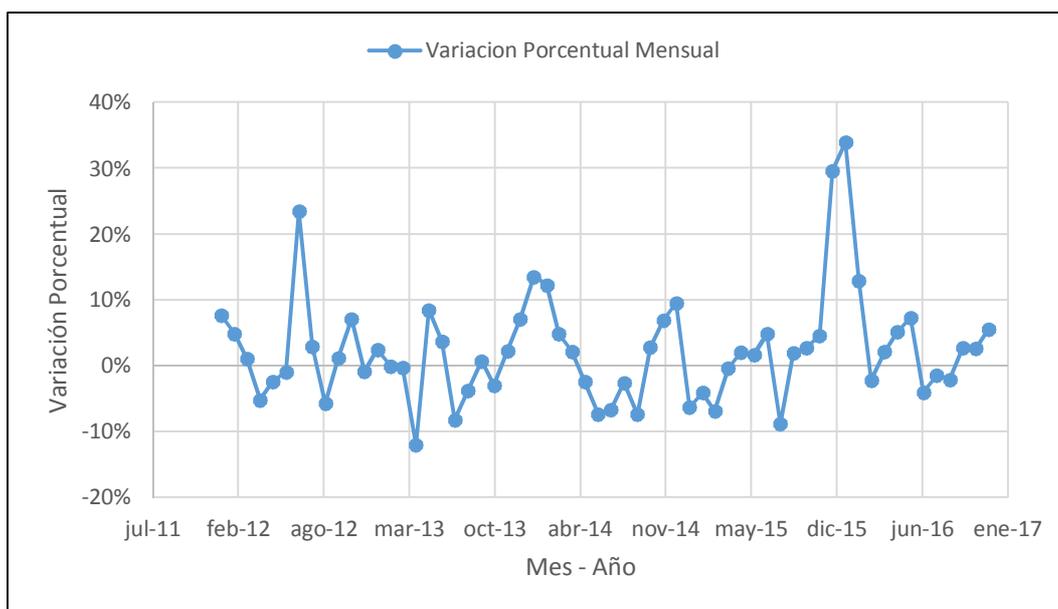


Figura 13.4: Variación porcentual mensual de la cotización del maíz en el periodo 2011-2016

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de MINAGRI.

En lo que respecta al solvente, la figura 13.5 muestra la nula influencia que tiene el aumento del precio del etanol anhidro sobre la TIR. La principal consecuencia de este hecho radica en el bajo volumen a adquirir debido al diseño de la planta que recupera 99,5% del etanol utilizado.

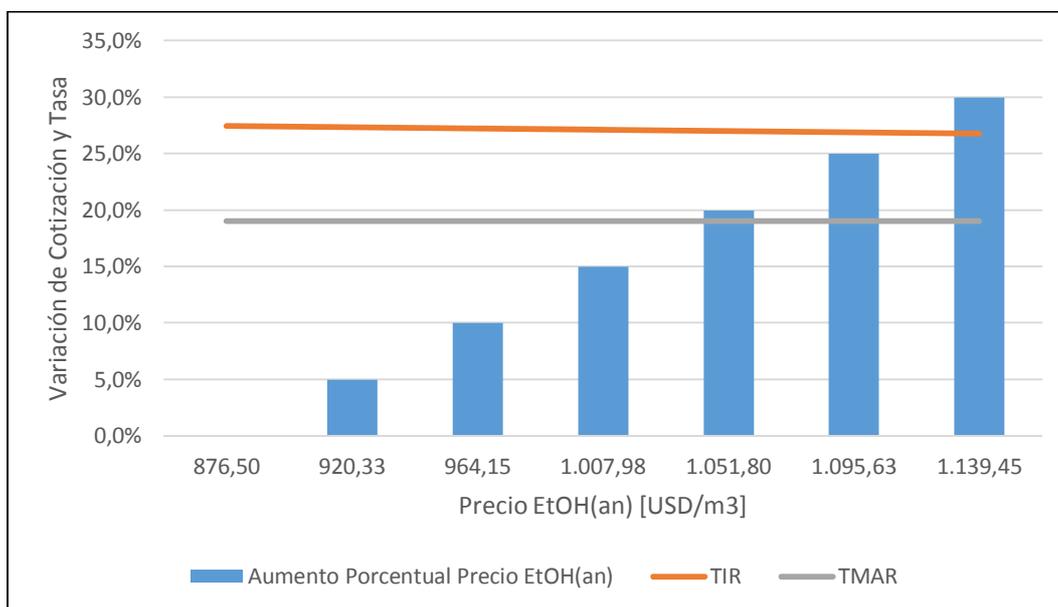


Figura 13.5: Variación de la TIR respecto al aumento porcentual de la cotización del etanol anhidro.

Finalmente se procede a presentar el impacto de la disminución del precio de aceite de maíz de destilería sobre la tasa interna de retorno.

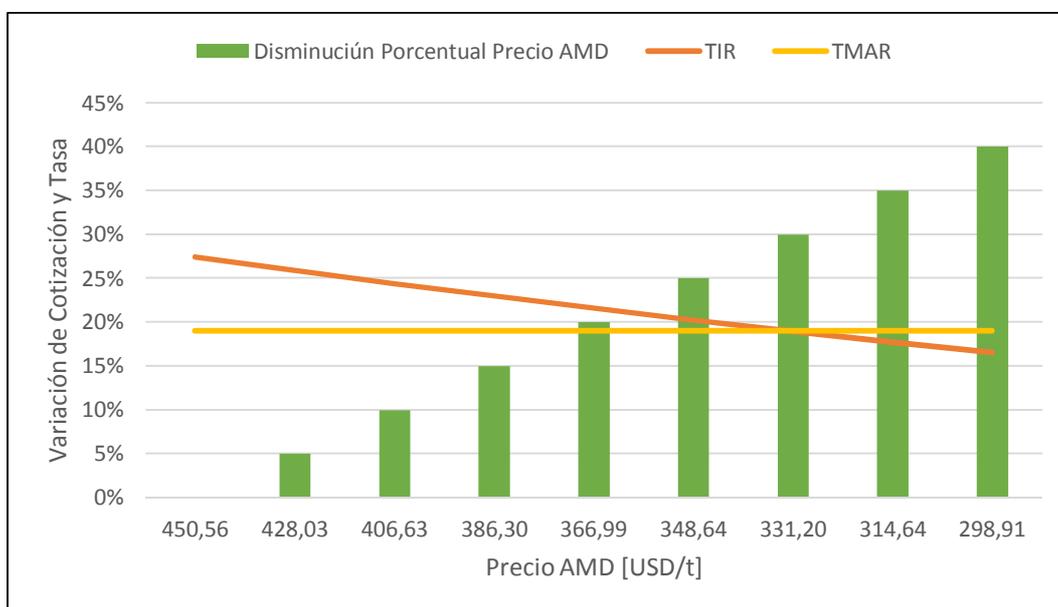


Figura 13.6: Variación de la TIR respecto al descenso porcentual de la cotización del aceite de maíz de destilería.

Como se puede notar en la figura 13.6, el proyecto pierde rentabilidad cuando el precio del aceite de maíz de destilería supera una la caída del 30% (331,20USD/t) de la cotización de referencia. Como lo muestra la figura 13.7, este valor corresponde a la máxima caída histórica del último quinquenio (2011-2016), valor que parece ser una excepción, siendo la regla variaciones que provocan descensos que se encuentran entre el 10 y 15%, por lo tanto, la variación del precio del aceite de maíz de destilería no representa una amenaza para el proyecto.

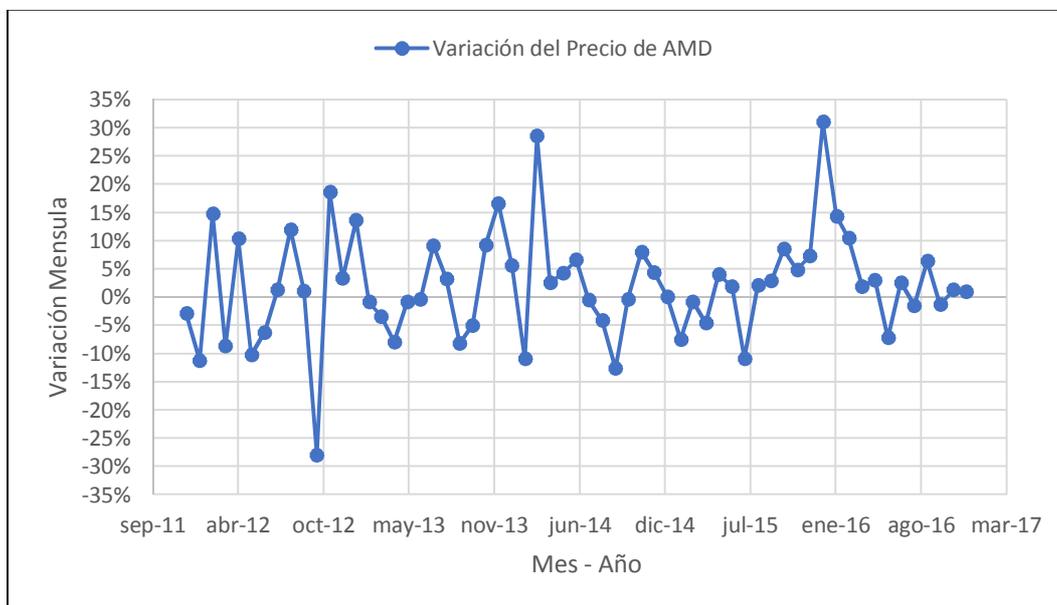


Figura 13.7: Variación porcentual mensual de la cotización de aceite de maíz de destilería en el periodo 2011-2016.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de USDA y MINAGRI.

13.14 CONCLUSIONES

Desde el punto de vista de la estructura de costos, se puede ver que los Costos Directos de Producción representan un 94,58% del total, y que el 84,77% de los mismos son generados por la compra de materia prima para la producción, lo que muestra que la mayor parte del dinero que egresa del proyecto es utilizado para la compra de recursos que producirán ingresos.

En lo que respecta a los elementos que componen la inversión, se puede notar que en primer lugar se va a invertir en la compra de activos (principalmente equipos, terreno y estructura edilicia), luego en capital de trabajo y finalmente en cuestiones que tienen que ver con el arranque de la planta como lo son: la compra de un volumen importante de solvente para el comienzo de la producción y la adquisición de zeolita para el funcionamiento de los tamices molecular, etc. Otro elemento a analizar es el punto de equilibrio, el cual muestra que el momento en el que el proyecto comienza a obtener ganancias cuando produce más de 12.93% de su capacidad productiva.

Al estudiar los ingresos por ventas, se puede notar que, por un lado, el mayor aporte lo realiza la venta de pellets de burlanda seca desgrasada, pero, también que a pesar de ser comercializadas cantidades similares de aceite de maíz de destilería y finos de burlanda seca, los primeros realizan un aporte más significativo por tratarse de un producto de alto valor agregado.

El cuadro de estado de resultados muestra que, por un lado, los Flujos Netos Efectivos alcanzan los 1.039.813,14USD anuales, pero además, se pueden relacionar los valores encontrados en los apartados Utilidad Operativa y Utilidad Después de Impuestos con



el Ingreso Total de ventas, para de esta manera obtener la Tasa de Margen de Utilidad Operativa (TMUO) y la Tasa Margen de Beneficios sobre Ventas (TMBV) como indicadores de la rentabilidad del proyecto que no toman en cuenta el valor del dinero a través del tiempo, obteniéndose valores de 30,41% y 8,91% para la primer y segunda tasa respectivamente. Debido a que estos valores se encuentran dentro del promedio aceptado en la industria se puede concluir que el proyecto es conveniente. También se analizó la rentabilidad del proyecto con indicadores que si toman en cuenta el valor del dinero a lo largo del tiempo, por lo que se realizaron los cálculos de los indicadores VAN, TIR y PRI. Así, como resultado se obtuvo un VAN positivo (1.081.685,28USD), una TIR (27,45%) superior a la TMAR (19%) y un PRI (4 años) por debajo del periodo de recuperación de inversión (10 años), lo que indica que el proyecto es rentable.

Finalmente se realizó un análisis de sensibilidad para estudiar como la variabilidad del costo de las materias primas principales (Burlanda Húmeda y Etanol Anhidro) y del precio de venta de los productos (Aceite de Maíz de Destilería, Pellets de Burlanda Seca Desgrasada y Finos de Burlanda Seca) incidirían sobre la TIR. El mismo demostró que el proyecto no es influenciado por el aumento del costo de solvente, debido a que un aumento del precio del 30% del valor de referencia (876,50USD/m³) sólo provocó un descenso del 2% de la TIR, lo que es una consecuencia directa del ahorro que genera la planta al recuperar el 99,5% del solvente utilizado. Desde el punto de vista de un descenso del precio de venta del Aceite de Maíz de Destilería se puede ver que el proyecto deja de ser rentable cuando este importe cae por debajo del 25% del valor de referencia (450,56USD/t), sin embargo, al analizar las variaciones de precios mensuales de este producto correspondiente al periodo 2011-2016 se puede ver que normalmente el monto tiene caídas cercanas al 10% y sólo una vez, se pudo ver una caída cercana al 30%, por lo que en condiciones normales, los descensos del precio del Aceite de Maíz de Destilería no representa un riesgo para la rentabilidad de la empresa. Por último, se debe de tener en cuenta que no se puede analizar de forma aislada la variación del costo de la Burlanda Húmeda y los precios de venta de Pellets de Burlanda Seca Desgrasada y Finos de Burlanda Seca ya que los valores de estos productos están relacionados a la cotización del maíz, el precio de la Burlanda Húmeda se toma como 0,3 veces la cotización del maíz, mientras que los precios de Pellets de Burlanda Seca y Finos de Burlanda Seca se toman como 1,4 veces y 0,3 veces respectivamente la cotización del grano. De esta manera, un aumento de la cotización del maíz provoca un aumento de la TIR, lo que es lógico ya que a pesar de las diferencias de volúmenes de materia prima adquirida y producto final vendido, la Burlanda Húmeda tiene un precio muy bajo, por lo que su impacto es los costos es absorbido por las ganancias que genera la venta de Pellets de Burlanda Seca a un mayor precio. Lo contrario ocurre al analizar la disminución del precio del maíz, en donde puede verse que el proyecto deja de ser rentable cuando la cotización cae a valores cercanos al 20% del precio de referencia (151,14USD/t), sin embargo, como se aprecia en la gráfica que presenta la variación mensual porcentual del precio del grano en el periodo 2011-2016, las caídas no fueron superiores al 10%, de esta manera se puede concluir que la caída normal de precios que sufre el maíz no constituye un peligro para rendimiento del proyecto.



CAPÍTULO 14: CONCLUSIONES DEL PROYECTO

14.1 INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo, se dejan las principales conclusiones del proyecto, las cuales se muestran teniendo en cuenta el análisis del mercado, el análisis del proceso y el análisis económico.

14.2 ANÁLISIS DEL MERCADO

La oferta de bioetanol se encuentra estancada debido a que no se han agregado nuevas empresas al sector, sin embargo, la combinación de la existencia de una capacidad ociosa junto al stock que posee el sector, aseguran la disponibilidad de este material para ser utilizado como solvente. Desde el punto de vista de los precios, el mercado segrega al mismo teniendo en cuenta la materia prima utilizada para la producción del alcohol, siendo el más económico el obtenido a partir de maíz.

Como resultado de la obtención de bioetanol a partir de maíz se obtienen granos de destilerías con solubles, los cuales son comercializados como burlanda húmeda o seca según su contenido final de humedad. Si bien no se conoce con exactitud la capacidad de secado de las empresas, sumado al hecho de que el sector está virando hacia un perfil exportador, aún en el peor de los escenarios se comprobó que existe la cantidad de granos de destilería para ser utilizados como materia prima para el proyecto. En lo que respecta al costo de las burlandas se debe tener en cuenta que tanto el precio la burlanda húmeda como seca son una fracción de la cotización del maíz, siendo el 0,3 y el 1,2-1,5 para la burlanda húmeda y seca respectivamente.

En lo que respecta al mercado de concentrados para la inclusión en dietas de vacas lecheras existe una amplia oferta de productos, sin embargo los pellets de burlanda seca desgrasada pueden competir en este mercado debido a la relación costo-calidad que poseen los mismos, ya que son una excelente fuente de proteínas a un costo menor de los tradicionalmente utilizados pellets y expeller de soja. Por último se menciona con el objetivo de entrar al mercado se decidió que este producto se comercialice al mismo precio de la burlanda seca con el objetivo de aprovechar su mayor inclusión en comparación a este concentrado.

Como resultado de la operación de cribado se obtienen finos de burlanda seca, los cuales se comercializan al mismo precio que la burlanda húmeda, con el objetivo de tener una amplia rotación de este subproducto.

La Argentina posee una estructura de producción de biodiesel en la cual básicamente las grandes empresas exportan la producción, mientras que las Pymes vuelcan la totalidad de la misma al mercado interno, teniendo como única materia prima al aceite crudo de soja, por lo que se está frente a un escenario oportuno en el cuál se puede introducir el aceite de maíz de destilería como opción para estas empresas, debido a que posee un menor costo e igual calidad que el aceite crudo de soja.

El aceite de maíz de destilería posee un precio menor al del aceite de soja, lo que provoca una disminución de los costos de producción de biodiesel, como se demostró al reemplazar al aceite de soja por aceite de maíz de destilería en un esquema de costos de producción de biodiesel de una Pyme modelo.

14.3 ANÁLISIS DEL PROCESO

A continuación se resumen las principales conclusiones en lo que se refiere al proceso:

- El proceso se realiza utilizando tecnologías existentes y ya probadas.
- Se utiliza un solvente biodegradable para la etapa de extracción de aceite y se tratan los efluentes generados, por lo que el proceso es considerado como amigable con el medioambiente.



- Se puede considerar al proceso de obtención de aceite de maíz de destilería como innovador ya que utiliza etanol como solvente para la lixiviación. Además introduce el uso de la tecnología de Polímeros Súper Absorbentes para la absorción del agua generada por la reacción y la utilización de Sulfato de Hierro (III) como catalizador heterogéneo lo que hace que, por un lado aumente el rendimiento de la reacción por la eliminación del agua generada, mientras que por el otro, se permite la separación de estos compuestos a través de operaciones sencillas como lo es la centrifugación.
- El proceso está diseñado de tal manera que recupera el 99,5% del solvente que utiliza, sin embargo, las pérdidas son menores al 0,5% ya que parte del solvente comprendido en ese porcentaje es utilizado como reactivo en la reacción de neutralización.

14.4 ANÁLISIS ECONÓMICO

Las principales conclusiones en el aspecto económico son:

- Si bien la estructura de costos del proyecto está compuesta gastos y costos de diferente origen, el costo directo de producción es el principal componente de dicha estructura, abarcando un 94,58% del total. Dentro de dicho apartado se debe de resaltar que los apartados relacionados con la adquisición de materias primas abarcan el 84,77% del total de los costos directos de producción, lo que significa que la mayoría del dinero que el proyecto destina a sus costos es para la compra de material para la generación de nuevos ingresos.
- En lo que respecta al análisis de la estructura de la inversión se puede ver que en primer lugar la misma está dirigida a la compra de máquinas y equipos, alcanzando el 65% del total de la inversión, mientras que el 33% y 2% restante se utilizan para el capital de trabajo y para cubrir costos de arranque de planta, lo que significa que la mayoría del dinero pedido a la entidad financiera será utilizado para la compra de activos.
- El punto de equilibrio se logra cuando la planta logra una producción del 14,03% de su capacidad productiva.
- Los pellets de burlanda seca desgrasada son el principal aporte de los ingresos por ventas, seguido por el aceite de maíz de destilería y los finos de burlanda seca.
- Del análisis del costo total unitario se tiene que el aceite de maíz de destilería es un producto de alto valor agregado, mientras que los pellets de burlanda seca poseen márgenes de contribución moderados.
- Teniendo en cuenta los valores expresados en el cuadro de resultados se analizaron dos indicadores de la rentabilidad del proyecto que no toman en cuenta el valor del dinero a través del tiempo, los cuales fueron la Tasa de Margen de Utilidad Operativa (TMUO) y la Tasa Margen de Beneficios sobre Ventas (TMBV). Los valores encontrados para la TMUO y para la TMBV fueron 30,41% y 8,91% respectivamente, pudiéndose concluir que desde este punto de vista el proyecto es rentable.
- Desde el punto de vista de los indicadores de la rentabilidad del proyecto que toman en cuenta el valor del dinero a través del tiempo (VAN TIR y PRI), se puede ver que se obtuvo un VAN positivo (1.081.685,28USD), una TIR (27,45%) superior a la TMAR (19%) y un PRI (4 años) por debajo del periodo de recuperación de inversión (10 años). Por lo que se puede concluir que desde este punto de vista el proyecto es rentable.
- El análisis de sensibilidad respecto al solvente dio como resultado que un aumento en los costos de esta materia prima no tienen efecto sobre la TIR, ya que un aumento del precio del 30% del valor de referencia (876,50USD/m³) solo provocó un descenso del 2% del indicador.



- En lo que respecta al aceite de maíz de destilería, el análisis de sensibilidad demuestra que el proyecto no pierde rentabilidad frente a las caídas normales del precio actual, ya que, para que el proyecto deje de ser rentable el precio debe de descender un 25% del valor de referencia (450,56USD/t) y según se pudo concluir del análisis de la variación porcentual mensual de la cotización de este producto en el periodo 2011-2016, los descensos normalmente rondan el 10%.
- Los precios de la burlanda húmeda, pellets de burlanda seca desgrasada y finos de burlanda seca se calculan en relación a la cotización del maíz. Así el precio de la burlanda húmeda y finos de burlanda seca se toman como 0,3 veces la cotización del maíz, mientras que los pellets de burlanda seca desgrasada como 1,4 veces el precio del grano.
- El análisis de sensibilidad muestra que un aumento de la cotización del maíz favorece al proyecto debido a que si bien aumentan tanto el costo de la burlanda húmeda (materia prima) aumenta el precio de venta de los pellets de burlanda seca y teniendo en cuenta que es mayor la relación de precio de los segundos respecto al maíz que los primeros (1,4 vs 0,3), los aumentos en los costos directos de producción son fácilmente absorbidos por el aumento de los ingresos por ventas.
- En lo que se refiere a la disminución de la cotización del maíz el proyecto no pierde rentabilidad frente a los descensos normales de la cotización del maíz, ya que, el análisis de sensibilidad revela que el proyecto deja de ser rentable cuando el precio del grano cae por debajo del 20% del precio de referencia (151,14USD/t), sin embargo, el análisis de la variación porcentual mensual de la cotización del maíz en el periodo 2011-2016 muestra que las caídas no superaron el 10%.



ANEXO I: ABREVIATURAS

A-I 1 SECADOR ROTATIVO

A-I 1.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁSICAS

- **A1:** Aire Seco.
- **A2:** Aire Húmedo
- **BH:** Burlanda Húmeda
- **BS:** Burlanda Seca.
- **W:** Fracción de Agua.
- **M:** Fracción de Sólidos.
- **p:** Fracción de Proteína Cruda expresado en Base Seca de Burlanda.
- **f:** Fracción de Grasa Cruda expresado en Base Seca de Burlanda.
- **c:** Fracción de Carbohidratos expresado en Base Seca de Burlanda.
- **cz:** Fracción de Cenizas expresado en Base Seca de Burlanda.
- **fi:** Fracción de Fibra expresado en Base Seca de Burlanda.
- **P:** Fracción de Proteína Cruda en Base a la Corriente.
- **F:** Fracción de Grasa Cruda en Base a la Corriente.
- **C:** Fracción de Carbohidratos en Base a la Corriente.
- **CZ:** Fracción de Cenizas en Base a la Corriente.
- **FI:** Fracción de Fibra en Base a la Corriente.

A-I 1.2 TEMPERATURAS Y CALORES ESPECÍFICOS

- **TA1:** Temperatura de entrada de aire seco.
- **TA2:** Temperatura de salida de aire húmedo
- **TBH:** Temperatura de Burlanda Húmeda.
- **TBS:** Temperatura de Burlanda Seca.
- **Cp:** Calor Específico.
- **CpH2OTBH:** Calor Específico del Agua a Temperatura de BH.
- **CpH2OTBS:** Calor Específico del Agua a Temperatura de BS.
- **CPs:** Calor Especifico del Solido.

A-I 1.3 DENSIDADES, RELACIONES Y OTROS

- **DAIRE:** Densidad del Aire.
- **WM:** Humedad Absoluta de Material o Relación Másica Agua – Material Seco.
- **HR:** Humedad Relativa Ambiente.
- **H:** Entalpía
- **Ss:** Masa de Sólidos Secos.
- **As:** Masa de Aire Seco.
- **QP:** Calor Perdido en el Equipo.

A-I 2 ZARANDA VIBRATORIA

A-I 2.1 CORRIENTES Y OTROS

- **RT1:** Rechazo Tamiz 1 (Rango Malla ASTM: 6 - 35)
- **CT1:** Cernido Tamiz 1 (Rango Malla ASTM: 60 - Colector)
- **FBS:** Fracción de Burlanda Seca.

A-I 3 EXPANDER

A-I 3.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁSICAS

- **BS2:** Flakes de Burlanda Seca.
- **VSE:** Vapor de Servicio.
- **BS3:** Collets de Burlanda Seca.
- **W:** Agua.
- **M:** Componente de Corriente en Base Seca.



A-I 3.2 TEMPERATURAS

- **TREF:** Temperatura de Referencia.
- **TBS2:** Temperatura de Flakes de Burlanda Seca.

A-I 3.3 VAPOR

- **PV:** Presión de Vapor
- **HV:** Entalpía de Vapor

A-I 3.4 RELACIONES Y OTROS

- **RVS:** Relación Másica Vapor (kg) - Sólidos de Entrada (t).
- **PUPE:** Porcentaje Utilizado de la Potencia del Equipo.
- **PE:** Potencia del Equipo.
- **QE:** Energía total en el Expansor.
- **QBS2:** Energía contenida en BS2.
- **QV:** Energía contenida en el Vapor.
- **QEM:** Energía Mecánica.

A-I 4 SECADOR DE BANDA

A-I 4.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁNICAS

- **BS:** Burlanda Seca.
- **A:** Aire.
- **W:** Fracción de Agua en Componente.
- **M:** Fracción de Material en Base Seca de Componente.

A-I 4.2 TEMPERATURAS Y OTROS

- **TBS:** Temperatura de Burlanda Seca
- **TBA:** Temperatura de Aire.
- **WM:** Humedad Absoluta de Material
- **Ss:** Masa de Sólidos Secos.
- **As:** Masa de Aire Seco.

A-I 5 EXTRACTOR ROTOCEL

A-I 5.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁNICAS

- **BS4:** Burlanda Seca Extrusada
- **S4:** Solvente, Etanol Anhidro
- **BS5:** Refinado
- **M1:** Micela
- **X:** Fracción de Aceite.
- **W:** Fracción de Agua.
- **Y:** Fracción de Etanol.
- **Z:** Fracción de Sólidos Insolubles o Inertes.

A-I 5.2 RELACIONES

- **IR:** Índice de Retención.
- **RSS:** Relación Másica Sólido – Solvente.
- **SA:** Solución Adherida [kg (Solvente + Aceite)/kg Resto Insoluble].
- **Rend:** Rendimiento.

A-I 6 INTERCAMBIADOR DE CALOR E-0202

A-I 6.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁNICAS

- **M:** Micela.
- **S:** Solvente.
- **X:** Fracción de Aceite.
- **W:** Fracción de Agua.



- **Y:** Fracción de Etanol.
- **xl:** Fracción de Ácido Linoleico en Base a Aceite.
- **xo:** Fracción de Ácido Oleico en Base a Aceite.
- **xp:** Fracción de Ácido Palmítico en Base a Aceite.
- **xe:** Fracción de Ácido Esteárico en Base a Aceite.
- **xln:** Fracción de Ácido Linolénico en Base a Aceite.
- **XI:** Fracción de Ácido Linoleico en Base Corriente.
- **Xo:** Fracción de Ácido Oleico en Base Corriente.
- **Xp:** Fracción de Ácido Palmítico en Base Corriente.
- **Xe:** Fracción de Ácido Esteárico en Base Corriente.
- **Xln:** Fracción de Ácido Linolénico en Base Corriente.

A-I 6.2 TEMPERATURAS Y OTROS

- **TM:** Temperatura de Micela.
- **TS:** Temperatura Solvente.
- **QI1:** Energía Intercambiada en Equipo E-0202.
- **P:** Presión.

A-I 7 INTERCAMBIADOR DE CALOR E-0203

A-I 7.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁNICAS

- **S:** Solvente.
- **VS:** Vapor de Servicio.
- **AS:** Agua de Servicio.
- **W:** Fracción de Agua.
- **Y:** Fracción de Etanol.

A-I 7.2 VAPOR

- **Hvs:** Entalpía de Vapor Saturado.
- **Hls:** Entalpía de Líquido Saturado.
- **PVS:** Presión de Vapor de Servicio.
- **TVS:** Temperatura de Vapor de Servicio.

A-I 7.3 TEMPERATURAS, OTROS Y SIFIJOS

- **TS:** Temperatura Solvente.
- **TAS:** Temperatura de Agua de Servicio
- **QI2:** Energía Necesaria a Suministrar al Equipo E-0203.
- **c:** Fluido Caliente.

A-I 8 SISTEMA DESOLVENTIZADOR

A-I 8.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁNICAS

- **BS6:** Burlanda Seca que Entra al equipo.
- **BS7:** Burlanda Seca Desgrasada Desolventizada.
- **SHD:** Solvente Hidratado Condensado que Sale del Desolventizador.
- **X:** Fracción de Aceite.
- **Y:** Fracción de Etanol.
- **W:** Fracción de Agua .
- **Z:** Fracción de Sólidos Inertes.

A-I 9 BLOQUE 1: SEPARACIÓN DE ETANOL DE MICELA

A-I 9.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁNICAS

- **M:** Micela.
- **L:** Fase Rica en Etanol.
- **P:** Fase Rica en Aceite.
- **F:** Fosfolípidos y Ceras Hidratadas.



- **SHEV21:** Solvente Hidratado Saliente del Evaporador 2.
- **VS:** Vapor de Servicio.
- **AS:** Agua de Servicio.
- **X:** Fracción de Aceite
- **W:** Fracción de Agua
- **Y:** Fracción de Etanol
- **Z:** Fracción de Sólidos
- **Ux:** Fracción de Ceras en Base al Aceite.
- **Gx:** Fracción de Fosfolípidos en Base al Aceite.
- **Vx:** Fracción de Resto de Aceite en Base al Aceite.
- **GP:** Fracción de Fosfolípidos en Base a P.
- **UP:** Fracción de Ceras en Base a P.
- **VP:** Fracción del Resto de Aceite en Base a P.
- **xl:** Fracción de Ácido Linoleico en Base a Aceite.
- **xo:** Fracción de Ácido Oleico en Base a Aceite.
- **xp:** Fracción de Ácido Palmítico en Base a Aceite.
- **xe:** Fracción de Ácido Esteárico en Base a Aceite.
- **xln:** Fracción de Ácido Linolénico en Base a Aceite.
- **XI:** Fracción de Ácido Linoleico en Base Corriente.
- **Xo:** Fracción de Ácido Oleico en Base Corriente.
- **Xp:** Fracción de Ácido Palmítico en Base Corriente.
- **Xe:** Fracción de Ácido Esteárico en Base Corriente.
- **Xln:** Fracción de Ácido Linolénico en Base Corriente

A-I 9.2 TEMPERATURAS, CALORES ESPECÍFICOS Y PRESIONES

- **TAS:** Temperatura de Agua de Servicio.
- **TP:** Temperatura Corriente P.
- **TSHEV21:** Temperatura Etanol Hidratado que sale del EV2.
- **CpH2O:** Calor Especifico del Agua.
- **PP:** Presión de corriente P.
- **PSHEV2:** Presión de Corriente SHEV2.

A-I 9.3 VAPOR

- **Hvs:** Entalpía de Vapor Saturado.
- **Hls:** Entalpía de Líquido Saturado.
- **PVS:** Presión de Vapor de Servicio.
- **TVS:** Temperatura de Vapor de Servicio.

A-I 9.4 RELACIONES Y SUFIJOS

- **REA:** Relación Másica Etanol – Solución Alcohólica.
- **f:** Fluido Frío.
- **c:** Fluido Caliente.
- **eq:** Equilibrio.
- **ex:** Exceso.

A-I 10 BLOQUE 2: SISTEMA DE ANHIDRACIÓN DE ETANOL

A-I 10.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁNICAS

- **SH:** Solvente Hidratado
- **SHD:** Solvente Hidratado proveniente de Desolventizador.
- **SHEV21:** Solvente Hidratado Proveniente de EV2
- **SHEV22:** Solvente Hidratado a Presión de Proceso.
- **PTM1:** Producto del Tamiz de Deshidratación.
- **S:** Solvente Anhidro.
- **D:** Solvente Anhidro Recirculado para la Regeneración.



- **SR:** Solvente Anhidro a Recirculación.
- **SHTM2:** Solvente Hidratado saliente del Tamiz de Regeneración.
- **SHR:** Solvente Hidratado Saliente de la Torre de Rectificación.
- **FR:** Fondos de la Torre de Rectificación.
- **AS:** Agua de Servicio.
- **VS:** Vapor de Servicio.
- **Y:** Fracción de Etanol.
- **W:** Fracción de Agua.

A-I 10.2 TEMPERATURAS Y PRESIONES

- **TSH:** Temperatura de Etanol Hidratado.
- **TSHD:** Temperatura de Etanol Hidratado Saliente del Desolventizador.
- **TSHEV21:** Temperatura de Etanol Hidratado Saliente del EV2.
- **TAS:** Temperatura de Agua de Servicio.
- **PSH:** Presión de las Corrientes de Etanol Hidratado.

A-I 10.3 VAPOR

- **Hvs:** Entalpía de Vapor Saturado.
- **Hls:** Entalpía de Líquido Saturado.
- **PVS:** Presión de Vapor de Servicio.
- **TVS:** Temperatura de Vapor de Servicio.

A-I 10.4 CALOR ESPECÍFICO, RELACIONES Y SUFIJOS

- **CpH2O:** Calor Especifico del Agua.
- **Rec:** Relación de Recirculación de Etanol Anhidro.
- **ReEV1:** Relación de Evaporación.
- **f:** Fluido Frío.
- **c:** Fluido Caliente.

A-I 11 REACCIÓN DE NEUTRALIZACIÓN, REACTOR

A-I 11.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁSICAS

- **P6:** Aceite desgomado que sale de Tanque Pulmón.
- **Fe:** Catalizador $Fe_3(SO_4)_2$
- **Ab:** Absorbente, Polímero Súper Adsorbente (SAP).
- **P7:** Aceite Neutralizado con catalizador y Adsorbente.
- **X:** Fracción de Aceite.
- **Y:** Fracción de Etanol.
- **W:** Fracción de Agua.
- **O:** Fracción de Ácidos Grasos Libres en Base a la Corriente P.
- **Ox:** Fracción de Ácidos Grasos Libres (AGL) en Base al Aceite.
- **R:** Fracción de Resto de Aceite que No Participa en la Reacción (RANPR).
- **Rx:** Fracción de Resto de Componentes Inertes en Aceite.
- **Xf:** Fracción de Fracción de Fatty Acid Ethyl Ester (FAAE) en Aceite.
- **WR:** Fracción de Agua Generada por la Reacción.
- **C:** Fracción de Catalizador.
- **P:** Fracción de SAP.

A-I 11.2 PESOS MOLECULARES, RELACIONES Y SUFIJOS

- **PMAGL:** Peso Molecular de AGL, (Ácido Oleico).
- **PMEt:** Peso Molecular de Etanol.
- **PMFAAE:** Peso Molecular de FAEE.
- **PMH2O:** Peso Molecular de Agua.
- **AGAS:** Agua Generada Absorbida por SAP.
- **RAB:** Relación Másica Absorbente - Caudal de Entrada.



- **RFE:** Relación Másica Catalizador - Caudal de Entrada.
- **XA:** Conversión.
- **m:** Fracción molar.
- **i:** Entrada.
- **o:** Salida.

A-I 12 CENTRIFUGA DECANTER

A-I 12.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁSICAS

- **P7:** Aceite Neutralizado con catalizador y Adsorbente
- **P8:** Aceite Neutralizado y Desolventizado
- **RS:** Lodo: Mezcla de Catalizador, Absorbente y Aceite.
- **X:** Fracción de Aceite
- **Y:** Fracción de Etanol
- **W:** Fracción de Agua
- **C:** Fracción de Catalizador
- **PH:** Fracción de SAP Hidratado.

A-I 13 MEZCLADOR 2

A-I 13.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁSICAS

- **RS:** Lodo: Mezcla de Catalizador, Absorbente y Aceite.
- **F:** Fosfolípidos y Ceras Hidratadas
- **X:** Fracción de Aceite
- **W:** Fracción de Agua.
- **C:** Fracción de Catalizador.
- **P:** Fracción de SAP.
- **U:** Fracción de Ceras.
- **G:** Fracción de Fosfolípidos.

A-I 14 INCINERADOR PIROLÍTICO

A-I 14.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁSICAS

- **RS1:** Mezcla de Lodos, Fosfolípidos y Ceras Hidratadas.
- **H:** Humos Lavados
- **E:** Escoria (Mezcla de cenizas y catalizador)
- **X:** Fracción de Aceite
- **W:** Fracción de Agua.
- **C:** Fracción de Catalizador.
- **P:** Fracción de SAP.

A-I 15 TAMIZ VERTICAL CIRCULAR

A-I 15.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁSICAS

- **E:** Escoria (Mezcla de cenizas y catalizador)
- **RT21:** Rechazo primer piso (cenizas).
- **CT21:** Cernido de Primer Piso (Cenizas + Catalizador)
- **RT22:** Rechazo Segundo Piso (Catalizador).
- **CT22:** Cernido de Segundo Piso (Cenizas)
- **CR:** Catalizador Recuperado.
- **Cnz:** Cenizas.

A-I 16 MEZCLADOR 1

A-I 16.1 CORRIENTES Y FRACCIONES MÁSICAS

- **SR:** Etanol Anhidro a Recircular
- **S1:** Etanol Anhidro Fresco.
- **S2:** Etanol Anhidro Hacia Extractor Rotocel
- **Y:** Etanol.
- **W:** Agua.

Tabla A1: Nombre de equipos según codificación y otros.

Equipo	Código	Otros Nombres
Secador Rotatorio	E-0101	SR
Celda de Acopio de Burlanda Seca	SL-0101	CABS
Zaranda Vibratoria	S-0201	T1 o Z
Celda de Acopio de Burlanda Seca Desgrasada y Cernidos de Burlanda Seca	SL-0702	-
Expander	A-0201	EXP
Secador de Banda	A-0202	SB o ENF
Extractor Rotocel	A-0203	ER o EXT
Tanque de Almacenamiento y Recibo de Etanol Anhidro Fresco	T-0602A/B	-
Intercambiador de Calor Doble Tubo	E-0202	INT 1
Intercambiador de Calor Casco y Tubo	E-0203	INT 2
Sistema Desolventizador (Secador Vertical + Condensador)	A-0204	DZR
Centrifuga de Discos	S-0202	CDI
Centrifuga Tubular	S-0203	CTU
Intercambiador de Placas	E-0204	INT 3
Evaporador Vertical de Tubos Largos	E-0205	INT 4 o EV2
Intercambiador de Placas	E-0206A/B	INT 5
Tanque Pulmón	T-0201	TP
Celda de Acopio de Almacenamiento de Catalizador y Absorbente	SL-0603	-

Tabla A1 (Continuación): Nombre de equipos según codificación y otros

Equipo	Código	Otros Nombres
Sistema de Reactores	R-0401A/B y R-0402A/B	R
Centrifuga Decanter	S-0404	CDR
Intercambiador de Placas	E-0407A/B	INT 6
Tanque de Almacenamiento de Aceite	T-0704	-
Incinerador Piroclítico Horizontal	A-0405	IPH
Tamiz Vibratorio Circular	S-0402	T2
Celda de Acopio de Almacenamiento de Cenizas	SL-0804	SAC
Intercambiador de Calor Casco y Tubo	E-0308	INT 7
Intercambiador de Calor Casco y Tubo	E-0309	INT 8
Tamiz Molecular 1	T-0301A/B	TAD o TM1
Tamiz Molecular 2	T-0302A/B	TAD o TM2
Intercambiador de Calor Casco y Tubo	E-0310	INT 9
Torre Rectificadora	T-0303	TR
Intercambiador de Calor Casco y Tubo	E-0311	INT 10
Tanque de Almacenamiento de Etanol Anhidro	T-0603A/B	TAE
Caldera Humutubular	SG-0101	CHT
Torre de Enfriamiento	CT-0301	TENF
Compresor 1	-	Co1
Compresor 2	-	Co2



ANEXO II: DATOS Y CÁLCULOS DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

A-II 1 INTRODUCCIÓN

Se debe de aclarar que en el presente anexo se enumeran tablas y figuras, pero no las ecuaciones debido a que el objetivo del mismo es mostrar aquellas que se utilizaron para la resolución de los distintos balances de masas y energías, por lo que enumerar a cada una resultaría engorroso e inútil para el propósito de este anexo.

A-II 2 SECADOR ROTATORIO

A-II 2.1 DATOS

Tabla AII-1: Datos Secador Rotatorio

Corriente	Caudal [kg/h]
BH	20.000,00
Densidad [kg/m ³]	
DAIRE	1,205
Fracciones p/p	
WBH	0,6500
MBH	0,3500
WBS1	0,1100
MBS1	0,8900
Calores Específicos [J/kg*°C]	
CpH2OTBH	4.185,00
CpH2OTBS1	4.286,00
Temperaturas [°C]	
TA1	538,00
TA2	149,00
TBH	25,00
TBS1	139,00
TA	25,00
Aire Ambiente	
HR [%]	50,00

Tabla AII.2: Composición de Burlanda Seca Expresada en % p/p en Base Seca

Componente	Fracciones p/p
Proteína Cruda (p)	0,2547
Grasa Cruda (f)	0,1166
Carbohidratos (c)	0,1865
Cenizas (cz)	0,0577
Fibra (fi)	0,3845

Ecuación para calcular el calor específico del sólido

$$CpS = (4,180*W + 1,711*P + 1,128*F + 1,547*C + 0,908*CZ)*1000$$

A-II 2.2 CÁLCULOS

Calores Específicos de Sólidos

Burlanda Húmeda (CpBH)

W = WBH

0,65 kg W/kg BH



$P = p^*(1 - WBH)$	0,09	kg p/kg BH
$F = f^*(1 - WBH)$	0,04	kg f/kg BH
$C = c^*(1 - WBH)$	0,07	kg c/kg BH
$CZ = cz^*(1 - WBH)$	0,02	kg cz/kg BH
$FI = fi * (1 - WBH)$	0,13	kg fi/kg BH
$CpBH$	3.034,89	J/(kg*°C)
Burlanda Seca (CpBS1)		
$W = WBS1$	0,11	kg W/kg BS1
$P = p^*(1 - WBS1)$	0,23	kg p/kg BS1
$F = f^*(1 - WBS1)$	0,10	kg f/kg BS1
$C = c^*(1 - WBS1)$	0,17	kg c/kg BS1
$Cz = cz^*(1 - WBS1)$	0,05	kg cz/kg BS1
$FI = fi * (1 - WBS1)$	0,34	kg fi/kg BS1
$CpBS1$	1.268,15	J/(kg*°C)

Corriente BH

$WMBH = WBH/MBH$	1,8571	kg Agua/kg Solido Seco
$HBH = CpBH*TBH + WMBH*CpH2OTBH*TBH$	270.175,89	J/kg
$Ss = BH*MBH$	7.000,00	kg/h

Corriente BS1

$WMBS1 = WBS1/MBS1$	0,1236	kg Agua/kg Solido Seco
$HBS1 = CpBS1*TBS1 + WMBS1*CpH2OTBS1*TBS1$	249.905,46	J/kg

Corriente A1

$WMA1$	0,00	kg Agua/kg Solido Seco
$HA1 = (1005 + 1884*WMA1)*TA1 + 2502300*WMA1$	540.690,00	J/kg

Calor Perdido

$QP = 0,15*HA1*A1s$

Balance de Masa

$Ss*WMBH + A1s*WMA1 = Ss*WMBS1 + A1s*WMA2$

Balance de Entalpía en Secador

$Ss*HBH + A1s*HA1 = Ss*HBS1 + A1s*HA2 + QP*A1s$

Entalpía en A2

$HA2 = (1005 + 1884*WMA2)*TA2 + 2502300*WMA2$

Comino Ecuaciones y Resuelvo en Mathcad

Dado

$$Ss \cdot WMBH + A1s \cdot WMA1 = Ss \cdot WMBS1 + A1s \cdot WMA2$$

$$Ss \cdot HBH + A1s \cdot HA1 = Ss \cdot HBS1 + A1s \cdot HA2$$

$$HA2 = (1005 + 1884 \cdot WMA2) \cdot TA2 + 2502300 \cdot WMA2$$

$$\text{Find}(WMA2, HA2, A1s) \rightarrow \begin{pmatrix} 0.14106801905619936728 \\ 542339.55412170773834 \\ 471178.9944432411618 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0.14 \\ 542339.55 \\ 471178.99 \end{pmatrix}$$

Figura All.1: Resolución de Ecuaciones en Mathcad

WMA2
HA2

0,14 kg Agua/kg Aire Seco
542.339,55 J/kg



A1s 471.178,99 kg/h

Corriente A1

A1 = A1s*WMAS + A1s 471.178,99 kg/h

WA1 = (A1s*WMA1S)/A1 0,00 kg Agua/kg A1

MA1 + WA1 = 1

MA1 = 1 -WA1 1,00 kg Ss/kg A1

Balance de Masa

BH*MBH = BS1*MBS1

BS1 = (BH*MBH)/MBS1 7.865,17 kg/h

Balance General

A1 + BH = BS1 + A2

A2 = A1 + BH - BS1 483.313,82 kg/h

Corriente A2

Balance de Agua

A1*WA1 + BH*WBH = A2*WA2 + BS1*WBS1

A2*WA2 = A1*WA1 + BH*WBH - BS1*WBS1 12.134,83 kg/h

Fracciones

WA2 = (A2*WA2)/A2 0,025 kg Agua/kg A2

MA2 + WA2 = 1

MA2 = 1 - WA2 0,975 kg Ss/kg A2

A-II 3 ZARANDA VIBRATORIA

A-II 3.1 DATOS

Tabla AII.3 Caudal de Entrada

Nombre	Caudal [kg/h]
BS1	4.318,43

Tabla AII.4 Análisis de Tamizado de Burlanda Seca

Corriente BS1			
Malla ASTM	Tamaño de Malla [mm]	Fracción p/p	Caudal [kg/h]
6	3,350	0,000	0,00
8	2,380	0,048	207,28
12	1,680	0,077	332,52
18	1,000	0,315	1.360,31
35	0,500	0,432	1.865,56
60	0,250	0,0985	425,37
100	0,149	0,0198	85,50
Colector	-	0,0097	41,89

A-II 3.2 CÁLCULOS

Balance T1

RT1 = \sum FBS1*BS1 (malla 6 - 35) 3.765,67kg/h

CT1 = \sum FBS1*BS1 (malla 60 - Colector) 552,76kg/h



A-II 4 EXPANDER

A-II 4.1 DATOS

Tabla All. 5 Datos Varios para Balance de Masa en Expander

Corriente	Caudal [kg/h]
BS2	3.765,67
Fracciones p/p	
WBS2	0,1100
MBS2	0,8900
Relaciones p/p	
RVS [kg vapor/t solido]	27,00
Vapor	
PV [bar]	5,00
Hv [kJ/kg]	2.746,88
HI [kJ/kg]	641,39
TV [°C]	151,90
Otros	
PUPE [%]	75,00
PE [kW]	55,00
Temperaturas [°C]	
TREF	0,00
TBS2	25,00

Tabla All.6: Composición de Burlanda Seca Expresada en % p/p en Base Seca

Componente	Fracción p/p
Proteína Cruda (p)	0,2547
Grasa Cruda (f)	0,1166
Carbohidratos (c)	0,1865
Cenizas (a)	0,0577
Fibra (fi)	0,3845

Ecuación para calcular el calor específico del solido

$$CpS = (4,180*W + 1,711*P + 1,128*F + 1,547*C + 0,908*A)$$

A-II 4.2 CÁLCULOS

Calor Especifico de BS2

Cálculo de Calor Especifico

W = WBS2	0,11 kg W/kg BS2
P = p*(1 - WB2)	0,23 kg p/kg BS2
F = f*(1 - WB2)	0,10 kg f/kg BS2
C = c*(1 - WB2)	0,17 kg c/kg BS2
A = a*(1 - WB2)	0,05 kg cz/kg BS2
FI = fi * (1 - WBS2)	0,34 kg fi/kg BS2
CPBS2	1,27 kJ/(kg*°C)

Balance de Agua

VSE = BS2*(RVS/1000)	101,67 kg/h
BS2*WBS2 + VSE = BS3*WBS3	515,90 kg/h

Balance General

BS2 + VSE = BS3	3.867,34 kg/h
-----------------	---------------

Corriente BS3



$WBS3 = (BS3 \cdot WBS3) / BS3$	0,13 kg W/kg BS3
$MBS3 + WBS3 = 1$	
$MBS3 = 1 - WBS3$	0,87 kg M/kg BS3
$CPBS3$	
$P = p \cdot (1 - WBS3)$	0,22 kg p/kg BS2
$F = f \cdot (1 - WBS3)$	0,10 kg f/kg BS2
$C = c \cdot (1 - WBS3)$	0,16 kg c/kg BS2
$A = a \cdot (1 - WBS3)$	0,05 kg cz/kg BS2
$FI = fi \cdot (1 - WBS3)$	0,33 kg fi/kg BS2
$CPBS3$	1,34 kJ/(kg ^o C)
Balance de Energía Para Expansor	
$QBS2 + QVSE + QEM = QBS3$	489.164,73 kJ/h
Energía en BS2	
$QBS2 = BS2 \cdot CPBS2 \cdot (TBS2 - TREF)$	126.592,77 kJ/h
Energía en VSE	
$QVSE = VSE \cdot (Hv - HI)$	214.071,96 kJ/h
Energía Mecánica	
$QEM = (PUPE/100) \cdot PE \cdot 3600$	148.500,00 kJ/h
Temperatura de Salida de TBS3	
$QE = BS3 \cdot CPBS3 \cdot (TBS3 - TREF)$	
$TBS3 = QE / (BS3 \cdot CPBS3)$	94,06 °C

A-II 5 SECADOR DE BANDA

A-II 5.1 DATOS

Tabla AII.7: Datos para el balance de masa de Secador de Banda

Corriente	Caudal [kg/h]
BS3	3.867,34
Fracciones p/p	
WBS3	0,1334
MBS3	0,8666
WBS4	0,1100
MBS4	0,8900
Temperaturas [°C]	
TBS3	94,06
TBS4	73,00
TA3	90,00
Humedad Absoluta [kg Agua/kg Material Seco]	
WMA3	0,01

El Aire de Salida de la Etapa de Secado Sale Saturado de Humedad

A-II 5.2 CÁLCULOS

Corriente A3

WMA3	0,010 kg W/kg As
$A3 \cdot WA3 = As \cdot WMA3$	26,76 kg/h
$A3 = As + As \cdot WMA3$	2.702,36 kg/h

Corriente A4



Las condiciones del Aire se obtienen de la Carta Psicométrica

TA4	40 °C
WMA4	0,048 kg W/kg As
$A4*WA4 = As3*WMA4$	128,43 kg/h
$A4 = As3 + A4*WA4$	2.804,04 kg/h

Corriente BS3

Humedad Absoluta

$WMBS3 = WBS3/MBS3$ 0,1539 kg W/kg Ss

Sólidos Secos

$Ss = BS3*MBS3$ 3.351,45 kg

Corriente BS4

Humedad Absoluta

$WMBS4 = WBS4/MBS4$ 0,1236 kg W/kg Ss

Balance de Humedad

$Ss*WMBS3 + As*WMA3 = Ss*WMBS4 + As*WMA4$

$As = [Ss*(WMBS3 - WMBS4)]/(WMA4 - WMA3)$ 2.675,61 kg As/h

Balance de Masa

Sólidos Secos

$BS3*MBS3 = BS4*MBS4$

$BS31 = (BS3*MB4)/MBS4$ 3.765,67 kg/h

A-II 6 EXTRACTORROTOCEL

A-II 6.1 DATOS

Tabla AII.8: Datos para el cálculo del balance de masa de lixiviación

Nombre	Caudal [kg/h]
BS4	3.765,67
Fracción p/p	
Nombre	Valor
XBS4	0,1060
WBS4	0,1100
ZBS4	0,7840
WM1	0,0230
YS4	0,9950
WS4	0,0050
Relaciones	
Nombre	Valor
RSS	1,7000
IR	0,4491
Rend	0,9500

A-II 6.2 CÁLCULOS

Solución Adherida

$SA = (BS4*ZBS4)*IR$ 1.312,00 kg/h

Solvente

$S4 = (BS4/RSS)$ 2.215,10 kg/h

Corriente BS5

$ABS5 = BS5*XBS5 = (BS4*XBS4)*[1-(Rend)]$ 19,96 kg/h

$EBS5 = BS5*YBS5 = SA - BS5*XBS5$ 1.292,05 kg/h



$$SBS5 = BS5 \cdot ZBS5 = BS4 \cdot ZBS4$$

$$2.921,41 \text{ kg/h}$$

$$BS5 = ABS5 + EBS5 + HBS5 + SBS5$$

Balance General

$$BS4 + S4 = M1 + BS5$$

Balance General de Agua

$$BS4 \cdot WBS4 + S4 \cdot WS4 = HBS5 + M1 \cdot WM1$$

Tomo las Ecuaciones Anteriores y Resuelvo en Mathcad

Dado
$BS5 = ABS5 + EBS5 + HBS5 + SBS5$
$BS4 \cdot WBS4 + S4 \cdot WS4 = HBS5 + M1 \cdot WM1$
$BS4 + S4 = M1 + BS5$
$\text{Find}(M1, BS5, HBS5) \rightarrow \begin{pmatrix} 1321.5780270290685479 \\ 4659.1919729709314521 \\ 425.78139937833143315 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1321.58 \\ 4659.19 \\ 425.78 \end{pmatrix}$

Figura All.2: Resolución de ecuaciones en Mathcad

$$M1 \quad 1.321,58 \text{ kg/h}$$

$$BS5 \quad 4.659,19 \text{ kg/h}$$

$$HBS5 \quad 425,78 \text{ kg/h}$$

Corriente BS5

$$HBS5 = BS5 \cdot WBS5 \quad 425,78 \text{ kg/h}$$

$$XBS5 = (BS5 \cdot XBS5) / BS5 \quad 4,28E-03 \text{ kg X/kg BS5}$$

$$YBS5 = (BS5 \cdot YBS5) / BS5 \quad 0,28 \text{ kg Y/kg BS5}$$

$$WBS5 = (BS5 \cdot WBS5) / BS5 \quad 0,09 \text{ kg W/kg BS5}$$

$$XBS5 + YBS5 + WBS5 + ZBS5 = 1$$

$$ZBS5 = 1 - XBS5 - YBS5 - WBS5 \quad 0,63 \text{ kg Z/kg BS5}$$

Balance de Aceite

$$BS4 \cdot XBS4 = BS5 \cdot XBS5 + M1 \cdot XM1$$

$$M1 \cdot XM1 = BS4 \cdot XBS4 - BS5 \cdot XBS5 \quad 379,20 \text{ kg/h}$$

Balance de Etanol

$$S4 \cdot YS4 = BS5 \cdot YBS5 + M1 \cdot YM1$$

$$M1 \cdot YM1 = S4 \cdot YS4 - BS5 \cdot YBS5 \quad 911,98 \text{ kg/h}$$

Corriente M1

$$XM1 = (M1 \cdot XM1) / M1 \quad 0,29 \text{ kg X/kg M1}$$

$$YM1 = (M1 \cdot YM1) / M1 \quad 0,69 \text{ kg Y/kg M1}$$



A-II 7 INTERCAMBIADOR DE CALOR E-0202

A-II 7.1 DATOS

Tabla AII.9: Datos para el cálculo del balance de masa en E-0202

Corriente	Caudal [kg/h]
M1	1.321,58
S2	2.215,1001
Fracción p/p	
XM1	0,2869
WM1	0,0230
YM1	0,6901
YS2	0,9950
WS2	0,0050
Composición del aceite	
Nombre	Fracción p/p
Ácido Linoleico (xl)	0,568
Ácido Oleico (xo)	0,291
Acido Palmítico (xp)	0,099
Acido Esteárico (xe)	0,031
Ácido Linolénico (xln)	0,011
Temperaturas [°C]	
TM1	70,00
TM2	25,00
TS2	20,00

A-II 7.2 CÁLCULOS

Corriente M1

Expreso al aceite en base a sus ácidos grasos para poder simular en Chemcad

$Xl = xl \cdot XM1$	0,1630 kg xl/kg M1
$Xo = xo \cdot XM1$	0,0835 kg xo/kg M2
$Xp = xp \cdot XM1$	0,0284 kg xp/kg M3
$Xe = xe \cdot XM1$	0,0089 kg xe/kg M4
$Xln = xln \cdot XM1$	0,0032 kg xln/kg M5
WM1	0,0230 kg Y/kg M6
YM1	0,6901 kg W/kg M7

Balance en INT1

Balance de Masa

$M1 = M2$	1.321,58 kg/h
$S2 = S3$	2.215,10 kg/h

Balance de Energía (Proveniente de Chemcad, Ver Anexo 3)

QI1	149,48 MJ/h
TS3	46,75 °C
$PS2 = PS3 = PM1 = PM2$	1,013 bar



A-II 8 INTERCAMBIADOR DE CALOR E-0203

A-II 8.1 DATOS

Tabla All.10: Datos para el cálculo de balance de masas de E-0203

Corriente	Caudal [kg/h]
S3	2.215,1001
Fracción p/p	
YS3	0,995
WS3	0,005
Temperaturas [°C]	
TS3	46,75
Vapor	
Hvs [kJ/kg]	2.746,88
Hls [kJ/kg]	641,39
PVSI2 [bar]	5,00
TVSI2 [°C]	151,90

A-II 8.2 CÁLCULOS

Balance en INT 2

Balance General

S3 = S4 2.215,10 kg/h

Composición Corriente 4

YS3 = YS4 0,995 kg Y/kg S4

WS3 = WS4 0,005 kg W/kg S4

Balances de Energía (Valores provienen de Simulación en Chemcad, Ver Anexo 3)

Balance en INT 2

QI2 162,19 MJ/h

$(QI2 \cdot 1000) = VSI2 \cdot (Hvs - Hls)$

$VSI2 = (QI2 \cdot 1000) / (Hvs - Hls)$ 77,03 kg/h

TS4 73,00 °C

PS4 1,01 bar

TASI2c 144,28 °C

PASI2c 5,00 bar

A-II 9 SISTEMA DESOLVENTIZADOR

A-II 9.1 DATOS

Tabla All.11: Datos para el cálculo de balance de masas para Sistema Desolventizador

Corriente	Caudal [kg/h]
BS6	4.659,19
Fracciones p/p	
XBS6	0,0043
WBS6	0,0914
YBS6	0,2773
ZBS6	0,6270
YBS7	0,0002
YSHD	0,9500
WSHD	0,0500

Se supone que el etanol sale en estado azeótropo.



En anexo 3 se encuentra la simulación para conocer el agua de servicio del condensador.

A-II 9.2 CÁLCULOS

Balance General

$$BS6 = BS7 + SHD$$

$$SHD = BS6 - BS7 \quad 1.359,35 \text{ kg/h}$$

Balance de Etanol

$$BS6 \cdot YBS6 = BS7 \cdot YBS7 + SHD \cdot YSHD$$

$$BS6 \cdot YBS6 = BS7 \cdot YBS7 + (BS6 - BS7) \cdot YSHD$$

$$BS6 \cdot YBS6 - BS7 \cdot YBS7 = BS6 \cdot YSHD - BS7 \cdot YSHD$$

$$BS6 \cdot YBS6 - BS6 \cdot YSHD = BS7 \cdot YBS7 - BS7 \cdot YSHD$$

$$BS6 \cdot (YBS6 - YSHD) = BS7 \cdot (YBS7 - YSHD)$$

$$BS7 = (BS6 \cdot (YBS6 - YSHD)) / (YBS7 - YSHD) \quad 3.299,84 \text{ kg/h}$$

A-II 10 BLOQUE 1: SEPARACIÓN DE ETANOL DE MICELA

A-II 10.1 DATOS

Tabla All.12: Datos para el cálculo de balance de masas en Bloque 1

Nombre		Caudal [kg/h]			
M2		1.321,58			
Fracciones p/p					
XM2		0,2869			
YM2		0,6901			
WM2		0,0230			
Gx		0,0364			
Ux		0,0555			
GP1		0,0002			
UP1		0,0001			
Grado Alcohólico					
REA		0,9680			
Temperatura [°C]					
TVS	151,90	TSHEV21	120,00	TASI5f	20,00
TASI3f	25,00	TP5	120,00	TASI5c	80,00
TP3	25,00	TP6	60,00	-	-
Calor Especifico [kJ/kg*°C]					
CpH2Of		4,1849			
Presión [bar]					
PVSEV2		5,00			
PP3		1,01			
PP4		1,01			
PSHEV21		0,50			
PP5		0,50			
PP6		1,01			



Tabla All.12: Datos para el cálculo de balance de masas en Bloque 1 (continuación)

Composición de Aceite	
Nombre	Fracción p/p
Ácido Linoleico (xl)	0,568
Ácido Oleico (xo)	0,291
Acido Palmítico (xp)	0,099
Acido Esteárico (xe)	0,031
Ácido Linolenico (xln)	0,011
Vapor	
Hvs [kJ/kg]	2.747,60
Hls [kJ/kg]	639,74

Tabla All.13: Datos del Equilibrio Mezcla 50-50 p/p aceite etanol

Corriente	M2eq	Leq	Peq
Fracción p/p			
Xeq	0,4996	0,0210	0,9142

A-II 10.2 CÁLCULOS

Centrifuga de Disco

Separación de Fase Pesada y Liviana

M2 en equilibrio

$$M2 \cdot XM2 = M2eq \cdot XM2eq$$

$$M2eq = (M2 \cdot XM2) / XM2eq$$

758,93 kg/h

Balance Global en Condiciones de Equilibrio

$$M2eq = Leq + Peq$$

Balance de Aceite en Condiciones de Equilibrio

$$M2eq \cdot XM2eq = Leq \cdot XLeq + Peq \cdot XPeq$$

Dado

$$M2EQ = LEQ + PEQ$$

$$M2EQ \cdot XM2EQ = LEQ \cdot XLEQ + PEQ \cdot XPEQ$$

$$\text{Find}(LEQ, PEQ) \rightarrow \begin{pmatrix} 352.27527254495038764 \\ 406.65447525328812236 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 352.28 \\ 406.65 \end{pmatrix}$$

Figura All.3 Resolución de ecuaciones en Mathcad

Leq

352,28 kg/h

Peq

406,65 kg/h

Balance de Etanol en Corrientes de Equilibrio

$$Leq \cdot YLeq = [Leq \cdot (1 - XLeq)] \cdot REA$$

$$YLeq = \{ [Leq \cdot (1 - XLeq)] \cdot REA \} / Leq$$

0,95 kg Yeq/kg Leq

$$XLeq + YLeq + WLeq = 1$$

$$WLeq = 1 - XLeq - YLeq$$

0,03 kg Xeq/kg Leq

Balance de Agua en Corrientes de Equilibrio

$$Peq \cdot YPeq = [Peq \cdot (1 - XPeq)] \cdot REA$$

$$YPeq = \{ [Peq \cdot (1 - XPeq)] \cdot REA \} / Peq$$

0,08 kg Yeq/kg Peq

$$XPeq + YPeq + WPeq = 1$$

$$WPeq = 1 - XPeq - YPeq$$

2,70E-03 kg Yeq/kg Peq



Etanol y Agua en Exceso

$M2 = M2eq + M2ex$	
$M2ex = M2 - M2eq$	562,65 kg/h
$M2ex \cdot Y_{M2ex} = M2ex \cdot RAE$	544,64 kg/h
$M2ex \cdot W_{M2ex} = M2ex \cdot (1 - RAE)$	18,00 kg/h
Total L1	
$L1 = M2ex + Leq$	914,93 kg/h
$XL1 = (Leq \cdot X_{Leq}) / L1$	0,01 kg X/kg L1
$YL1 = (M2ex \cdot Y_{M2ex} + Leq \cdot Y_{eq}) / L1$	0,96 kg Y/kg L1
$XL1 + YL1 + WL1 = 1$	
$WL1 = 1 - XL1 - YL1$	0,03 kg W/kg L1
$L1 \cdot GP = (L1 \cdot XL1) \cdot Gx$	
$GP = [(L1 \cdot XL1) \cdot Gx] / L1$	0,0003 kg G/kg L1
$L1 \cdot UL1 = (P \cdot XL1) \cdot Ux$	
$UL1 = [(L1 \cdot XL1) \cdot Ux] / L1$	0,0004 kg U/kg L1
$Vx = 1 - Gx - Ux$	0,91 kg V/kg X
$L1 \cdot VL1 = (L1 \cdot XL1) \cdot Vx$	
$VP = [(L1 \cdot XL1) \cdot Vx] / L1$	0,0073 kg V/kg L1
Total P	
$M2 = L1 + P$	
$P = M2 - L1$	406,65 kg/h
$M2 \cdot XM2 = L1 \cdot XL1 + P \cdot XP$	
$XP = (M2 \cdot XM2 - L1 \cdot XL1) / P$	0,9143 kg X/kg P
$M2 \cdot YM2 = L1 \cdot YL1 + P \cdot YP$	
$YP = (M2 \cdot YM2 - L1 \cdot YL1) / P$	0,08 kg Y/kg P
$M2 \cdot WM2 = L1 \cdot WL1 + P \cdot WP$	
$WP = (M2 \cdot WM2 - L1 \cdot WL1) / P$	3,36E-03 kg W/kg P
$M2 \cdot GP = (M2 \cdot XM2) \cdot Gx$	
$GP = [(M2 \cdot XM2) \cdot Gx] / M2$	0,0104 kg G/kg M2
$M2 \cdot UM2 = (P \cdot XM2) \cdot Ux$	
$UM2 = [(M2 \cdot XM2) \cdot Ux] / M2$	0,0159 kg U/kg M2
$Vx = 1 - Gx - Ux$	0,91 kg V/kg X
$M2 \cdot VM2 = (M2 \cdot XM2) \cdot Vx$	
$VP = [(M2 \cdot XM2) \cdot Vx] / M2$	0,2606 kg V/kg M2

Separación de Gomas y Ceras Hidratadas de Fase Pesada

Fraciones de Ceras y Gomas en P

$P \cdot GP = (P \cdot XP) \cdot Gx$	
$GP = [(P \cdot XP) \cdot Gx] / P$	0,0333 kg G/kg P
$P \cdot UP = (P \cdot XP) \cdot Ux$	
$UP = [(P \cdot XP) \cdot Ux] / P$	0,0507 kg U/kg P
$Vx = 1 - Gx - Ux$	0,91 kg V/kg X
$P \cdot VP = (P \cdot XP) \cdot Vx$	
$VP = [(P \cdot XP) \cdot Vx] / P$	0,8303 kg V/kg P
$P \cdot VP = P1 \cdot VP1$	337,64 kg/h
$P \cdot YP = P1 \cdot YP1$	33,48 kg/h
$P \cdot WP = P1 \cdot WP1$	1,37 kg/h
$P1 \cdot XP1 + P1 \cdot YP1 + P1 \cdot WP1 = P1$	
$P1 \cdot (GP1 + UP1 + VP1) + P1 \cdot YP1 + P1 \cdot WP1 = P1$	
$P1 \cdot GP1 + P1 \cdot UP1 + P1 \cdot VP1 + P1 \cdot YP1 + P1 \cdot WP1 = P1$	



$P1*VP1 + P1*YP1 + P1*WP1 = P1 - P1*GP1 - P1*UP1$	
$P1*VP1 + P1*YP1 + P1*WP1 = P1*(1 - GP1 - UP1)$	
$P1 = (P1*VP1 + P1*YP1 + P1*WP1)/(1 - GP1 - UP1)$	372,57 kg/h
$VP1 = (P1*VP1)/P1$	0,9062 kg V/kg P1
$YP1 = (P1*YP1)/P1$	0,09 kg Y/kg P1
$WP1 = (P1*WP1)/P1$	3,66E-03 kg W/kg P1
$XP1 = 1 - YP1 - P1$	0,9065 kg X/kg P1
$P = P1 + F$	
$F = P - P1$	34,08 kg/h
$F*GF = P*GP - P1*GP1$	
$GF = (P*GP - P1*GP1)/F$	0,39 kg GF/kg F
$F*UF = P*UP - P1*UP1$	
$UF = (P*UP - P1*UP1)/F$	0,61 kg UF/kg F
Balance de Aceite en Centrifuga Tubular	
$XP2 = XP1$	0,91 kg X/kg P1
$YP2 = YP1$	0,09 kg Y/kg P1
$WP2 = WP1$	3,66E-03 kg W/kg P1
$L1*XL1 = P2*XP2$	
$P2 = (L1*XL1)/XP2$	8,16 kg/h
Balance General en Centrifuga Tubular	
$L1 = SH + P2$	
$SH = L1 - P2$	906,77 kg/h
Balance de Etanol en Centrifuga Tubular	
$L1*YL1 = SH*YSH + P2*YP2$	
$SH*YSH = L*YL - P1*YP1$	877,77 kg/h
Corriente SH	
$YSH = (SH*YSH)/SH$	0,97 kg Y/ kg SH
$WSH + YSH = 1$	
$WSH = 1 - YSH$	0,03 kg W/ kg SH
Balance General en MZ3	
$P2 + P1 = P3$	380,74 kg/h
Balance de Aceite en MZ3	
$P2*XP2 + P1*XP1 = P3*XP3$	345,13 kg/h
Balance de Etanol en MZ3	
$P2*YP2 + P1*YP1 = P3*YP3$	34,21 kg/h
Balance de Agua en MZ3	
$P2*WP2 + P1*WP1 = P3*WP3$	1,40 kg/h
Corriente P3	
$XP3 = (P3*XP3)/P3$	0,91 kg X/ kg P2
$YP3 = (P3*YP3)/P3$	0,09 kg Y/ kg P2
$XP3 + YP3 + WP3 = 1$	
$WP3 = 1 - XP3 - YP3$	3,66E-03 kg W/ kg P2
<i>Expreso el aceite en función de su composición de ácidos grasos para poder realizar los cálculos en Chemcad</i>	
$P3$	380,74 kg/h
$XI = XP3*xI$	0,5149 kg xI/kg P3
$Xo = XP3*xo$	0,2638 kg xo/kg P3
$Xp = XP3*xp$	0,0897 kg xp/kg P3



Xe = XP3*xe	0,0281 kg xe/kg P3
Xln = XP3*xln	0,0100 kg xln/kg P3
YP3	0,0899 kg Y/ kg P3
WP3	0,0037 kg W/kg P3

Balance de Energía en Evaporador 2

Según los cálculos realizados por el software se necesitan 94,108,6 kJ/h (Q)

Con este dato, procedo a calcular la cantidad de vapor necesaria

Valore que proviene de simulación de Chemcad, Ver Anexo 3

QEV2 94.108,60 kJ/h

QEV2 = VSEV2*(Hvs - Hls)

VSEV2 = Q/(Hvs - Hls) 44,65 kg/h

Se ingresa este valor al sistema con reciclo y se hacen distintas iteraciones variando la cantidad de agua caliente recirculada al Intercambiador 5 para que la temperatura de la corriente P4 sea cercana a los 40°C. Además como resultado de la simulación se obtendrán los caudales y composiciones de las corrientes SHV, P5, ASEV22c y ASI5c.

Balance Intercambiador 3

Balance de Masa

P3 = P4 380,74 kg/h

Balance de Energía (Valores que provienen de simulación de Chemcad, Ver Anexo 3)

QI3 11.762,30 kJ/h

TP4 40,09 °C

TASI3c 99,99 °C

PASI3c 1,00 bar

PASI3f 1,00 bar

Balance Evaporador 2 o Intercambiador 4

Balance de (Valores que provienen de simulación de Chemcad, Ver Anexo 3)

Corriente P5

P5 350,74 kg/h

XP5 0,98 kg X/kg P5

YP5 0,02 kg Y/kg P5

WP5 3,60E-04 kg W/kg P5

Corriente SHEV21

SHEV21 29,99 kg/h

XSHEV21 0,00 kg X/kg SHEV21

YSHEV21 0,96 kg Y/kg SHEV21

WSHEV21 0,04 kg W/kg SHEV21

Balance d Energía

QEV2 93.851,10 kJ/h

TASEV2c 151,90 °C

PASEV2c 5,00 bar

Balance D2

Balance de (Valores que provienen de simulación de Chemcad, Ver Anexo 3)

ASEV2c 44,65 kg/h

ASEV22c 19,65 kg/h

ASI3c 25,00 kg/h

Balance INT5

Balance General de Masa (Valores que provienen de simulación de Chemcad, Ver Anexo 3)

P5 = P6 350,74 kg/h

Corriente P6



RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

XP5 = XP6	0,98 kg X/kg P6
YP5 = YP6	0,02 kg Y/kg P6
WP5 = WP6	3,60E-04 kg W/kg P6
<i>Balance de Energía (Valores que provienen de simulación de Chemcad, Ver Anexo 3)</i>	
QI5	72.128,60 kJ/h
QI5 = ASI5f*CpH2Of*(TASI5c - TASI5f)	
ASI5f = QI5/CpH2Of*(TASI5c - TASI5f)	287,26 kg/h
ASI5c = ASI5f	287,26 kg/h

A-II 11 BLOQUE 2: SISTEMA DE ANHIDRACIÓN DE ETANOL

A-II 11.1 DATOS

Tabla All.14: Datos para el cálculo de balance de masas en Bloque 2

Nombre		Caudal [kg/h]			
SH		906,77			
SHD		1.359,35			
SHEV21		29,99			
Relación					
Rec		0,15			
ReEV1		0,80			
Calor Especifico [kJ/kg*°C]					
CpH2Of		4,1849			
Fracciones p/p					
Nombre	Valor	Nombre	Valor	Nombre	Valor
YSH	0,9680	YS	0,9950		
WSH	0,0320	WS	0,0050		
YSHD	0,9500	YD	0,9950		
WSHD	0,0500	WD	0,0050		
YSHEV1	0,9572	YSHR	0,9160		
WSHEV1	0,0428	WSHR	0,0840		
YPTM1	0,9950	YFR	0,0500		
WPTM1	0,0050	WFR	0,9500		
Temperaturas [°C]					
Nombre	Valor	Nombre	Valor	Nombre	Valor
TSH	25,00	TS	116,00	TASI10c	80,00
TSHD	72,50	TSHTM2v	116,00	TASI10f	25,00
TSHEV21	130,00	TSHTM2I	67,50	TSR	30,00
TVS	151,82	TASI8c	84,00	TAScTRf	25,00
TSH6	116,00	TASI8f	25,00	TAScTRv	50,00
TASI9c	80,00	TASI9f	25,00	-	-
Vapor					
Hvs [kJ/kg]		2.747,60			
HIs [kJ/kg]		639,74			
Presiones [bar]					
Nombre	Valor	Nombre	Valor	Nombre	Valor
PSH5	2,52	PVS	5,00		
PSHTM2I	1,01	PAS	1,01		
PSHEV22	1,01	PSH6	2,52		
PSHEV21	0,50	PSHR	1,01		



A-II 11.2

CÁLCULOS

BALANCE DE MASAS

Balance Global

Balance Global de Etanol

$$SH \cdot YSH + SHD \cdot YSHD + SHEV21 \cdot YSHE21 = S \cdot YS + FR \cdot YFR$$

Balance Global de Agua

$$SH \cdot WSH + SHD \cdot WSHD + SHEV21 \cdot YSHEV21 = S \cdot WS + FR \cdot WFR$$

Resuelvo en Mathcad y obtengo S y FR

<p>Dado</p> $SH \cdot YSH + SHD \cdot YSHD + SHEV21 \cdot YSHEV21 = S \cdot YS + FR \cdot YFR$ $SH \cdot WSH + SHD \cdot WSHD + SHEV21 \cdot WSHEV21 = S \cdot WS + FR \cdot WFR$ $\text{Find}(S, FR) \rightarrow \begin{pmatrix} 2204.2717333333333294 \\ 91.8382666666666744553 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 2204.27 \\ 91.84 \end{pmatrix}$

Figura All.4 Resolución de ecuaciones en Mathcad

S	2.204,27 kg/h
FR	91,84 kg/h

Balance en D1

$$PTM1 = S + D$$

$$D = Rec \cdot PTM1 \quad 388,99 \text{ kg/h}$$

$$PTM1 = Rec \cdot PTM1 + S$$

$$PTM1 = S / (1 - Rec) \quad 2.593,26 \text{ kg/h}$$

Balance en TM2 y TR

Balance de Etanol en TM2 y TR

$$D \cdot YD = SHTM2 \cdot YSHTM2$$

$$SHTM2 \cdot YSHTM2 = SHR \cdot YSHR + FR \cdot YFR$$

$$SHR = (D \cdot YD - FR \cdot YFR) / YSHR \quad 417,52 \text{ kg/h}$$

Balance General en R

$$SHTM2 = SHR + FR \quad 509,36 \text{ kg/h}$$

Balance de Etanol en TM2 y Corriente SHTM2

$$YSHTM2 = (D \cdot YD) / SHTM2 \quad 0,7599 \text{ kg Y/kg SHTM2}$$

$$YSHTM2 + WSHTM2 = 1$$

$$WSHTM2 = 1 - YSHTM2 \quad 0,2401 \text{ kg W/kg SHTM2}$$

Balance de Agua en TM2

$$D \cdot WD + Re = SHTM2 \cdot WSHTM2$$

$$Re = SHTM2 \cdot WSHTM2 - D \cdot WD \quad 120,37 \text{ kg/h}$$

Balance en MZ4

Balance General

$$SH + SHD = SH1 \quad 2.266,12 \text{ kg/h}$$

Balance de Etanol

$$SH \cdot YSH + SHD \cdot YSHD = SH1 \cdot YSH1 \quad 2.169,15 \text{ kg/h}$$

Corriente SH4

$$YSH1 = (SH1 \cdot YSH1) / YSH1 \quad 0,9572 \text{ kg Y/kg SH1}$$

$$YSH1 + WSH1 = 1$$

$$WSH1 = 1 - YSH1 \quad 0,0428 \text{ kg W/kg SH1}$$

Balance en MZ6

Relación



SH3v = SH1	2.266,12 kg/h
<i>Balance General</i>	
SH3v + SHR + SHVE22 = SH4	2.713,64 kg/h
<i>Balance de Etanol</i>	
SH3v*YSH3v + SHR*YSHR + SHEV22*YSHEV22 = SH4*YSH4	2.580,31 kg/h
<i>Corriente SH4</i>	
YSH4 = (SH4*YSH4)/SH4	0,95 kg Y/kg SH4
WSH4 + YSH4 = 1	
WSH4 = 1- YSH4	0,05 kg W/kg SH4
Balance en TM1	
<i>Balance General</i>	
SH6 = Re + PTM1	2.713,63 kg/h
<i>Balance de Etanol</i>	
SHE6*YSH6 = PTM1*YPTM1	2.580,29 kg/h
<i>Corriente SH6</i>	
YSH6 = (SH6*YSH6)/SH6	0,95 kg Y/kg SH4
WSH6 + YSH6 = 1	
WSH6 = 1- YSH6	0,05 kg W/kg SH4
Balance en MZ5 y EV1	
<i>Relación</i>	
SH1 = SH3v	2.266,12 kg/h
<i>Relación en EV1</i>	
SH3v = SH2*Rev1	
SH2 = SH3v/Rev1	2.832,65 kg/h
<i>Balance Global en EV1</i>	
SH2 = SH3v + SH3I	
SH3I = SH2 - SH3v	566,53 kg/h
<i>Corriente SH2, SH3v y SH3I</i>	
YSH1 = YSH2 = YSH3v = YSH3I	0,96 kg Y/kg SHx
WSH1 = WSH2 = WSH3v = WSH3I	0,04 kg W/kg SHx
Balance en cTR	
<i>Valores proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3</i>	
L	548,85 kg/h
YL	0,90 kg Y/kg L
WL	0,10 kg W/kg L
G1	966,37 kg/h
YG1	0,91 kg Y/kg G1
WG1	0,09 kg W/kg G1
Balance en rTR	
<i>Valores proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3</i>	
Gw	254,82 kg/h
YGw	0,19 kg Y/kg Gw
WGw	0,81 kg W/kg Gw
Lw	346,66 kg/h
YLw	0,23 kg Y/kg Lw
WLw	0,77 kg W/kg Lw



BALANCES DE ENERGÍA

Balance en MZ4 (Valor proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3)

TSH1	54,58 °C
PSH1	1,01 bar

Balance en MZ5 (Valor proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3)

TSH2	59,48 °C
PSH2	1,01 bar

Balance en EV1 o INT 7

QEV1 (Valor proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3)	2.200,79 MJ/h
(QEV1*1000) = VSEV1*(Hvs - Hls)	
VSEV1 = (QEV1*1000)/(Hvs - Hls)	1.044,09 kg/h
TSH3I = TSH3v	78,21 °C
PSH3I = PSH3v	1,01 bar
TASEV2c	151,90 °C
PASEV2c	5,00 bar

Balance en INT 8 (Valor proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3)

QI8	86.728,40 kJ/h
QI8 = ASI8*CPH2O*(TASI8c - TASI8f)	
ASI8 = QI8/[CPH2O*(TASI8c - TASI84f)]	351,26 kg/h
TSH8	79,39 °C
PSH8	1,01 bar

Balance en INT 10 (Valor proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3)

QI10	2.322,60 MJ/h
(QI10*1000) = ASI10*CPH2O*(TASI10c - TASI10f)	
ASI10 = (QI10*1000)/[CPH2O*(TASI10c - TASI10f)]	10.090,82 kg/h

Balance en INT 9 Valor proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3

QI9	29,52 MJ/h
(QI9*1000) = ASI9*CPH2O*(TASI9c - TASI9f)	
ASI9 = (QI9*1000)/[CPH2O*(TASI9c - TASI9f)]	128,26 kg/h

Balance en Co1 (Valor proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3)

QCo1	2.241,80 kJ/h
Eficiencia	0,75 Adimensional
TSHEV22	173,59 °C
PSHEV22	1,013 bar

Balance en Co2 (Valor proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3)

QCo2	232.548,00 kJ/h
Eficiencia	0,75 Adimensional
TSH5	134,03 °C
PSH5	2,52 bar

Balance en Co3 (Valor proveniente de simulación de Chemcad, ver Anexo 3)

QCo3	98.320,40 kJ/h
Eficiencia	0,75 Adimensional
TS1	84,91 °C
PS1	1,01 bar



Torre Rectificadora

Valores provenientes de simulación de Chemcad, ver Anexo 3

Condensador

QcTR	538,36 MJ/h
$(QcTR*1000) = AScTR*CPH2O*(TAcTRc - TAcTRf)$	
$AScTR = (QcTR*1000)/[CPH2O*(TAcTRc - TAcTRf)]$	5.145,75 kg/h
TSHR	78,39 °C
TL	78,39 °C
TG1	78,45 °C
PSHR = PL = PTG1	1,01 bar

Rehervidor

QrTR	335,61 MJ/h
$(QrTR*1000) = VSrTR*(Hvs - Hls)$	
$VSrTR = (QrTR*1000)/(Hvs - Hls)$	159,22 kg/h
TFR	95,13 °C
TGw	95,13 °C
TLw	85,52 °C
PFR = PLw = PTGw	1,01 bar

A-II 12 REACCIÓN DE NEUTRALIZACIÓN, REACTOR

A-II 12.1 DATOS

Tabla AII.14: Datos para el cálculo de balance de masas en Reactor

Corriente	Caudal [kg/h]
P6	890,00
Fracciones p/p	
XP6	0,9839
YP6	0,0157
WP6	0,0004
Ox	0,1124
Peso Molecular [kg/kmol]	
PMAGL	278,42
PMEt	46,07
PMFAAE	306,48
PMH2O	18,02
Relaciones	
AGAS	0,95
RFE	0,03
RAB	0,10
Conversión	
XA	0,85

REACCIÓN

	AGL	EtOH		FAEE	H2O
Moles	1,00	1,00		1,00	1,00
PM kg/kmol	280,45	46,07		310,53	18,02



A-II 12.2 CÁLCULOS

Corriente P6

$$OP6 = [Ox*(P6*XP6)]/P6 \quad 0,11 \text{ kg Ox/P6}$$

$$RP6 = [(1-Ox)*(P6*XP6)]/P6 \quad 0,87 \text{ kg Rx/P6}$$

Conversión de Componentes que Participan en la Reacción de Base Másica a Molar

$$P6*OP6m = (P6*OP6/PMAOL) \quad 0,35 \text{ Kmol/h}$$

$$P6*YP6m = (P6*YP6/PMEt) \quad 0,30 \text{ Kmol/h}$$

$$P6*WP6m = (P6*WP6/PMH2O) \quad 0,02 \text{ Kmol/h}$$

Balance de Aceite

$$P7*XfP7m = (P6*OP6m)*XA \quad 0,30 \text{ Kmol/h}$$

$$P7*OP7m = (P6*OP6m)*(1 - XA) \quad 0,05 \text{ Kmol/h}$$

$$P7*XfP7 = P7*XfP7m*PMFAAE \quad 92,09 \text{ kg/h}$$

$$P7*OP7 = P7*OP7m*PMAOL \quad 14,76 \text{ kg/h}$$

$$P7*RP7 = P6*RP6 \quad 777,26 \text{ kg/h}$$

$$P7*XP7 = P7*OP7 + P7*RP7 \quad 792,02 \text{ kg/h}$$

Balance de Etanol

$$P7*YP7m = P6*YP6m - P7*XfP7m \quad 3,25E-03 \text{ Kmol/h}$$

$$P7*YP7 = P7*YP7m*PMEt \quad 0,15 \text{ kg/h}$$

Balance de Agua

$$P7*WRP7m = P7*XfP7m \quad 0,30 \text{ Kmol/h}$$

$$P7*WRP7 = P7*WRP7m*PMH2O \quad 5,41 \text{ kg/h}$$

$$P7*WP7 = P7*WRP7*(1 - AGAS) + P6*WP6 \quad 0,59 \text{ kg/h}$$

Balance de Absorbente

$$Abi = RAB*P6 \quad 89,00 \text{ kg/h}$$

$$P7*PHP7 = Abi + P7*WRP7*AGAS \quad 94,14 \text{ kg/h}$$

Balance Catalizador

$$Fei = RFE*P6 \quad 26,70 \text{ kg/h}$$

$$P7*CP7 = Fei \quad 26,70 \text{ kg/h}$$

A-II 13CENTRIFUGA DECANter

A-II 13.1 DATOS

Tabla All.15: Datos para el cálculo de balance de masas en Centrifuga Decanter

Corriente	Caudal [kg/h]	
P7	1.005,70	
Fracciones p/p		
XP7	0,8793	
WP7	0,0057	
CP7	0,0265	
PP7	0,0885	
XRS	0,4000	
Nombre	Abreviatura	Caudal [kg/h]
Total de Agua en P7	P7*WP7	5,73
Agua Libre (En Aceite)	P7*WLP7	0,59
Agua en SAP	P7*WPP7	5,14



A-II 13.2 CÁLCULOS

Balance Corriente P7

$PHP7 = P7 \cdot PP7 + P7 \cdot WPP7$ 94,14 kg SAP Hidratado

Balance General

$PHP7 = RS \cdot PHRS$ 94,14 kg SAP Hidratado

$P7 \cdot CP7 = RS \cdot CRS$ 26,7 kg Catalizador

$RS = (RS \cdot PHRS + RS \cdot CRS) / (1 - RS \cdot XRS)$ 201,40 kg/h RS

$P7 = RS + P8$

$P8 = P7 - RS$ 804,30 kg/h P8

Corriente P8

$P8 \cdot WP8 = P7 \cdot WLP7$ 0,59 kg/h Agua en Aceite

$P8 \cdot XP8 = P8 - P8 \cdot WP8$ 803,71 kg/h Aceite

A-II 14 MEZCLADOR 2

A-II 14.1 DATOS

Tabla All.16: Datos para el cálculo de balance de masas en Mezclador 2

Nombre	Caudal [kg/h]
F	34,08
RS	201,40
Fracciones p/p	
GF	0,3950
UF	0,6050
XRS	0,4000
WRS	0,0255
CRS	0,1326
PRS	0,4419

A-II 14.2 CÁLCULOS

Balance en MZ2

Balance de Masa Global

$F + RS = RS1$ 235,48 kg/h

A-II 15 INCINERADOR PIROLÍTICO VERTICAL

A-II 15.1 DATOS

Tabla All.17: Datos para el cálculo de balance de masas en Incinerador Pirofítico

Corriente	Caudal [kg/h]
RS1	235,48
Componente	Fracción p/p
XRS1	0,4868
WRS1	0,0218
CRS1	0,1134
PRS1	0,3780

Escoria: estará formado por el catalizador y cenizas, esto representa el 30% del material de entrada

Todo el Catalizador es Inerte

XRS1 tiene todo el material orgánico (Aceite + Gomas)



A-II 15.2 CÁLCULOS

Balance Total

$E = RS1 \cdot 0,30$

70,64 kg/h Escoria

$RS1 = E + H$

$H = RS1 - E$

164,84 kg/h Humos

Balance de Escoria

$E \cdot CE = RS1 \cdot CRS1$

$CE = (RS1 \cdot CRS1) / E$

0,3780 kg Catalizador/kg Escoria

$CE + CnE = 1$

$CnE = 1 - CE$

0,6220 kg Cenizas/kg Escoria

A-II 16 TAMIZ VERTICAL CIRCULAR

A-II 16.1 DATOS

Tabla All.18: Datos para el cálculo de balance de masas en Tamiz Circular

Corriente	Caudal [kg/h]
E	70,64
Componente	Fracción p/p
CR	0,3780
CnzR	0,6220

Tabla All.19: Análisis de Tamizado de Cenizas

Tamiz ASTM	Fracción p/p	Caudal [kg/h]
3	0,32	14,06
5	0,15	6,59
10	0,21	9,23
18	0,14	6,15
50	0,01	0,25
100	0,04	1,75
200	0,10	4,45
Colector	0,03	1,46
Total	1,00	43,95

Tabla All.20: Análisis de Tamizado de Catalizador

Tamiz ASTM	Fracción p/p	Caudal [kg/h]
20	0,07	1,86
30	0,26	6,89
40	0,31	8,20
70	0,27	7,24
100	0,05	1,45
Colector	0,04	1,05
Total	1,00	26,70



A-II 16.2 CÁLCULOS

Primer Corte Malla 18

$RT21 = \sum FE * E$ (malla 3 - 18) 36,03 kg/h

$CT21 = \sum FE * E$ (malla 18 - 100) 34,61 kg/h

Segundo Corte Malla 70

$RT22 = \sum FCT21 * CT21$ (malla 18 - 70) 24,45 kg/h

$CT22 = \sum FCT21 * CT21$ (malla 70 - Colector) 10,16 kg/h

A-II 17 MEZCLADOR 1

A-II 17.1 DATOS

Tabla AII.20: Datos para el cálculo de balance de masa de Mezclador 1

Corriente		Caudal [kg/h]			
SR		2.204,27			
Fracción p/p					
YSR	0,9950	YS1	0,9950	YS4	0,9950
WSR	0,0050	WS1	0,0050	WS4	0,0050

A-II 17.2 CÁLCULOS

Corriente S2

$S2 = S4$ 2.215,10 kg/h

$YS2 = YS4$ 0,9950 kg Y/kg S4

$WS2 = WS4$ 0,0050 kg W/kg S4

Balance en MZ1

Balance General

$SR + SF = S2$

$S1 = S2 - SR$ 10,83 kg/h



ANEXO III: SIMULACIONES EN CHEMCAD

A-III 1 INTERCAMBIADORES DE CALOR E-0202 Y E-0203

A-III 1.1 CORRIENTES

Stream No.	1	2	4	3
Stream Name	S2	M1	M2	S3
Temp C	20.0000*	70.0000*	25.0000	46.7529
Pres bar	1.0130*	1.0130*	1.0130	1.0130
Enth MJ/h	-13477.	-6796.4	-6945.8	-13327.
Total kg/h	2215.0995	1321.5780	1321.5780	2215.0995
Flowrates in kg/h				
Ethanol	2204.0239	911.9299	911.9299	2204.0239
Water	11.0755	30.3932	30.3932	11.0755
Linoleic Acid	0.0000	215.3958	215.3958	0.0000
Oleic Acid	0.0000	110.3407	110.3407	0.0000
Palmitic Acid	0.0000	37.5291	37.5291	0.0000
Stearic Acid	0.0000	11.7609	11.7609	0.0000
Linolenic Acid	0.0000	4.2286	4.2286	0.0000

Stream No.	5	6	7	8
Stream Name	S3	S4	VSI2	ASI2
Temp C	46.7529	73.0000	151.9020	147.4684
Pres bar	1.0130	1.0130	5.0000*	5.0000
Enth MJ/h	-13327.	-13165.	-1003.8	-1166.0
Total kg/h	2215.0995	2215.0995	76.0000	76.0000
Flowrates in kg/h				
Ethanol	2204.0239	2204.0239	0.0000	0.0000
Water	11.0755	11.0755	76.0000	76.0000
Linoleic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Oleic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Palmitic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Stearic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Linolenic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

A-III 1.2 RESUMEN DE EQUIPOS

Equip. Name	E-0202	E-0203
1st Stream T Out C	25.0000	73.0000
Calc Ht Duty MJ/h	149.4759	162.1875
LMTD (End points) C	11.8739	89.3655
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000

A-III 2 BLOQUE 1: PARTE DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN DE ETANOL DE MICELA

A-III 2.1 CORRIENTES

Stream No.	1	2	3	13
Stream Name	P3	ASI3f	P4	ASEV22c
Temp C	25.0000*	35.0000	40.1970	99.9914
Pres bar	1.0133*	1.0130	1.0133	1.0130
Enth kJ/h	-1.1125E+006	-3.9542E+005	-1.1007E+006	-2.9540E+005
Vapor mole frac.	0.00000	0.00000	0.00000	0.087909
Total kg/h	380.7354	25.0000	380.7355	19.2500
Flowrates in kg/h				
Ethanol	34.2247	0.0000	34.2247	0.0000
Water	1.4086	25.0000	1.4086	19.2500
Linoleic Acid	196.0210	0.0000	196.0211	0.0000
Oleic Acid	100.4280	0.0000	100.4280	0.0000
Palmitic Acid	34.1486	0.0000	34.1486	0.0000
Stearic Acid	10.6976	0.0000	10.6976	0.0000
Linolenic Acid	3.8070	0.0000	3.8070	0.0000



RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

Stream No.	7	33	6	9
Stream Name	ASI3c	ASEV2c	VSEV2	P5
Temp C	99.9914	99.9914	151.9027	120.0000
Pres bar	1.0130	1.0130	5.0001*	0.5466
Enth kJ/h	-3.8862E+005	-6.7904E+005	-5.8447E+005	-8.4708E+005
Vapor mole frac.	0.00000	0.087909	1.0000*	0.00000
Total kg/h	25.0000	44.2500	44.2500	350.7317
Flowrates in kg/h				
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	5.5145
Water	25.0000	44.2500	44.2500	0.1262
Linoleic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	196.0138
Oleic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	100.4251
Palmitic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	34.1478
Stearic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	10.6975
Linolenic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	3.8069

Stream No.	8	20	21	19
Stream Name	SHEV2 o SHI4	ASI5f	ASI5c	P6
Temp C	120.0000	20.0000*	80.1425	25.0000
Pres bar	0.5466	1.0130*	1.0130	1.0130
Enth kJ/h	-1.5954E+005	-4.5535E+006	-4.4814E+006	-9.1919E+005
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kg/h	30.0038	286.7500	286.7500	350.7318
Flowrates in kg/h				
Ethanol	28.7102	0.0000	0.0000	5.5145
Water	1.2823	286.7500	286.7500	0.1262
Linoleic Acid	0.0073	0.0000	0.0000	196.0138
Oleic Acid	0.0029	0.0000	0.0000	100.4251
Palmitic Acid	0.0007	0.0000	0.0000	34.1478
Stearic Acid	0.0001	0.0000	0.0000	10.6975
Linolenic Acid	0.0001	0.0000	0.0000	3.8069

A-III 2.2 RESUMEN EQUIPOS

Equip. Name	E-0204	E-0205	E-0206A/B
1st Stream T Out C		120.0000	25.0000
2nd Stream T Out C	35.0000		
Calc Ht Duty kJ/h	11762.2910	94108.6172	72128.5469
LMTD (End points) C	27.8441	62.7463	16.7990
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000

Equip. No.	4
Pressure out bar	0.5466
Type of Compressor	1
Efficiency	0.7500
Actual power kJ/h	-20.1780
Cp/Cv	1.0336
Theoretical power	-26.9040 (kJ/h)
Ideal Cp/Cv	1.0311
Calc Pout bar	0.5466
Calc. mass flowrate	381 (kg/h)

Equip. No.	3
Param 1	120.0000
Param 2	1.0130
K values:	
Ethanol	10.239
Water	19.975
Linoleic Acid	7.343E-005
Oleic Acid	5.633E-005
Palmitic Acid	4.217E-005
Stearic Acid	2.552E-005
Linolenic Acid	5.820E-005



Equip. No.	6
Split based on	3
Output stream #1	25.0000

Equip. No.	15	9
Pressure out bar	1.0130	1.0130
Type of Expander	1	1
Efficiency	0.7500	0.7500
Actual power kJ/h	-457.5416	21.6287
Cp/Cv	1.3685	1.0246
Theoretical power	-610.0555	16.2215 (kJ/h)
Ideal Cp/Cv	1.3184	1.0184

A-III 3 BLOQUE 2: PARTE DEL SISTEMA DE ANHIDRACIÓN DE ETANOL

En este caso solo se ha simulado una parte del bloque dos, la cual comprende por un lado el tren de equipos hasta los tamices moleculares junto a la torre rectificadora, y por el otro el intercambiador de calor que condensa y enfría el etanol anhidro.

A-III 3.1 CORRIENTES

Stream No.	24	13	19	25
Stream Name	ASI9f	SHTM2vsc	SHTM2vs	ASI9c
Temp C	20.0000*	116.0000*	82.4607	75.0461
Pres bar	1.0130*	1.0130*	1.0130	1.0130
Enth MJ/h	-2036.7	-3546.7	-3576.3	-2007.2
Vapor mole frac.	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kg/h	128.2600	509.3624	509.3624	128.2600
Flowrates in kg/h				
Ethanol	0.0000	387.0645	387.0645	0.0000
Water	128.2600	122.2979	122.2979	128.2600

Stream No.	18	17	15	1
Stream Name	SHR	FR	ASI8f	SH
Temp C	78.3886	95.1303	25.0000*	25.0000*
Pres bar	1.0130	1.0130	1.0130*	1.0130*
Enth MJ/h	-2394.8	-1384.4	-5570.5	-5746.7
Vapor mole frac.	1.0000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kg/h	417.5478	91.8146	351.2600	906.7670
Flowrates in kg/h				
Ethanol	382.4738	4.5907	0.0000	877.7505
Water	35.0740	87.2239	351.2600	29.0166

Stream No.	3	31	9	10
Stream Name	SHD	SH1	VSEV1	ASEV1c
Temp C	72.5000*	54.5804	151.9020	151.6365
Pres bar	1.0130*	1.0130	5.0000*	5.0000
Enth MJ/h	-8678.4	-14425.	-13737.	-15937.
Vapor mole frac.	0.00000	0.00000	1.0000*	0.00000
Total kg/h	1359.3459	2266.1129	1040.0000	1040.0000
Flowrates in kg/h				
Ethanol	1291.3786	2169.1290	0.0000	0.0000
Water	67.9673	96.9839	1040.0000	1040.0000

Stream No.	8	12	4	2
Stream Name	SH3v	SHEV21	SH4	SHV22
Temp C	78.2094	130.0000	79.3866	173.5870
Pres bar	1.0130	0.5000	1.0130	1.0130
Enth MJ/h	-12224.	-158.40	-14775.	-155.53
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Total kg/h	2266.1280	29.9926	2713.6170	29.8726



RECUPERACIÓN DE ACEITE DE MAÍZ A PARTIR DE BURLANDA HÚMEDA

Autor: René Eric Massola

Flowrates in kg/h

Ethanol	2169.1436	28.7779	2580.3459	28.6627
Water	96.9844	1.2147	133.2710	1.2098

Stream No.	11	14	16	21
Stream Name	SH5	SH6	ASI8c	S
Temp C	134.0306	116.0000	84.0258	116.0000*
Pres bar	2.5200	2.5200	1.0130	1.0130*
Enth MJ/h	-14543.	-14629.	-5483.8	-11062.
Vapor mole frac.	1.0000	1.0000	0.00000	1.0000
Total kg/h	2713.6170	2713.6170	351.2600	2204.2975
Flowrates in kg/h				
Ethanol	2580.3459	2580.3459	0.0000	2193.2759
Water	133.2710	133.2710	351.2600	11.0215

Stream No.	26	22	27
Stream Name	ASI10f	SR	ASI10c
Temp C	20.0000*	25.0000	75.0473
Pres bar	1.0130*	1.0130	1.0130
Enth MJ/h	-1.6024E+005	-13384.	-1.5792E+005
Vapor mole frac.	0.00000	0.00000	0.00000
Total kg/h	10090.8205	2204.2975	10090.8205
Flowrates in kg/h			
Ethanol	0.0000	2193.2759	0.0000
Water	10090.8205	11.0215	10090.8205

A-III 3.2 RESUMEN DE EQUIPOS

Equip. Name	E-0310	E-0308	E-0309	E-0311
1st Stream T Out C	82.4607		116.0000	25.0000
1st Stream VF Out		0.8000		
Calc Ht Duty MJ/h	29.5208	2200.7273	86.7284	2322.5962
LMTD (End points) C	50.9530	82.5817	68.4691	17.0961
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

Equip. Name	T-0303
No. of stages	25
1st feed stage	23
Condenser type	1
Condenser mode	12
Condenser spec	0.9160
Cond comp i pos.	1
Reboiler mode	12
Reboiler spec.	0.0500
Reboiler comp i	1
Est. dist. rate	9.9254 (kmol/h)
Est. reflux rate	29.7849 (kmol/h)
Est. T top C	78.3232
Est. T bottom C	95.1274
Calc cond duty MJ/h	-538.3528
Calc rebr duty MJ/h	335.4508
Initial flag	1
Calc Reflux mole	13.6964 (kmol/h)
Calc Reflux ratio	1.3363
Calc Reflux mass kg/h	548.8486
Column diameter m	0.5000
Tray space m	0.6096
No of sections	1
No of passes (S1)	1
Weir side width m	0.0873
Weir height m	0.0508
System factor	1.0000
Calc. tolerance	4.4320e-006



Equip. No.	3
K values:	
Ethanol	1.002
Water	0.984
Equip. No.	8
Pressure out bar	1.0130
Type of Expander	1
Efficiency	0.7500
Actual power MJ/h	2.2418
Cp/Cv	1.1253
Theoretical power	1.6814 (MJ/h)
Ideal Cp/Cv	1.1202
Calc Pout bar	1.0130
Equip. No.	6
Pressure out bar	2.5200
Type of Compressor	1
Efficiency	0.7500
Actual power MJ/h	232.5493
Cp/Cv	1.1555
Theoretical power	174.4120 (MJ/h)
Ideal Cp/Cv	1.1362
Calc Pout bar	2.5200
Install factor	1.3000
Calc. mass flowrate	2714 (kg/h)

A-III 4 INTERCAMBIADOR DE CALOR E-0407A/B

A-III 4.1 CORRIENTES

Stream No.	1	3	2	4
Stream Name	P9	ASI6f	P10	ASI6c
Temp C	60.0000*	20.0000*	25.0000	50.0350
Pres bar	1.0130*	1.0130*	1.0130	1.0130
Enth kJ/h	-2.0109E+006	-7.1951E+006	-2.0678E+006	-7.1382E+006
Vapor mole frac.	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kg/h	804.2975	453.1000	804.2975	453.1000
Flowrates in kg/h				
Linoleic Acid	456.5193	0.0000	456.5193	0.0000
Oleic Acid	233.8897	0.0000	233.8897	0.0000
Palmitic Acid	79.5450	0.0000	79.5450	0.0000
Stearic Acid	24.9332	0.0000	24.9332	0.0000
Linolenic Acid	8.8473	0.0000	8.8473	0.0000
Water	0.5630	453.1000	0.5630	453.1000

A-III 4.2 RESUMEN DE EQUIPO

Equip. Name	E-0407A/B
1st Stream T Out C	25.0000
Calc Ht Duty kJ/h	56885.5781
LMTD (End points) C	7.1994
LMTD Corr Factor	1.0000

A-III 5 CONDENSADOR SISTEMA DESOLVENTIZADOR

Con el objetivo de calcular el agua de servicio que consume el sistema desolventizador, se calculó mediante Chemcad el agua de servicio necesaria para condensar el alcohol.

A-III 5.1 RESUMEN DE EQUIPO

Equip. Name CSDZ (Condensador de Sistema Desolventizador)	
1st Stream T Out C	72.5000
Calc Ht Duty MJ/h	1264.4865
LMTD (End points) C	10.4626
LMTD Corr Factor	1.0000



A-III 6 BLOQUE 3: SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE AGUA

Se procedió a simular el sistema de enfriamiento de agua con el objetivo de obtener el caudal y energía necesaria para adoptar la torre de enfriamiento.

Tabla AIII.1: Nombre de equipos y corrientes de agua de servicio

Equipo	Corriente
E-0204	ASI3
E-0206A/B	ASI5
E-0407A/B	ASI6
E-0309	ASI8
E-0310	ASI9
E-03011	ASI10
Agua Condensador Desolventizador	ASDZ
Condensador Torre de Rectificación	ASCTR

Tabla AIII.2: Nombre de equipos y corrientes de vapor de servicio condensado

Equipo	Nombre de Corriente
E-0202	VSI2
Hervidor de Torre de Rectificación	VSHTR
E-0308	VSI7
E-0205	VSEV22c
A-0201	ASEXP
A-0202	VSSB

A-III 6.1 CORRIENTES

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	ASI10	ASI8	ASI9	ASI5
Temp C	80.0000*	84.0000*	80.0000*	80.0000*
Pres bar	1.0130*	1.0130*	1.0130*	1.0130*
Enth kcal/h	6.8362E+005	29535.	10267.	22999.
Total kg/h	8538.3891	351.2600	128.2400	287.2600
Flowrates in kg/h				
Water	8538.3891	351.2600	128.2400	287.2600
Stream No.	5	6	7	8
Stream Name	ASI6	ASCTR	ASI2	ASHTR
Temp C	50.0000*	50.0000*	151.8200*	151.8200*
Pres bar	1.0130*	1.0130*	5.0000*	5.0000*
Enth kcal/h	22655.	2.5729E+005	11794.	24378.
Total kg/h	453.1000	5145.7498	77.0300	159.2200
Flowrates in kg/h				
Water	453.1000	5145.7498	77.0300	159.2200
Stream No.	9	10	11	12
Stream Name	ASEV1	ASEV22c	ASI3	ASa
Temp C	151.8200*	150.5100*	25.0000*	71.5587
Pres bar	5.0000*	5.0000*	1.0130*	1.0130
Enth kcal/h	1.5986E+005	6775.7	624.93	1.4107E+006
Total kg/h	1044.0900	44.6500	25.0000	19704.0012
Flowrates in kg/h				
Water	1044.0900	44.6500	25.0000	19704.0012



Stream No.	13	14	15	16
Stream Name	ASb	ASc	ASt	ASf
Temp C	99.9914	77.2978	42.0818	31.0000
Pres bar	1.0130	1.0130	1.0130	1.0130
Enth kcal/h	2.3212E+005	1.6434E+006	3.7393E+006	2.7545E+006
Total kg/h	1517.2700	21246.2684	88864.2664	88864.2664
Flowrates in kg/h				
Water	1517.2700	21246.2684	88864.2664	88864.2664

Stream No.	17	18	19	20
Stream Name	ASfr	ASfs	ASCDZ	ASSB
Temp C	31.0000	31.0000	80.0000*	150.5100*
Pres bar	1.0130	1.0130	1.0130*	5.0000*
Enth kcal/h	2.0959E+006	3.0997E+005	3.8431E+005	13750.
Total kg/h	67618.0000	10000.0002	4800.0000	90.6100
Flowrates in kg/h				
Water	67618.0000	10000.0002	4800.0000	90.6100

Stream No.	21	22	23
Stream Name			ASEXP
Temp C	31.0000	31.0000	151.8200*
Pres bar	1.0130	1.0130	5.0000*
Enth kcal/h	3.4860E+005	6.5856E+005	15567.
Total kg/h	11246.2665	21246.2666	101.6700
Flowrates in kg/h			
Water	11246.2665	21246.2666	101.6700

A-III 6.2 RESUMEN DE EQUIPOS

Equip. No.	6
Name	CT-0501
1st Stream T Out C	31.0000
Calc Ht Duty kcal/h	-984860.0000
LMTD Corr Factor	1.0000

A-III 7 DIAGRAMAS REALIZADOS EN CHEMCAD

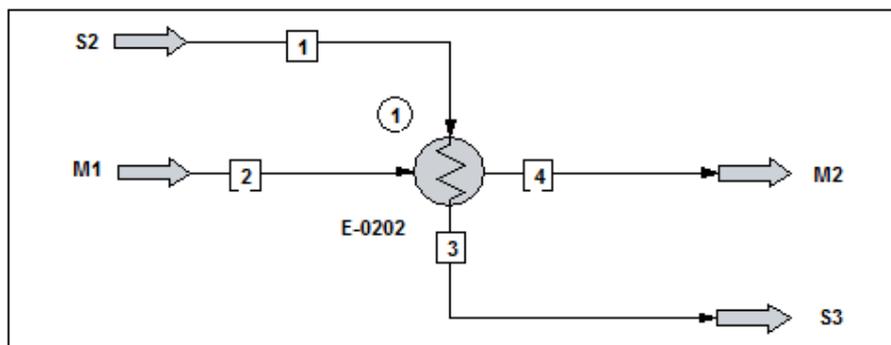


Figura AIII.1: Esquema de Chemcad de E-0202

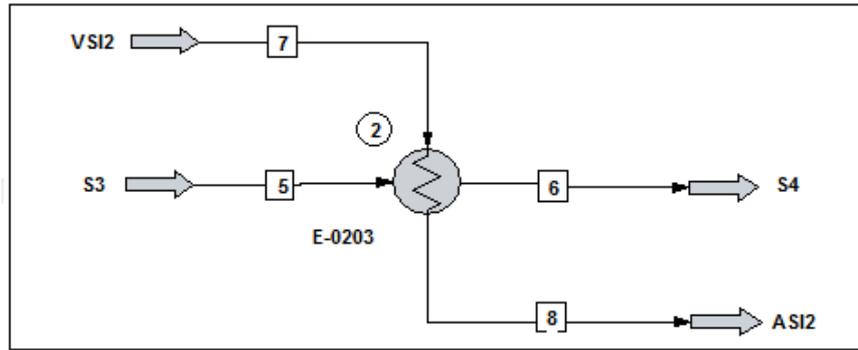


Figura AIII.2: Esquema de Chemcad de E-0203

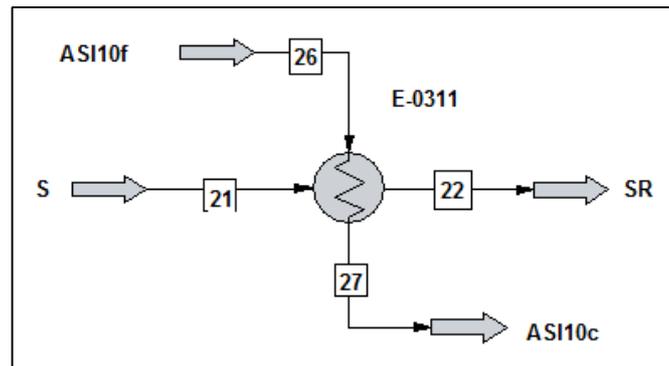


Figura AIII.3: Esquema de Chemcad de E-0311

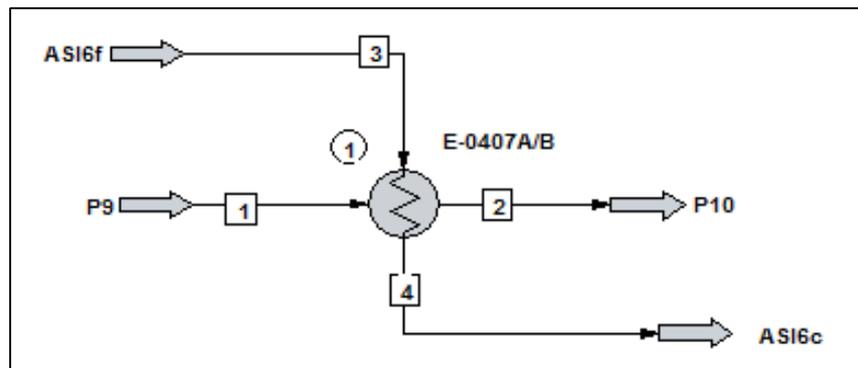


Figura AIII.4: Esquema de Chemcad de E-0407A/B

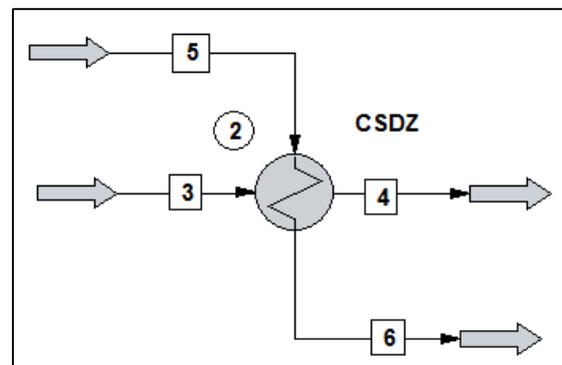


Figura AIII.5: Esquema de Chemcad de CSDZ (Condensador de Sistema Desolventizador)

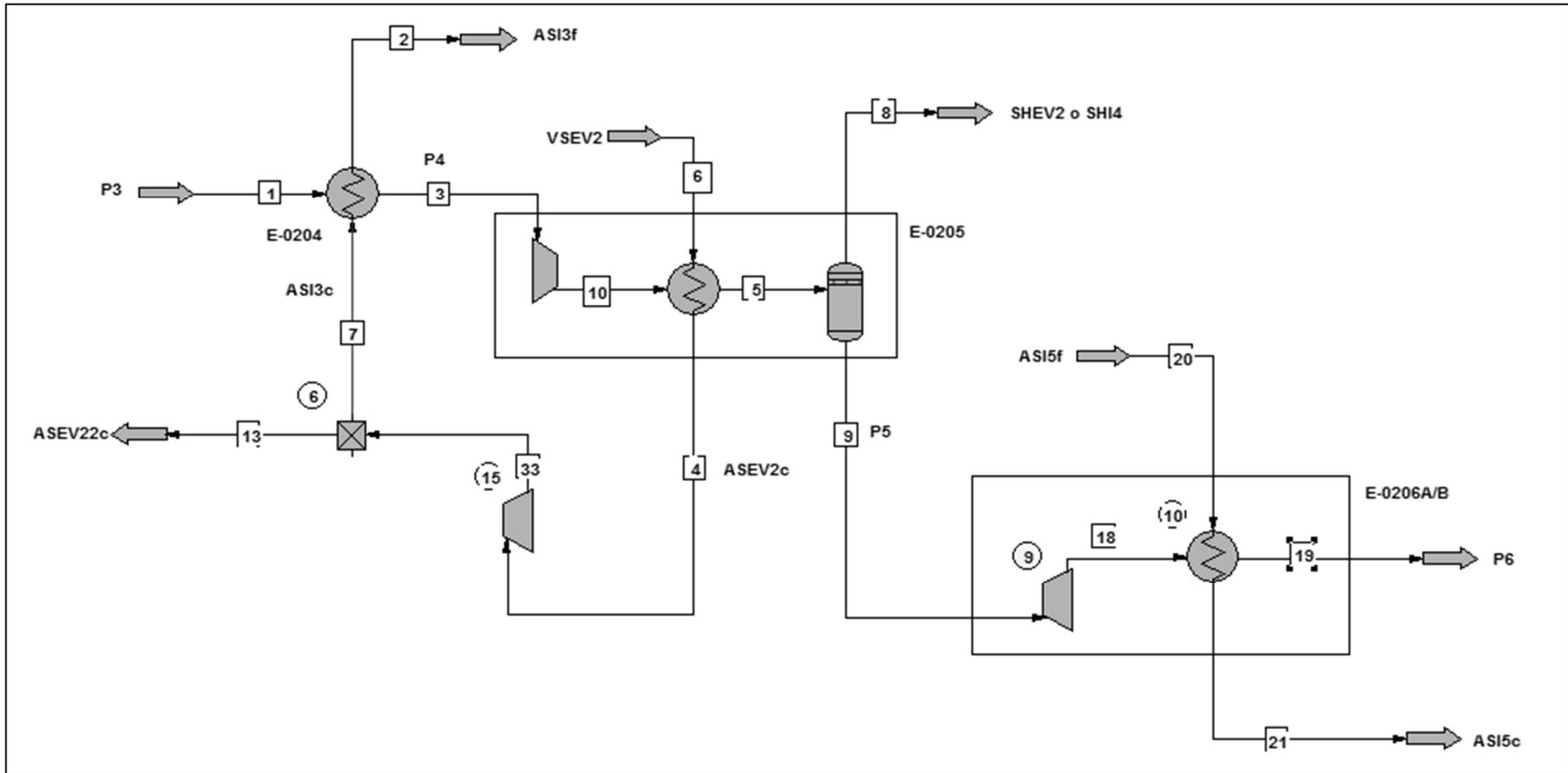


Figura AIII.6: Esquema de Chemcad de Bloque 1

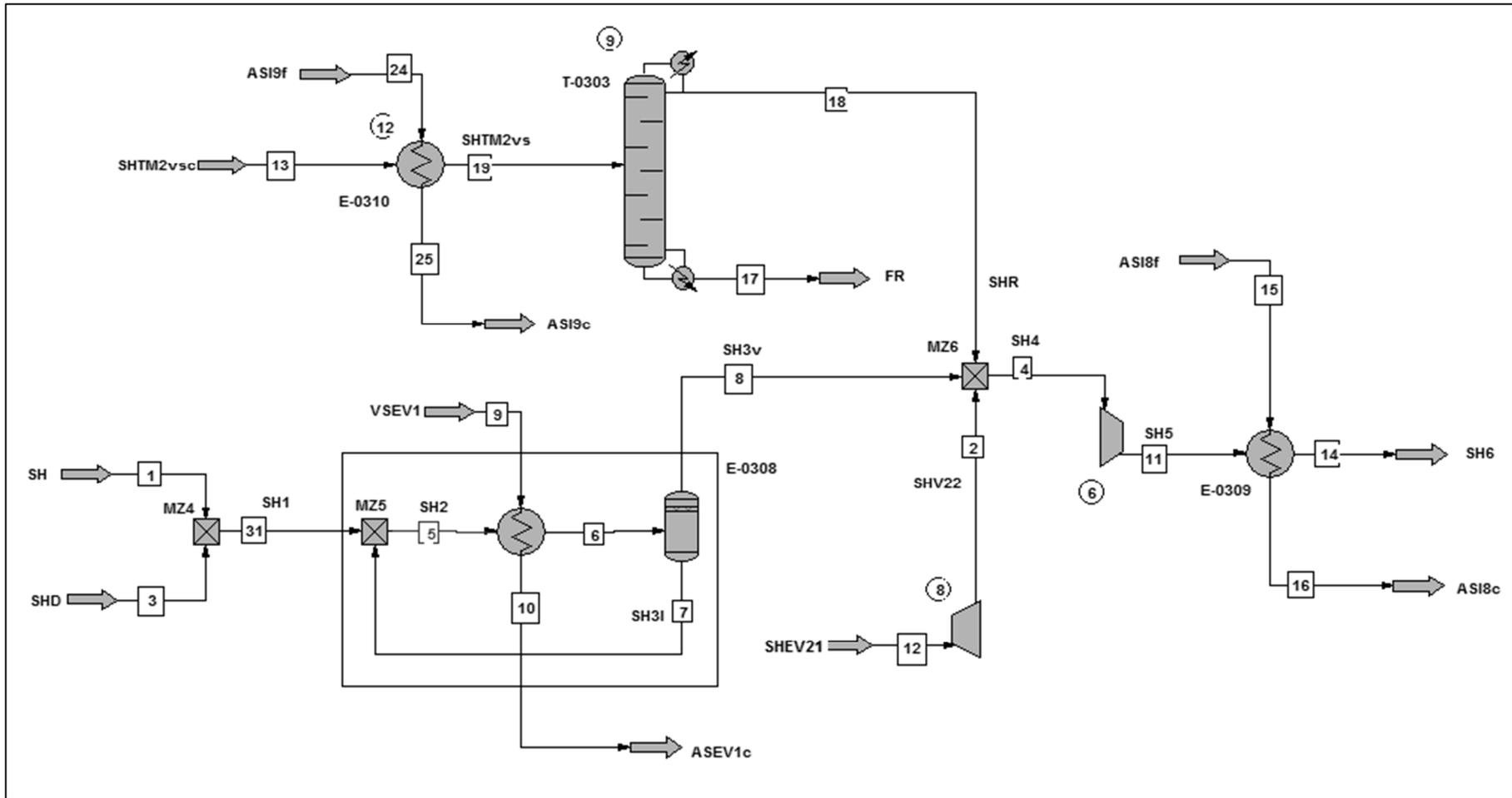


Figura AIII.7: Esquema de Chemcad de Bloque 2

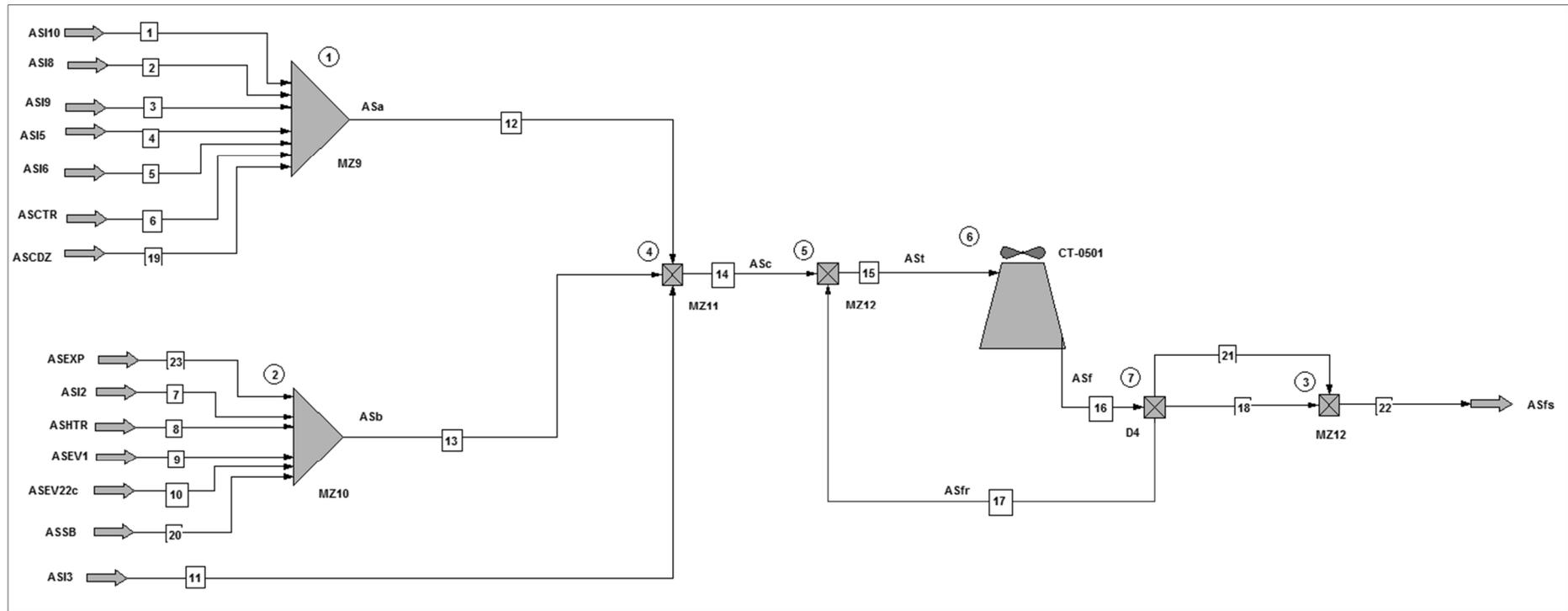


Figura AIII.8: Esquema de Chemcad de CT-0601



ANEXO IV: DISEÑO DE EQUIPOS

A-IV 1 ETAPAS TEÓRICAS DE OPERACIÓN DE LIXIVIACIÓN

En el capítulo 7 se dejó en claro la manera de calcular el número de etapas teóricas del proceso de lixiviación, es por ello que en el presente anexo se dejan los resultados obtenidos como consecuencia de aplicar dicho modelo. Por último, se debe de recordar que para los cálculos se tomó un Índice de Retención (IR) constante para todas la etapas e igual a 0,4491.

Tabla A-IV 1: Resultado de balance de masas en Etapa 1

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	BS4	E2	R1	M1
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	399,16	369,43	389,39	379,20
Etanol	0,00	1.848,46	936,48	911,98
Resto Insolubles	2.952,29	0,00	2.952,29	0,00

$$\begin{aligned}
 R1 \cdot ZR1 &= BS4 \cdot ZBS4 && 2.952,29 \text{ kg/h} \\
 SA &= IR \cdot (R1 \cdot ZR1) && 1.325,87 \text{ kg/h} \\
 FAEN &= M1 \cdot XM1 / (M1 \cdot XM1 + M1 \cdot YM1) && 0,29 \text{ Adimensional} \\
 FAEN &= FALBRN && 0,29 \text{ Adimensional} \\
 R1 \cdot XR1 &= SA \cdot FALBRN && 389,39 \text{ kg/h} \\
 R1 \cdot YR1 &= SA - R1 \cdot XR1 && 936,48 \text{ kg/h} \\
 \Delta ACEITE &= BS4 \cdot XBS4 - M1 \cdot XM1 && 19,96 \text{ kg/h} \\
 \Delta ETANOL &= M1 \cdot YM1 - BS4 \cdot YBS4 && 911,98 \text{ kg/h} \\
 E2 \cdot X2 &= R1 \cdot XR1 - \Delta ACEITE && 369,43 \text{ kg/h} \\
 E2 \cdot Y2 &= \Delta ETANOL + R1 \cdot YR1 && 1.848,46 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$

Tabla A-IV 2: Resultado de balance de masas en Etapa 2

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	R1	E3	R2	E2
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	389,39	200,89	220,85	369,43
Etanol	936,48	2.017,00	1.105,02	1.848,46
Resto Insolubles	2.952,29	0,00	2.952,29	0,00

$$\begin{aligned}
 R2 \cdot ZR2 &= R1 \cdot ZR1 && 2.952,29 \text{ kg/h} \\
 SA &= IR \cdot (R2 \cdot ZR2) && 1.325,87 \text{ kg/h} \\
 FAE2 &= E2 \cdot XE2 / (E2 \cdot XE2 + E2 \cdot YE2) && 0,17 \text{ Adimensional} \\
 FAEN &= FALBRN && 0,17 \text{ Adimensional} \\
 RN \cdot XR2 &= SA \cdot FALBR2 && 220,85 \text{ kg/h} \\
 RN \cdot YR2 &= SA - RN \cdot XR2 && 1.105,02 \text{ kg/h} \\
 \Delta ACEITE &= R1 \cdot XR1 - E2 \cdot XE2 && 19,96 \text{ kg/h} \\
 \Delta ETANOL &= E2 \cdot YE2 - R1 \cdot YR1 && 911,98 \text{ kg/h} \\
 E3 \cdot X3 &= RN \cdot XR2 - \Delta ACEITE && 200,89 \text{ kg/h} \\
 E3 \cdot Y3 &= \Delta ETANOL + R2 \cdot YR2 && 2.017,00 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$



Tabla A-IV 3: Resultado de balance de masas en Etapa 3

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	R2	E4	R3	E3
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	220,85	100,14	120,09	200,89
Etanol	1.105,02	2.117,76	1.205,78	2.017,00
Resto Insolubles	2.952,29	0,00	2.952,29	0,00

$$\begin{aligned}
 R3 \cdot ZR3 &= R2 \cdot ZR2 && 2.952,29 \text{ kg/h} \\
 SA &= IR \cdot (R3 \cdot ZR3) && 1.325,87 \text{ kg/h} \\
 FAE3 &= E3 \cdot XE3 / (E3 \cdot XE3 + E3 \cdot YE3) && 0,09 \text{ Adimensional} \\
 FAE3 &= FALBR3 && 0,09 \text{ Adimensional} \\
 R3 \cdot XR3 &= SA \cdot FALBR3 && 120,09 \text{ kg/h} \\
 R3 \cdot YR3 &= SA - R3 \cdot XR3 && 1.205,78 \text{ kg/h} \\
 \Delta ACEITE &= R2 \cdot XR2 - E3 \cdot XE3 && 19,96 \text{ kg/h} \\
 \Delta ETANOL &= E3 \cdot YE3 - R2 \cdot YR2 && 911,98 \text{ kg/h} \\
 E4 \cdot X4 &= R3 \cdot XR3 - \Delta ACEITE && 100,14 \text{ kg/h} \\
 E4 \cdot Y4 &= \Delta ETANOL + R3 \cdot YR3 && 2.117,76 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$

Tabla A-IV 4: Resultado de balance de masas en Etapa 4

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	R3	E5	R4	E4
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	120,09	39,90	59,86	100,14
Etanol	1.205,78	2.177,99	1.266,01	2.117,76
Resto Insolubles	2.952,29	0,00	2.952,29	0,00

$$\begin{aligned}
 R4 \cdot ZR4 &= R3 \cdot ZR3 && 2.952,29 \text{ kg/h} \\
 SA &= IR \cdot (R4 \cdot ZR4) && 1.325,87 \text{ kg/h} \\
 FAE4 &= E4 \cdot XE4 / (E4 \cdot XE4 + E4 \cdot YE4) && 0,05 \text{ Adimensional} \\
 FAE4 &= FALBR4 && 0,05 \text{ Adimensional} \\
 R4 \cdot XR4 &= SA \cdot FALBR4 && 59,86 \text{ kg/h} \\
 R4 \cdot YR4 &= SA - R4 \cdot XR4 && 1.266,01 \text{ kg/h} \\
 \Delta ACEITE &= R3 \cdot XR3 - E4 \cdot XE4 && 19,96 \text{ kg/h} \\
 \Delta ETANOL &= E4 \cdot YE4 - R3 \cdot YR3 && 911,98 \text{ kg/h} \\
 E5 \cdot X5 &= R4 \cdot XR4 - \Delta ACEITE && 39,90 \text{ kg/h} \\
 E5 \cdot Y5 &= \Delta ETANOL + R4 \cdot YR4 && 2.177,99 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$

Tabla A-IV 5: Resultado de balance de masas en Etapa 5

Balance	ENTRA		SALE	
Corriente	R4	E6	R5	E5
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	59,86	3,90	23,85	39,90
Etanol	1.266,01	2.214,00	1.302,02	2.177,99
Resto Insolubles	2.952,29	0,00	2.952,29	0,00

$$\begin{aligned}
 R5 \cdot ZR5 &= R4 \cdot Z4 && 2.952,29 \text{ kg/h} \\
 SA &= IR \cdot (R5 \cdot ZR5) && 1.325,87 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$



$FAEN = EN \cdot XEN / (EN \cdot XEN + EN \cdot YEN)$	0,02	Adimensional
$F AE5 = FALBR5$	0,02	Adimensional
$R5 \cdot XR5 = SA \cdot FALBR5$	23,85	kg/h
$R5 \cdot YR5 = SA - R5 \cdot XR5$	1.302,02	kg/h
$\Delta ACEITE = R4 \cdot XR4 - E5 \cdot XE5$	19,96	kg/h
$\Delta ETANOL = E5 \cdot YE5 - R4 \cdot YR4$	911,98	kg/h
$E6 \cdot X6 = R5 \cdot XR5 - \Delta ACEITE$	3,90	kg/h
$E6 \cdot Y6 = \Delta ETANOL + R5 \cdot YR5$	2.214,00	kg/h

Tabla A-IV 6: Resultado de balance de masas en Etapa 6

Balance	ENTRA		SALE	
	R5	S4	BS5	E6
Componente	Caudal [kg/h]			
Aceite	23,85	-17,63	2,33	3,90
Etanol	1.302,02	2.235,52	1.323,54	2.214,00
Resto Insolubles	2.952,29	0,00	2.952,29	0,00

$R6 \cdot ZR6 = R5 \cdot Z5$	2.952,29	kg/h
$SA = IR \cdot (R6 \cdot ZR6)$	1.325,87	kg/h
$F AE6 = E6 \cdot XE6 / (E6 \cdot XE6 + EN6 \cdot YE6)$	0,00	Adimensional
$F AE6 = FALBR6$	0,00	Adimensional
$RN \cdot XR6 = SA \cdot FALBR6$	2,33	kg/h
$R6 \cdot YR6 = SA - R6 \cdot XR6$	1.323,54	kg/h
$\Delta ACEITE = R5 \cdot XR5 - E6 \cdot XE6$	19,96	kg/h
$\Delta ETANOL = E6 \cdot YE6 - R5 \cdot YR5$	911,98	kg/h
$E7 \cdot X7 = R6 \cdot XR6 - \Delta ACEITE$	-17,63	kg/h
$E7 \cdot Y7 = \Delta ETANOL + R6 \cdot YR6$	2.235,52	kg/h

De las tablas y ecuaciones anteriores se desprende que, por un lado, la variación de etanol y aceite ($\Delta ETANOL$ y $\Delta ACEITE$) se mantuvieron constantes, lo que indica que el cálculo estuvo bien realizado, mientras que por el otro, en la etapa 6 se puede notar que el valor del aceite es negativo, o sea, que la micela está libre de aceite, lo que indica que en esa etapa se tiene solvente puro y ende representa el número total e etapas teóricas.



A-IV 2 DISEÑO DE REACTOR TANQUE AGITADO

Datos

Corriente P6

$m_{P6} := 900$

Gasto Másico de Corriente P6 [kg/h]

$TP_{6a} := 25$

$\rho_{rP6a} := 0.8926557$

Densidad Relativa de Corriente P6 a 25°C

$\mu_{P6a} := 0.02421$

Viscosidad Corriente P6 a 25°C [Kg/m*s]

$k_{P6a} := 0.1374$

Conductividad Térmica Corriente P6 a 25°C [kcal/(h*m*°C)]

$C_{pP6a} := 0.4664$

Calor Especifico Corriente P6 a 25°C [kcal/(kg*°C)]

$TP_{6b} := 60$

Temperatura de Reacción [°C]

$\rho_{rP6b} := 0.86942$

Densidad Relativa de Corriente P6 a 60°C

$\mu_{P6b} := 0.008761$

Viscosidad Corriente P6 a 60°C [Kg/m*s]

$k_{P6b} := 0.1290$

Conductividad Térmica Corriente P6 a 60°C [kcal/(h*m*°C)]

$C_{pP6b} := 0.5027$

Calor Especifico Corriente P6 a 60°C [kcal/(kg*°C)]

SAP

$\rho_{rSAP} := 0.650$

Densidad Relativa de SAP

Se agrega una cantidad de SAP igual al 10% del caudal másico de aceite que entra al reactor.

$\chi_{SAP} := 0.1$

Fracción de SAP p/p respecto a mO.

Catalizador Fe₃(SO₄)₂

$\rho_{rC} := 2.1$

Densidad Relativa del Catalizador

$DC := 0.0005$

Díámetro de Partícula de Catalizador [m]

Se agrega una cantidad de Catalizador igual al 3% del caudal másico de aceite que entra al reactor.

$\chi_C := 0.03$

Fracción de Catalizador p/p respecto a mO.

Agua

$\rho_W := 1000$

Densidad del Agua [kg/m³]

$g := 9.807$

Aceleración de la Gravedad [m/s²]

$g_c := 9.807$

Constante Gravitacional [kg*m/kgf*s²]

$\lambda_{VAP} := 539.4$

Calor de Vaporización [kcal/kg]

$\mu_W := 0.0003826$

Viscosidad del Agua [kg/m*s]



Reacción

Reacción catalizada de primer orden

$$X_A := 0.85397$$

Grado de Conversión, Fracción.

$$t := 60$$

Tiempo de Reacción [min]

No hay resistencia en los poros del catalizador, por lo que supongo que el módulo de Thiele (MT) es igual a 0.4. Para este valor, según la gráfica 18.6, pág. 387 Levenspiel el factor de eficacia (ϵ) es 0.9

$$\epsilon := 0.9$$

Calculo del Volumen del Reactor

$$m_{SAP} := m_{P6} \chi_{SAP} = 90$$

Masa de SAP [kg]

$$m_C := m_{P6} \chi_C = 27$$

Masa de Catalizador [kg]

$$\rho_{SAP} := \rho_{rSAP} \rho_W = 650$$

Densidad de SAP [kg/m³]

$$\rho_{P6b} := \rho_{rP6b} \rho_W = 869.42$$

Densidad de Catalizador [kg/m³]

$$v_{SAP} := \frac{m_{SAP}}{\rho_{SAP}} = 0.138$$

Caudal Volumétrico SAP [m³]

$$v_{P6} := \frac{m_{P6}}{\rho_{P6b}} = 1.035$$

Caudal Volumétrico de Aceite [m³/h]

$$v_C := \frac{m_C}{\rho_{rC} \rho_W} = 0.013$$

Caudal Volumétrico de Catalizador [m³/h]

$$V_C := v_C \cdot \left(\frac{t}{60} \right) = 0.013$$

Volumen de catalizador tomado en un tiempo igual a una hora. [m³]

$$k_C := \frac{-\ln(1 - X_A)}{t \cdot \epsilon \cdot V_C} = 2.771$$

Constante de la reacción en base al volumen de catalizador [1/m³C*min]

$$\tau_c := \frac{X_A}{k_C (1 - X_A)} = 2.11$$

Parámetro Espacio - Tiempo en presencia del Catalizador [m³ Cat*min].

$$\tau := \frac{\tau_c}{V_C} = 164.135$$

Parámetro Espacio - Tiempo [min].

$$v := v_C + v_{SAP} + v_{P6}$$

Caudal Total de Alimentación [m³/h]

$$V_{Rt} := \frac{\tau}{60} \cdot v = 3.246$$

Volumen Teórico del Reactor [m³]

$$V_R := 3.5$$

Volumen Tomado del Reactor [m³]



Cálculo de Potencia del Agitador y Características del Tanque

Relaciones:

S1= Dt/Da= 3,00

S2= E/Da= 1,00

S3= L/Da= 0,25

S5= J/Dt= 0,10

S6= H/Dt= 1,00

S1 := 3

S2 := 1

S3 := 0.25

S5 := 0.10

S6 := 1

Nmin := 80

Velocidad de Giro del Agitador [1/min]

N := Nmin / 60 = 1.333

Velocidad de Giro del Agitador [1/s]

Supongo una relación de esbeltez igual a 1,25 (Fuente)

Ez := 1.25

Relación de Esbeltez (Altura del Tanque/Diámetro del Tanque)

Dado

Ez = Ht / Dt

VR = pi * (Dt^2 / 4) * Ht

Find(Dt, Ht) = (-0.764 + 1.323i 1.528 -0.764 - 1.323i) / (-0.955 + 1.654i 1.91 -0.955 - 1.654i)

Dt := 1.528

Diámetro del Tanque [m]

Ht := 1.91

Altura del Tanque [m]

Da := Dt / S1 = 0.509

Diámetro del Agitador [m]

E := S2 * Da = 0.509

Altura del Rodete sobre el Fondo del Tanque [m]

L := S3 * Da = 0.127

Longitud de las palas del Rodete [m]

J := S5 * Dt = 0.153

Ancho de las placas Deflectoras [m]

H := S6 * Dt = 1.528

Altura del Liquido [m]



Debido a que el SAP flota en aceite ($\rho_{SAP} < \rho_{P6b}$), el esfuerzo adicional que debe de hacer el agitador radica en mover el catalizador. Es por esto que para simplificar los cálculos se procede a obtener la potencia del agitador necesaria para mover el líquido y el catalizador para luego, a partir de este valor, elegir un motor de mayor potencia que tenga en cuenta el total de la mezcla.

Supongo Número de Potencia (NPo) igual a 6

$$Po := 6 \quad \text{Número de Potencia, Adimensional}$$

$$\rho_C := \rho_{rC} \rho_W = 2100 \quad \text{Densidad del Catalizador [kg/m}^3\text{]}$$

$$\rho_{P6b} := \rho_{rP6b} \rho_W = 869.42 \quad \text{Densidad de la Suspensión Aceite - SAP [kg/m}^3\text{]}$$

$$\Delta\rho := \rho_C - \rho_{P6b} = 1230.58 \quad \text{Diferencia de Densidades [kg/m}^3\text{]}$$

$$V_{ts} := \frac{g \cdot DC^2 \cdot \Delta\rho}{18 \cdot \mu_{P6b}} = 1.91 \times 10^{-2} \quad \text{Velocidad Terminal de la suspensión, Ley de Stokes [m/s]}$$

$$A := \frac{1}{\sqrt[3]{\frac{\pi}{4}}} = 1.0839 \quad \text{Constante de la Ecuación para el cálculo de Z}$$

$$B := \frac{A \cdot Po \cdot Da^{\frac{11}{2}} \cdot N^3 \cdot \rho_C^{\frac{2}{3}}}{g \cdot V_{ts} \cdot Dt^{\frac{7}{6}} \cdot mC^{\frac{2}{3}}} = 22.331 \quad \text{Constante de la ecuación para el cálculo de Z, que depende del sistema}$$

Dado

$$(Z + E) \cdot \frac{1}{3} \cdot e^{\left(\frac{4.35 \cdot Z}{Dt - 0.1}\right)} = B$$

$$Z'' := \text{Find}(Z) \rightarrow 0.97630499213760129952$$

$$Z' := Z'' = 0.976 \quad \text{Altura que se eleva el catalizador por sobre el impulsor [m]}$$

$$HS := Z' + E = 1.486 \quad \text{Profundidad a la cual se levanta el catalizador [m]}$$

HS TIENE QUE SER MENOR O IGUAL QUE H

$$\frac{HS}{H} \cdot 100 = 97.228 \quad \text{Relación entre la altura que se eleva el catalizador y la altura del líquido [%]}$$

$$vm := \frac{\pi \cdot Dt^2 \cdot HS}{4} = 2.724 \quad \text{Volumen de la suspensión [m}^3\text{]}$$



$$\phi_{sm} := \frac{mC}{\rho C} = 4.719 \times 10^{-3} \quad \text{Fracción de volumen de catalizador en la suspensión abajo de } Z'. \text{ Adimensional}$$

$$\rho_m := \phi_{sm} \cdot \rho_C + (1 - \phi_{sm}) \cdot \rho_{P6b} = 875.228 \quad \text{Densidad de la suspensión abajo de } Z', \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

Como no hay datos medidos, se supone que $\phi_{ss}=0.6$

$$\phi_{ss} := 0.6 \quad \text{Fracción de volumen de sólidos en el lecho completamente sedimentado, Adimensional}$$

$$\mu_m := \frac{\mu_{P6b}}{\left(1 - \frac{\phi_{sm}}{\phi_{ss}}\right)^{1.8}} = 8.886 \times 10^{-3} \quad \text{Viscosidad de la suspensión debajo de } Z' \text{ [kg/m*s]}$$

$$Re_b := \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho_m}{\mu_m} = 34067.25 \quad \text{Re a temperatura de } 60^\circ\text{C}$$

Entra en la región de la figura en la que P_o es cte y según la figura Mc Cabe

$$P := \left(\frac{P_o \cdot \rho_m N^3 \cdot Da^5}{g_c} \right) \cdot \frac{1}{75} = 0.58 \quad \text{Potencia Transmitida a la Suspensión [HP métrico]}$$

Calculo del encamisado y cantidad de vapor para mantener un $\Delta T=15^\circ\text{C}$

Con Re_b , saco j_h de la fig. 20.2, pág. 816, D. Kern

$$j_{hb} := 425 \quad \text{Factor para la Transferencia de Calor, Adimensional}$$

$$re_{1b} := \frac{k_{P6b}}{Dt} = 0.084 \quad \text{Relación entre la Conductividad Térmica y el Diámetro del Tanque. [kcal/h*m}^2\text{*}^\circ\text{C}]$$

$$Pr_b := \left[\frac{C_p P_{6b} (\mu_{P6b} \cdot 3600)}{k_{P6b}} \right]^{\frac{1}{3}} = 4.972 \quad \text{Número de Prandtl, Adimensional}$$

$$re_{2b} := \left(\frac{\mu_{P6b}}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.55 \quad \text{Relación entre la Viscosidad del Aceite y del Agua, Adimensional}$$

$$hib := j_{hb} \cdot re_{1b} \cdot Pr_b \cdot re_{2b} = 276.537 \quad \text{Coeficiente de Transferencia de Calor referido al Interior del Tanque. [kcal/h*m}^2\text{*}^\circ\text{C}]$$

$$hiob := 7323.64 \quad \text{Coeficiente de Transferencia de Calor referido al Exterior del Tanque o Interior de la Camisa. [kcal/h*m}^2\text{*}^\circ\text{C}]$$

$$UC_b := \frac{hib \cdot hiob}{hib + hiob} = 266.475 \quad \text{Coeficiente de Transferencia de Calor Total Limpio [kcal/h*m}^2\text{*}^\circ\text{C}]$$



Tomo valor del Apéndice de Kern de Rd para aceites vegetales, Tabla 12, pág. 950.

$$R_d := 0.003 \quad \text{Factor de Obstrucción [h}^2\text{m}^2\text{°C/kcal]}$$

$$h_d := \frac{1}{R_d} = 333.333 \quad \text{Coeficiente de Transferencia de Calor de Diseño. [kcal/h}^2\text{m}^2\text{°C}]$$

$$U_{Db} := \frac{U_{Cb} \cdot h_d}{U_{Cb} + h_d} = 148.089 \quad \text{Coeficiente Total de Diseño. [kcal/h}^2\text{m}^2\text{°C}]$$

Para el cálculo del área de transferencia tomo en cuenta que es un cilindro recto y que por la condición S6, $D_t=H$. De esta manera en la ecuación del Área total (considerando sólo una tapa) se transforma de $A_t = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot H + \pi \cdot r^2$ en $A_t = 2 \cdot \pi \cdot (D_t/2) \cdot D_t + \pi \cdot (D_t/2)^2$

$$A_t := 2 \cdot \pi \cdot \left(\frac{D_t}{2}\right) \cdot D_t + \pi \cdot \left(\frac{D_t}{2}\right)^2 = 9.169 \quad \text{Área de transferencia [m}^2\text{]}$$

$$\Delta T_b := 10 \quad \text{Variación permitida de la temperatura de reacción [°C]}$$

$$Q_b := U_{Db} \cdot A_t \cdot \Delta T_b = 13577.804 \quad \text{Calor transferido por el vapor al tanque [kcal/h]}$$

$$m_{VAPb} := \frac{Q_b}{\lambda_{VAP}} = 25.172 \quad \text{Masa de Vapor que debe circular por la camisa para mantener el } \Delta T \text{ constante [kg/h]}$$

Calculo del encamisado y cantidad de vapor para mantener un $\Delta T=35^\circ\text{C}$

$$\rho P_{6a} := \rho_r P_{6a} \rho_w = 892.656$$

$$Re_a := \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho P_{6a}}{\mu P_{6a}} = 12753.58 \quad \text{Re a temperatura de } 60^\circ\text{C}$$

Con Re, saco jh de la fig. 20.2, pág. 816, D. Kern

$$j_{ha} := 162.5 \quad \text{Factor para la Transferencia de Calor, Adimensional}$$

$$re_{1a} := \frac{k P_{6a}}{D_t} = 0.09 \quad \text{Relación entre la Conductividad Térmica y el Diámetro del Tanque. [kcal/h}^2\text{m}^2\text{°C}]$$

$$Pr_a := \left[\frac{C_p P_{6a} \cdot (\mu P_{6a} \cdot 3600)}{k P_{6a}} \right]^{\frac{1}{3}} = 6.663 \quad \text{Número de Prandtl, Adimensional}$$

$$re_{2a} := \left(\frac{\mu P_{6b}}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.55 \quad \text{Relación entre la Viscosidad del Aceite y del Agua, Adimensional}$$

$$h_{ia} := j_{ha} \cdot re_{1a} \cdot Pr_a \cdot re_{2a} = 150.931 \quad \text{Coeficiente de Transferencia de Calor referido al Interior del Tanque. [kcal/h}^2\text{m}^2\text{°C}]$$

$$h_{io} := 7323.64 \quad \text{Coeficiente de Transferencia de Calor referido al Exterior del Tanque o Interior de la Camisa. [kcal/h}^2\text{m}^2\text{°C}]$$



$$UCa := \frac{hia \cdot hio}{hia + hio} = 147.884$$

Coefficiente de Transferencia de Calor Total Limpio
[kcal/h*m²*°C]

Tomo valor del Apéndice de Kern de Rd para aceites vegetales, Tabla 12, pág. 950.

$$Rd := 0.003$$

Factor de Obstrucción [h*m²*°C/kcal]

$$hd := \frac{1}{Rd} = 333.333$$

Coefficiente de Transferencia de Calor de Diseño.
[kcal/h*m²*°C]

$$UDa := \frac{UCa \cdot hd}{UCa + hd} = 102.437$$

Coefficiente Total de Diseño. [kcal/h*m²*°C]

$$\Delta Ta := 35$$

Variación permitida de la temperatura de reacción [°C]

$$Qa := UDa \cdot At \cdot \Delta Ta = 32872.5$$

Calor transferido por el vapor al tanque [kcal/h]

$$mVAPa := \frac{Qa}{\lambda VAP} = 60.943$$

Masa de Vapor que debe de circular por la camisa para
mantener el ΔT constante [kg/h]

$$mVAP := mVAPa + mVAPb = 86.11$$

Masa Total de Vapor requerido para llevar la
temperatura del aceite de 25 a 60°C y mantenerla en la
temperatura de reacción



ANEXO V: REFERENCIAS

A-V 1 REFERENCIAS CAPÍTULO 2

Administración Nacional de Medicamentos, Alimentos y Tecnología Médica (ANMAT) - www.anmat.gov.ar

Asociación Maíz Argentino Maizar – www.maizar.org.ar

Bhadra, R., Muthukumarappan, K., & Rosentrater, K. A. (2009). Flowability properties of commercial distillers dried grains with solubles (DDGS). *Cereal chemistry*, 86(2), 170-180.

Cámara Argentina de Alcoholes - www.camaradealcoholes.org.ar

Corn oil one - www.cornoilone.com

Empresa productora de bioetanol Alconoa - www.alconoa.com.ar

Hunter Associates Laboratory Inc (2012). "Measuring Color usin Hunter L, a, b versus CIE 1976 L*a*b*."

Liu, K. (2009). Effects of particle size distribution, compositional and color properties of ground corn on quality of distillers dried grains with solubles (DDGS). *Bioresource Technol.* 100(19):4433-40.

Liu, K., & Rosentrater, K. A. (Eds.). (2011). "Distillers grains: Production, properties, and utilization". CRC Press.

Makkar H. (2012). "Biofuel Co-products as Livestock Feed: Opportunities and challenges. Food and Agriculture Organization of United States.

Moser, B. R., & Vaughn, S. F. (2012). *Biodiesel from corn distillers dried grains with solubles: preparation, evaluation, and properties*. *BioEnergy Research*, 5(2), 439-449.

Pereira Bulla E. (2014). *Diseño del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites de fritura*. Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Ingeniería. Bogotá, Colombia.

Saha, S. (2010). *Pelleting and characterization of dry distillers' grain with solubles pellets as bio-fuel*. (Doctoral dissertation).

United State Grains Council (2012). "A guide to Distiller's Dried Grans with Solubles (DDGS)". 3rd Edition of the U.S. Grains Council DDGS User Handbook.

University of South Carolina. School of Medicine. "Technical Guides: Color models". <http://dba.med.sc.edu>

A-V 2 REFERENCIAS CAPÍTULO 3

Aimar B. (2014). "Producción de Maíz para Bioetanol en las Zonas de las Junturas". Universidad Nacional de Córdoba, Facultad de Ciencias Agropecuarias.

Almada M. (2012). "Evolución de las Políticas Públicas de los Biocombustibles y su Impacto en el Desarrollo del Mercado y Nuevas Tecnologías en los últimos 5 años". Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca.

Asociación Maíz Argentino Maizar – www.maizar.org.ar

Bodolich C. y Miazzo D. (2014). "La cadena de valor agregado del maíz. Un modelo para el desarrollo". Fundación Agropecuaria para el desarrollo de Argentina.



Bolsa de comercio de Rosario - www.bcr.com.ar

Bragachini M. et al. (2011). "Informe de visita a la futura planta de bioetanol en base de maíz Bio4 S.A." Proyecto de Eficiencia de Cosecha, Poscosecha de Valor de Granos y Forrajes, y Valor Agregado en Origen. Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria

Bragachini M. et al. (2014). "Informe de la visita a la planta de producción de bioetanol de Acabio, Villa María, Córdoba". Proyecto de Eficiencia de Cosecha, Poscosecha de Valor de Granos y Forrajes, y Valor Agregado en Origen. Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria.

Cámara Argentina de Alcoholes - www.camaradealcoholes.org.ar

Cámara Argentina de Biocombustibles (2015). "La producción de biodiesel en Argentina. Una decisión estratégica".

Cámara Argentina de Energías Renovables (2013). "+ Renovables 2012 / 2013". Anuario de la cámara Argentina de Energía Renovables.

Ciani R. (2012). "Derivados de la industrialización de la soja". Ministerio de agricultura, ganadería y pesca.

"Con una inversión de 50 millones, Bio4 instalará secadoras de alimentos", [en línea], www.elpuntal.com.ar, 7 de junio del 2014. Dirección URL: <http://www.puntal.com.ar/noticia.php?id=172968>.

Confederación de Entidades del Comercio de Hidrocarburos y Afines de la República Argentina. www.cecha.org.ar

Di Paola, M. (2013). "Los biocombustibles es Argentina". Fundación Ambiente y Recursos Naturales.

Ferandez H. (2002). "Composición de alimentos para rumiantes". EEA INTA Balcarce.

Ferrer M. (2015). "Los Recursos Genéticos del Maíz". En G. Eyhérbide. *Bases para el Manejo del Cultivo del Maíz* (pp 235-250). Estación Experimental Agropecuaria INTA Pergamino.

Food and Agriculture Organization Stats - <http://faostat3.fao.org/home/S>

Fundación Española para el Desarrollo de la Nutrición Animal - www.fundacionfedna.org

Gallardo M. (2008). "Concentrados y Subproductos para la Alimentación de Rumiantes". INTA Rafaela.

Garzón J.M., Rossetti V. y Torre N. (2014). "La demanda de maíz en Argentina: caracterización por actividad y provincia". Fundación Mediterránea. <http://www.ieral.org>

Grindis M. (2013). "Alimentación de la vaca lechera". <http://www.produccion-animal.com.ar>

Grupo de Producción Animal, Inter GOT-EEA INTA Bordenave (1999). "Forrajes verdes y suplementos: su valor nutritivo". www.produccion-animal.com.ar

Holzer O. (2013). "Análisis descriptivo-comparativo en términos ecológicos, económicos y de sustentabilidad, de biocombustibles de uso automotor en Argentina respecto de los petrocombustibles de similar aplicación.". Centro de Estudios de la Actividad Regulatoria Energética.

Index Mundi - <http://www.indexmundi.com>



Información Legislativa y Documental. – www.infoleg.gob.ar

Instituto de la Promoción de la Carne Vacuna Argentina - <http://www.ipcva.com.ar>

Instituto nacional de estadísticas y censos - www.indec.gov.ar

Instituto Nacional Vitivinícola - www.inv.gov.ar

Instituto para las Negociaciones Agrícolas Internacionales (2014). “Escenario de Referencia Agroindustrial Mundial y Argentino al 2023”. <http://www.inai.org.ar>

Kim Y. et al (2008). “Composition of corn dry-grind ethanol by-products: DDGS, wet cake, and thin stillage. *Bioresource Technology*, 99 (12), 5156-5176.

“La burlanda húmeda circula en San Luis”, [en línea], www.treslineas.com.ar, 14 de julio de 2014. Dirección URL: <http://www.treslineas.com.ar/burlanda-humeda-circula-luis-n-1132069.html>

Laveaga A y Téllez S. (2001). “Capítulo 9: Alimentación”. Facultad de Medicina Veterinaria y Zootecnia, UNAM, México.

Linn J. (2001). “Necesidades Nutritivas del Ganado Vacuno Lechero: Resumen de las normas del NRC 2001”. Department of Animal Science. University of Minnesota.

Liu, K., & Rosentrater, K. A. (Eds.). (2011). “Distillers grains: Production, properties, and utilization”. CRC Press.

MINAGRI (2013). “Cálculo del consume interno de maíz en Argentina”. http://www.MINAGRI.gob.ar/dimeagro/dma/lo_nuevo.php

Makkar H. (2012). “Biofuel Co-products as Livestock Feed: Opportunities and challenges. Food and Agriculture Organization of United States.

Méndez J. et al. (2013). “Informe de la Visita a Bio4. Planta de Producción de Etanol en base a maíz”. Proyecto de Eficiencia de Cosecha, Poscosecha de Valor de Granos y Forrajes, y Valor Agregado en Origen. Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria.

Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca - www.MINAGRI.gob.ar

Molina, Claudio (2014). “El Bioetanol de Cereales en Argentina”. Jornada de bioenergía. Unión Industrial Argentina. Asociación Argentina de Biocombustibles e Hidrógeno.

Organization for Economic Co-operation Development –Food and Agricultural Organization (2014), “OECD-FAO Agricultural Outlook 2015-2024”. <http://stats.oecd.org/#>

Recalde M. (2012). “Una visión integrada del desarrollo del biodiesel en Argentina”. *Estudios Sociedad e Agricultura*, vol. 20, n. 1, pp. 188-216, ISSN 1413-0580.

Renewable Fuels Association – www.ethanolrfa.org

Rojó O. (2014). “Bioetanol de caña. Cuadro de situación”. Jornada de bioenergía. Unión Industrial Argentina. Cámara Argentina de Alcoholes.

Sanchez C., Castignani H., Marino M., Suero M. y Terán J. (2012). “La lechería Argentina: estado actual y su evolución (2008 a 2011)”. Asociación Argentina de Economía Agraria.

Secretaría de Energía de la Nación - www.energia.gov.ar

Servicio Nacional de Sanidad y Calidad Agroalimentaria - <http://www.senasa.gov.ar>

Sistema Integrado de Información Agropecuaria - <http://www.sii.gov.ar>



“Tengo maíz en mi tanque: la mayor parte del etanol argentino ya se elabora en base al cereal”, [en línea], www.valorsoja.com, 13 de agosto de 2014. Dirección URL: http://www.valorsoja.com/2014/08/13/tengo-maiz-en-mi-tanque-la-mayor-parte-del-etanol-argentino-ya-se-elabora-en-base-al-cereal/#.VeW34yV_Okp

United State Grains Council (2012). “A guide to Distiller’s Dried Grans with Solubles (DDGS)”. 3rd Edition of the U.S. Grains Council DDGS User Handbook.

United States Department of Agriculture – www.usda.gov

United States Energy Information Administration (2014). “Internacional Energy Outlook.” www.eia.gov

A-V 3 REFERENCIAS CAPÍTULO 4

Aguiar, S., et al. (2012). *La Curva en S como Herramienta para la Medición de los Ciclos de Vida de Productos*. Journal of technology management & innovation, 7(1), 238-248.

Baca Urbina, G. (2010). *Evaluación de proyectos* (6th ed.). México: McGraw-Hill Interamericana.

Google Maps. Sitio Web: <https://maps.google.com.ar/>. Visitado el 10 de Marzo de 2017

Hernández Villalobos, A., et al. (2005). *Formulación y evaluación de proyectos de inversión* (5th ed.). México: Thomson.

Mapas y Croquis, Red Ferroviaria de la República Argentina. *Sitio Oficial de la Comisión Nacional de Regulación del Transporte*. Visitado el 10 de Marzo de 2017, recuperado de <https://www.cnrt.gob.ar/mapas-y-croquis>.

Ministerio de Agroindustria. Sitio Web: www.agroindustria.gob.ar. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Parque Industrial y Tecnológico Villa María. Sitio Web: <http://parqueindustrial.villamaria.gob.ar>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Programa Nacional para el Desarrollo de Parques Nacionales. *Sitio Oficial del Ministerio de Producción de la República Argentina*. Visitado el 10 de Marzo de 2017, recuperado de <http://www.produccion.gob.ar/parquesindustriales/mas-informacion/>.

Rutas Argentinas. *Mapas de Argentina y el Mundo*. Visitado el 10 de Marzo de 2017, recuperado de <http://mapa-maps.com.ar/rutas-argentinas/>.

A-V 4 REFERENCIAS CAPÍTULO 5

Anderson, D. (2005). *A primer on oils processing technology*. Bailey's Industrial Oil and Fat Products, 6 Volume Set (Vol. 5). Chapter 1.

Antoniassi, R., Esteves, W., & de Almeida Meirelles, A. J. (1998). *Pretreatment of corn oil for physical refining*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 75(10), 1411-1415.

Arnold, L. K., & Choudhury, R. B. R. (1962). *Ethanol extraction of soybean oil*. Journal of the American Oil Chemists Society, 39(8), 379-380.

Arnold, L. K., & Choudhury, R. B. R. (1962). *Extraction of soybeans with four hydrocarbon solvents*. Journal of the American Oil Chemists Society, 39(8), 378-378.

Ataya, F., Dubé, M. A., & Terman, M. (2007). *Acid-catalyzed transesterification of canola oil to biodiesel under single-and two-phase reaction conditions*. Energy & Fuels, 21(4), 2450-2459.



- Baumler, E. R., Carrín, M. E., & Carelli, A. A. (2016). *Extraction of sunflower oil using ethanol as solvent*. Journal of Food Engineering.
- Beckel, A.C., Belter, P.A. & Smith, A.K. (1948). *Solvent effects on the products of soybean oil extraction*. Journal of the American Oil Chemists Society, 25, 7–9.
- Brueske, G. Crown Iron Works Co. (2000). *Procesos de Separación Aceite/Harina*. Libro de Oro de A&G-10. Aniversario, 533-542.
- Bulla Pereira, E. A. *Diseño del proceso de producción del biodiesel a partir de aceites de fritura* (Doctoral dissertation, Universidad Nacional de Colombia).
- Chien, J. T., Hoff, J. E., Lee, M. J., Lin, H. M., Chen, Y. J., & Chen, L. F. (1990). *Oil extraction of dried ground corn with ethanol*. The Chemical Engineering Journal, 43(3), B103-B113.
- Da Costa Rodrigues, C. E., & Oliveira, R. (2010). *Response surface methodology applied to the analysis of rice bran oil extraction process with ethanol*. International journal of food science & technology, 45(4), 813-820.
- Ding, J., Xia, Z., & Lu, J. (2012). *Esterification and deacidification of a waste cooking oil (TAN 68.81 mg KOH/g) for biodiesel production*. Energies, 5(8), 2683-2691.
- Fonseca, H. & Regitano-d'Arce, M.A.B. (1993). *Aflatoxin removal of peanut meals with aqueous ethanol*. Scientia Agricola, 50, 154–156.
- Franco, D., Sineiro, J., & Núñez, M. J. (2009). *Analysis of variables and modeling of Gevuina avellana oil extraction with ethanol near azeotrope conditions*. Journal of food process engineering, 32(5), 664-681.
- Franco, D., Sineiro, J., Pinelo, M., & Núñez, M. J. (2007). *Ethanol extraction of Rosa rubiginosa soluble substances: oil solubility equilibria and kinetic studies*. Journal of Food Engineering, 79(1), 150-157.
- Freedman, B. E. H. P., Pryde, E. H., & Mounts, T. L. (1984). *Variables affecting the yields of fatty esters from transesterified vegetable oils*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 61(10), 1638-1643.
- Gan, S., Ng, H. K., Ooi, C. W., Motala, N. O., & Ismail, M. A. F. (2010). *Ferric sulphate catalysed esterification of free fatty acids in waste cooking oil*. Bioresource technology, 101(19), 7338-7343.
- Gandhi, A. P., Joshi, K. C., Jha, K., Parihar, V. S., Srivastav, D. C., Raghunadh, P., & Tripathi, R. N. (2003). *Studies on alternative solvents for the extraction of oil-l soybean*. International journal of food science & technology, 38(3), 369-375.
- Gu, J., Xin, Z., Meng, X., Sun, S., Qiao, Q., & Deng, H. (2015). *Studies on biodiesel production from DDGS-extracted corn oil at the catalysis of Novozym 435/super absorbent polymer*. Fuel, 146, 33-40.
- Hron, R.J., Koltun, S.P., Graci Jr., A.V., (1982). *Biorenewable solvents for vegetable oil extraction*. J. Am. Chem. Soc. 59, 674–684.
- Johnson, L.A., Lusas, E.W., (1983). *Comparison of alternative solvents for oils extraction*. J. Am. Oil Chem. Soc. 60, 229–242.
- Joshi, H., Toler, J., Moser, B. R., & Walker, T. (2009). *Biodiesel from canola oil using a 1: 1 molar mixture of methanol and ethanol*. European journal of lipid science and technology, 111(5), 464-473.



- Kim, M., Yan, S., Salley, S. O., & Ng, K. Y. S. (2010). *Competitive transesterification of soybean oil with mixed methanol/ethanol over heterogeneous catalysts*. *Bioresource technology*, 101(12), 4409-4414.
- Kulkarni, M. G., Dalai, A. K., & Bakhshi, N. N. (2007). *Transesterification of canola oil in mixed methanol/ethanol system and use of esters as lubricity additive*. *Bioresource technology*, 98(10), 2027-2033.
- Kwiatkowski, J. R., & Cheryan, M. (2002). *Extraction of oil from ground corn using ethanol*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 79(8), 825-830.
- Lam, M. K., & Lee, K. T. (2011). *Mixed methanol-ethanol technology to produce greener biodiesel from waste cooking oil: a breakthrough for SO₄²⁻/SnO₂-SiO₂ catalyst*. *Fuel Processing Technology*, 92(8), 1639-1645.
- Lang, X., Dalai, A. K., Bakhshi, N. N., Reaney, M. J., & Hertz, P. B. (2001). *Preparation and characterization of bio-diesels from various bio-oils*. *Bioresource technology*, 80(1), 53-62.
- Lucena, I. L., Saboya, R. M., Oliveira, J. F., Rodrigues, M. L., Torres, A. E., Cavalcante, C. L., & Fernandes, F. A. (2011). *Oleic acid esterification with ethanol under continuous water removal conditions*. *Fuel*, 90(2), 902-904.
- Moreau, R. A., & Hicks, K. B. (2005). *The composition of corn oil obtained by the alcohol extraction of ground corn*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 82(11), 809-815.
- Moreau, R. A., Hicks, K. B., Johnston, D. B., & Laun, N. P. (2010). *The composition of crude corn oil recovered after fermentation via centrifugation from a commercial dry grind ethanol process*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 87(8), 895-902.
- Navarro, s., & Rodrigues, c. (2015). *Estudo do processo de extração de óleo de germen de milho utilizando etanol como solvente*. *Blucher Chemical Engineering Proceedings*, 1(2), 15768-15775.
- Noureddini, H., Bandlamudi, S. R., & Guthrie, E. A. (2009). *A novel method for the production of biodiesel from the whole stillage-extracted corn oil*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 86(1), 83-91.
- Noureddini, H., Bandlamudi, S. R., & Guthrie, E. A. (2009). *A novel method for the production of biodiesel from the whole stillage-extracted corn oil*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 86(1), 83-91.
- Ouachab, N., & Tsoutsos, T. (2013). *Study of the acid pretreatment and biodiesel production from olive pomace oil*. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 88(6), 1175-1181.
- Park, J. Y., Wang, Z. M., Kim, D. K., & Lee, J. S. (2010). *Effects of water on the esterification of free fatty acids by acid catalysts*. *Renewable Energy*, 35(3), 614-618.
- Pereira, E., dos Santos, L. M., Einloft, S., Seferin, M., & Dullius, J. (2015). *Biodiesel production from high FFA degummed rice bran oil by a two-step process using ethanol/methanol and a green catalyst*. *Waste and Biomass Valorization*, 6(3), 343-351.
- Pisarello, M. L., Dalla Costa, B., Mendow, G., & Querini, C. A. (2010). *Esterification with ethanol to produce biodiesel from high acidity raw materials: kinetic studies and analysis of secondary reactions*. *Fuel Processing Technology*, 91(9), 1005-1014.



- Rao, R. K., & Arnold, L. K. (1956). *Alcoholic extraction of vegetable oils. II. Solubilities of corn, linseed, and tung oils in aqueous ethanol*. Journal of the American Oil Chemists' Society, 33(2), 82-84.
- Regitano-d'Arce, M. A. B., Assis, R. P. & Lima, U. A. (1994). *Functional properties of sunflower seed meal obtained by ethanol extraction*. Archivos Latinoamericanos de Nutricion, 44, 29–32.
- Rodrigues, C. E., Aracava, K. K., & Abreu, F. N. (2010). *Thermodynamic and statistical analysis of soybean oil extraction process using renewable solvent*. International journal of food science & technology, 45(11), 2407-2414.
- Rodrigues, C. E., Longo, N. M., Silva, C. C., Aracava, K. K., & Garavazo, B. R. (2011). *Ethanolic Extraction of Soybean Oil: Oil Solubility Equilibria and Kinetic Studies*. Chem. Eng. Trans, 24, 811-816.
- Russin, T.A., Boye, J.I., Arcand, Y., Rajamohamed, S.H., (2011). *Alternative techniques for defatting soy: a practical review*. Food Bioprocess Technol. 4, 200–223.
- Santos, S. B. D., Martins, M. A., Caneschi, A. L., Aguilar, P. R. M., & Coimbra, J. S. D. R. (2015). *Kinetics and Thermodynamics of Oil Extraction from Jatropha curcas L. Using Ethanol as a Solvent*. International Journal of Chemical Engineering, 2015.
- Sawada, M. M., Venâncio, L. L., Toda, T. A., & Rodrigues, C. E. (2014). *Effects of different alcoholic extraction conditions on soybean oil yield, fatty acid composition and protein solubility of defatted meal*. Food Research International, 62, 662-670.
- Singh, N., & Cheryan, M. (1998). *Extraction of oil from corn distillers dried grains with solubles*. Transactions of the ASAE-American Society of Agricultural Engineers, 41(6), 1775-1778.
- Sousa, F. P., Luciano, M. A., & Pasa, V. M. D. (2013). *Thermogravimetry and viscometry for assessing the ester content (FAME and FAEE)*. Fuel processing technology, 109, 133-140.
- Toda, T. A., Sawada, M. M., & Rodrigues, C. E. (2016). *Kinetics of soybean oil extraction using ethanol as solvent: Experimental data and modeling*. Food and Bioproducts Processing, 98, 1-10.
- Wang, Y., Nie, J., Zhao, M., Ma, S., Kuang, L., Han, X., & Tang, S. (2010). *Production of biodiesel from waste cooking oil via a two-step catalyzed process and molecular distillation*. Energy & Fuels, 24(3), 2104-2108.
- Wang, Y., Ou, S., Liu, P., Xue, F., & Tang, S. (2006). *Comparison of two different processes to synthesize biodiesel by waste cooking oil*. Journal of Molecular Catalysis A: Chemical, 252(1), 107-112.
- Williams, M. A. (1997). *Extraction of lipids from natural sources*. Lipid Technologies and Applications, 113.
- Williams, M. A. (2005). *Recovery of oils and fats from oilseeds and fatty materials*. Bailey's Industrial Oil and Fat Products, 6 Volume Set (Vol. 5). Chapter 3.
- Winkler-Moser, J. K., & Breyer, L. (2011). *Composition and oxidative stability of crude oil extracts of corn germ and distillers grains*. Industrial crops and products, 33(3), 572-578.
- Woerfel, J. B. (1995). *Extraction. Practical handbook of soybean processing and utilization*. pag. 65-92.



A-V 5 REFERENCIAS CAPÍTULO 6

Robert, P., Green, D., & James, O. M. (1992). *Manual del ingeniero químico*. Editorial Mc Graw Hill. Quinta Edición (segunda edición en español).

A-V 6 REFERENCIAS CAPÍTULO 7

Bockisch, M. (2004). *Fats and oils handbook*. Champaign, Ill: AOCS Press.

Land, C. (2012). *Drying in the process industry*. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc., Publications.

Levenspiel, O. (2012). *Ingeniería de las reacciones químicas*. México: Limusa.

McCabe, W., & Smith, J. (1981). *Operaciones básicas de Ingeniería Química*. Barcelona: Reverté.

Riaz, M. N., & Rokey, G. J. (2011). *Extrusion Problems Solved: Food, Pet Food and Feed*. Elsevier.

Sitio Web Empresa Caltec. On line: www.caltec.com.ar/. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Jiangsu Fanqun Drying Equipment Factory Co., Ltd. On line: <http://es.jsfanqundryer.com/>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Jinxin Chemical Engineering Equipment. Co., Ltd. On line: <https://goldjinxin.en.alibaba.com/>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Norris Thermal Technologies Inc. On line: <http://beltomatic.com/>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Liaoyang Hongji Machinery Co., Ltd. On line: <https://lnhj.en.alibaba.com/>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Taian Gaodeng Co. Ltd. On line: <http://www.machinerybest.com/>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Vibromaq. On line: <http://www.vibromaq.com.ar/>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Xinxiang Zhenying Mechanical Equipment CO.,Ltd. On line: <http://www.cnzymachinery.com>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Zhengzhou New Lead Grain & Oil Science and Technology Co., Ltd. On line: <http://en.leadoil.com.cn/>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Treybal, R. (1997). *Operaciones de transferencia de masa*. México: McGraw-Hill.

A-V 7 REFERENCIAS CAPÍTULO 8

Cao, E. (2008). *Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos* (1era Ed.). Buenos Aires: Nueva Librería.

Crane C. (1993). *Flujo de Fluidos: Válvulas, Accesorios y Tuberías*. México: McGraw Hill, 1992.

Dávila Moya, W y Obando Rosero F.R. (2006). *Diseño y Construcción de un Intercambiador de Calor de Placas*. Ecuador. Quito. EPN.



Karassik I.J. y Carter R. (1974). *Bombas Centrifugas: Selección, Operación y Mantenimiento*. CECSA, México.

Kern, D. (2006). *Procesos de Transferencia de Calor* (1era Ed.). México: Compañía Editorial Continental.

Mc Cabe, W., & Smith, J. (1981). *Operaciones básicas de Ingeniería Química*. Barcelona: Reverté.

Moncada Albitres L (2016). *Intercambiadores de Calor*. Universidad Nacional de Trujillo, Perú.

Mott, R. L. (2006). *Mecánica de fluidos*. Pearson educación.

Shah, R., & Sekulić, D. (2003). *Fundamentals of Heat Exchanger Design* (1era ed.). Hoboken (N.J.): Wiley.

Sitio Web Empresa ADN Sistemas y Servicios S.R.L. On line: <http://adningeneria.com.ar/>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Dessol. On line: <http://dessol.com.ar/home.html>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Drotec C.I. y F. S.R.L. On line: <http://www.drotec.com.ar/index.html>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Fimaco S.A. On line: <http://www.fimaco.com.ar/index.php>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Indubel S.R.L. On line: <http://www.indubel.com.ar/>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Marzo Pumps S.A. On line: <http://www.marzopumps.com.ar/?section=home>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Radiadores Arevalo. On line: <http://www.arevaloradiadores.com.ar/index.php>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Sandex Córdoba. On line: <http://www.sandexcordoba.com.ar/index.html>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Sitio Web Empresa Sistemas Especiales S.R.L. On line: <http://dessol.com.ar/home.html>. Visitado el 10 de Marzo de 2017.

Warring, R. H. (1977). *Selección de bombas: sistemas y aplicaciones* (1era Ed.). España: Labor.

A-V 8 REFERENCIAS CAPÍTULO 9

Perry, R. H. (1994). *Manual del Ingeniero Químico* (6ta Ed.). Editorial McGraw Hill. México.



A-V 9 REFERENCIAS CAPÍTULO 10

Control de Calidad y Aseguramiento: Dos Imbatibles para la Mejora de la Pyme. *Pymes y Calidad* 2.0. Visitado el 12/03/2017, recuperado de <http://www.pymesycalidad20.com/control-de-la-calidad-y-aseguramiento.html>.

Duarte Pasa, V. M. (2006). *Especificaciones de la calidad del etanol carburante y del gasohol (mezcla de gasolina y etanol) y normas técnicas para la infraestructura* (No. 25952). Naciones Unidas Comisión Económica para América Latina y el Caribe (CEPAL).

HACCP. Manual del auditor de calidad. Ed Acribia S.A

Kuselman, I., et al. (1996). pH-metric determination of acid values in vegetable oils without titration. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 73(3), 295-301.

Kuselman, I., et al. (1997). *Practical limitations in determining vegetable oil acid values by a novel pH-metric method*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 74(10), 1339-1341.

Liu, K., & Rosentrater, K. A. (2012). *Distillers Grains: Production, Properties, and Utilization*. CRC Press.

Moser, B. R., & Vaughn, S. F. (2012). *Biodiesel from corn distillers dried grains with solubles: preparation, evaluation, and properties*. *BioEnergy Research*, 5(2), 439-449.

Owen P., (1898). *Biotechnología de la fermentación*. Ed. Acribia.

Pereira Bulla E. (2014). *Diseño del proceso de producción de biodiesel a partir de aceites de fritura*. Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Ingeniería. Bogotá, Colombia.

Recinos, G., et al. (2005). *Metodología para la fabricación de biodiesel a partir de aceite de palma africana (Elais guineensis) y aceite de soya usado*. *Revista Tierra Tropical*, 1, 51-59.

Zumbado H. (2002). *Análisis químicos de los alimentos. Métodos clásicos*. Instituto de Farmacia y Alimentos. Universidad de la Habana.

A-V 10 REFERENCIAS CAPÍTULO 11

Baca Urbina, G. (2010). *Evaluación de proyectos* (6th ed.). México: McGraw-Hill Interamericana.

Fincowsky, F., & Enrique, B. (2009). *Organización de empresas* (3rd ed.). México: McGraw-Hill Interamericana.

Hernández Villalobos, A., et al. (2005). *Formulación y evaluación de proyectos de inversión* (5th ed.). México: Thomson.

Koontz, H., & Weihrich, H. (2013). *Elementos de administración* (8th ed.). México: McGraw-Hill Interamericana.

Ley 11.544. *Sitio Oficial de Información Documental y Legislativa de la República Argentina*. Visitado el 10 Marzo del 2017, recuperado de <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/60000-64999/63368/texact.htm>

Ley 19.550. *Sitio Oficial de Información Documental y Legislativa de la República Argentina*. Visitado el 10 Marzo del 2017, recuperado de <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/25000-29999/25553/texact.htm>



Ley 27.264. *Sitio Oficial de Información Documental y Legislativa de la República Argentina*. Visitado el 10 Marzo del 2017, recuperado de <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/260000-264999/263953/norma.htm>

Moreno, H. E. (2012). *Las Cooperativas y el Régimen Impositivo Actual*. Universidad Nacional de Cuyo – Facultad de Ciencias Económicas. Mendoza, Argentina.

Portal Pymes. *Sitio Oficial de la Comisión Nacional de Valores*. Visitado el 10 Marzo 2017, recuperado de <http://www.cnv.gob.ar/web/secciones/portalesempresas/regimen/definicion.aspx>

Resolución 11/2016. *Sitio Oficial de Información Documental y Legislativa de la República Argentina*. Visitado el 10 Marzo del 2017, recuperado de <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/255000-599999/259547/norma.htm>

A-V 11 REFERENCIAS CAPÍTULO 12

Fraume, N. J., Torres, A. P., & Ramírez-Aza, M. (2006). *Manual abecedario ecológico: la más completa guía de términos ambientales* (Vol. 6). Editorial San Pablo.

Ley 24.051. *Sitio Oficial de Información Documental y Legislativa de la República Argentina*. Visitado el 5 Marzo del 2017, recuperado de <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/60000-64999/63368/texact.htm>

Lobo, S. O. (2017). *Operaciones para la gestión de residuos industriales*. IC Editorial.

Marzal Doménech, P., Gabaldón García, C., Alvarez Hornos, F. J., & Borrás Falomir, L. (2012). *Medio Ambiente y Sostenibilidad. Tema 5: Caracterización de la contaminación*. Repositorio de la Universidad de Valencia, disponible en <http://roderic.uv.es/handle/10550/39839>

Registro de Generadores y Operadores de Residuos Peligrosos. *Sitio Oficial del Ministerio de Agua Ambiente y Energía de la Provincia de Córdoba*. Visitado el 5 de Marzo del 2017, recuperado de <http://www.secretariadeambiente.cba.gov.ar/RegistroListado/listado.aspx>.

Sitio Web Empresa IBS Córdoba. On line: <http://www.ibscordoba.com.ar/index-2.html#la-empresa>. Visitada el 5 de marzo del 2017

Speidel, H. K., & Ahmed, I. (1999). *Biodegradability characteristics of current and newly-developed alternative fuels* (No. 1999-01-3518). SAE Technical Paper.

A-V 12 REFERENCIAS CAPÍTULO 13

Baca Urbina, G. (2010). *Evaluación de proyectos*. 6th ed. México, D.F. McGraw-Hill.

Bonilla, J. C. L. (2007). *Los emprendedores y la creación de empresas*. Editorial Tecnológica de CR.

Sitio Oficial de la Banco de la Nación de la República Argentina. <http://www.bna.com.ar/>. Visitado el 17 de Marzo del 2017.

Sitio Oficial de la Bolsa de Comercio de Rosario, Cámara Arbitraria de Cereales. <http://www.cac.bcr.com.ar/default.aspx>. Visitado el 17 de Marzo del 2017.

Sitio Oficial del Departamento de Agricultura de los Estados Unidos, Departamento de Servicios de Comercialización Agrícola. (USDA-AMS). <https://www.ams.usda.gov/>. Visitado el 17 de marzo del 2017



Sitio Oficial de la Federación Argentina de Empleados de Comercio y Servicios. *Remuneraciones Para Empleados De Comercio De Enero/2017 A Marzo/2017*. [online] www.faecys.org.ar/ Disponible en : <http://www.faecys.org.ar/2017%20RAMA%20GENERAL%20ENERO.pdf> [Accedido el 17 Mar. 2017].

Sitio Oficial de la Federación de Trabajadores del Complejo Industrial Oleaginoso, Desmotadores de Algodón y Afines de la República Argentina. *Convenio Aceiteros Vigente De Enero/2017 A Marzo/2017* [online] www.federacionaceitera.com.ar. Disponible en: <http://www.federacionaceitera.com.ar/conveniosaceiteros.html> [Accedido el 17 Mar. 2017].

Sitio Oficial del Tribunal de Tasación de la Nación. *Norma 11.4 Valuación de Bienes Muebles*. [online] www.ttn.gov.ar Disponible en: http://www.ttn.gov.ar/normas/norma_11_4.htm [Accessed 17 Mar. 2017].



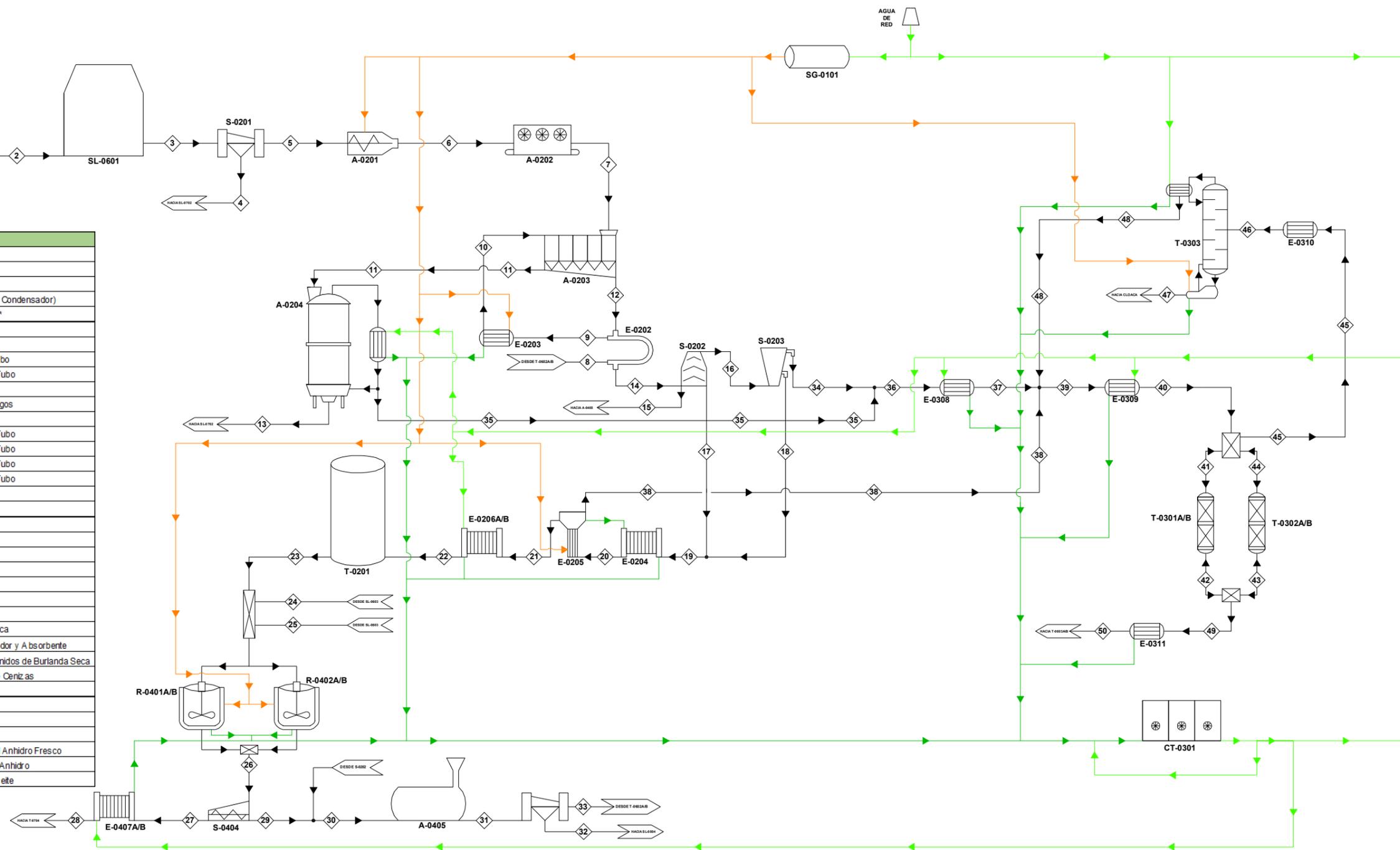
ANEXO VI: PLANOS

Los planos que se muestran en esta sección son:

1. Diagrama de Flujos (Flowsheet).
2. Plano General del Predio. Dimensiones de Edificios, Tanques de Almacenamiento y Predio.
3. Plano General del Predio. Distribución y Dimensiones de Equipos.
4. Plano General del Predio. Servicios Auxiliares: Agua, Vapor y Gas Natural.
5. Plano General del Predio. Servicios Auxiliares: Electricidad, Cloacas y Drenajes Pluviales.
6. Plano de Sector Productivo. Vistas Fundamentales y Lateral Derecha
7. Sección Neutralización. Vista Isométrica y Fundamentales.
8. Sección Neutralización. Dimensiones Reactor R-0401A/B.

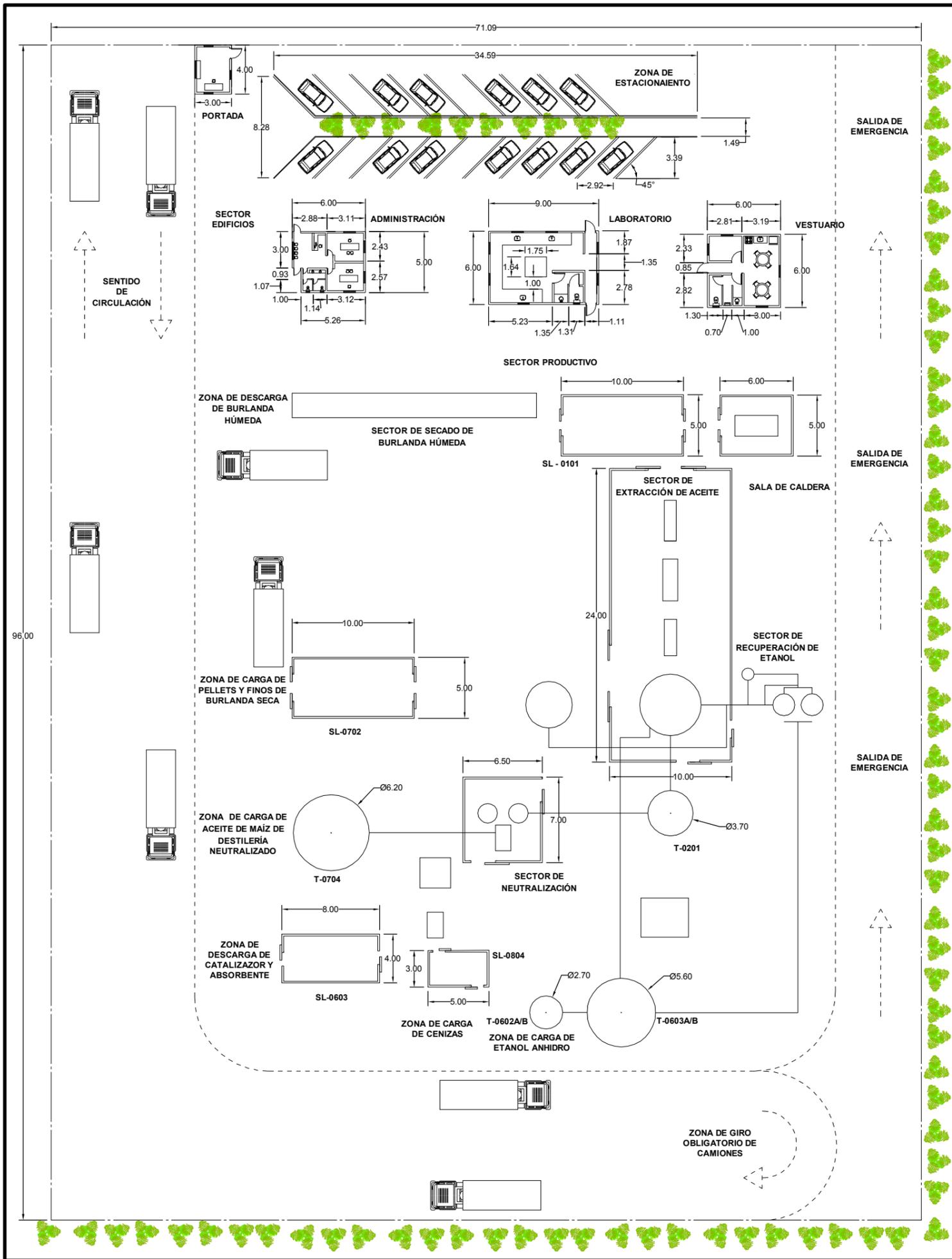
SÍMBOLO	NOMBRE
	Línea de Proceso
	Línea de Agua Fría
	Línea de Agua Caliente
	Línea de Vapor de Agua
	Sentido de Fluido

CÓDIGO	NOMBRE
A-0201	Ex pander
A-0202	Secador de Banda
A-0203	Extractor Rotocel
A-0204	Sistema Desolventizador (Secador Vertical + Condensador)
A-0405	Incinerador Piroclítico Horizontal
CT-0301	Torre de Enfriamiento
E-0101	Secador Rotatorio
E-0202	Intercambiador de Calor Doble Tubo
E-0203	Intercambiador de Calor Casco y Tubo
E-0204	Intercambiador de Placas
E-0205	Evaporador Vertical de Tubos Largos
E-0206A/B	Intercambiador de Placas
E-0308	Intercambiador de Calor Casco y Tubo
E-0309	Intercambiador de Calor Casco y Tubo
E-0310	Intercambiador de Calor Casco y Tubo
E-0311	Intercambiador de Calor Casco y Tubo
E-0407A/B	Intercambiador de Placas
R-0401A/B	Reactor 1
R-0402A/B	Reactor 2
S-0201	Zaranda Vibratoria
S-0202	Centrifuga de Discos
S-0203	Centrifuga Tubular
S-0402	Tamiz Vibratorio Circular
S-0404	Centrifuga Decanter
SG-0101	Caldera Humotubular
SL-0101	Celda de Acopio de Burlanda Seca
SL-0603	Celda de Acopio de Almacenamiento de Catalizador y Absorbente
SL-0702	Celda de Acopio de Burlanda Seca Desgrasada y Cernidos de Burlanda Seca
SL-0804	Celda de Acopio de Almacenamiento de Cenizas
T-0201	Tanque Pulmón
T-0301A/B	Tamiz Molecular 1
T-0302A/B	Tamiz Molecular 2
T-0303	Torre Rectificadora
T-0602A/B	Tanque de Almacenamiento y Recibo de Etanol Anhidro Fresco
T-0603A/B	Tanque de Almacenamiento de Etanol Anhidro
T-0704	Tanque de Almacenamiento de Aceite



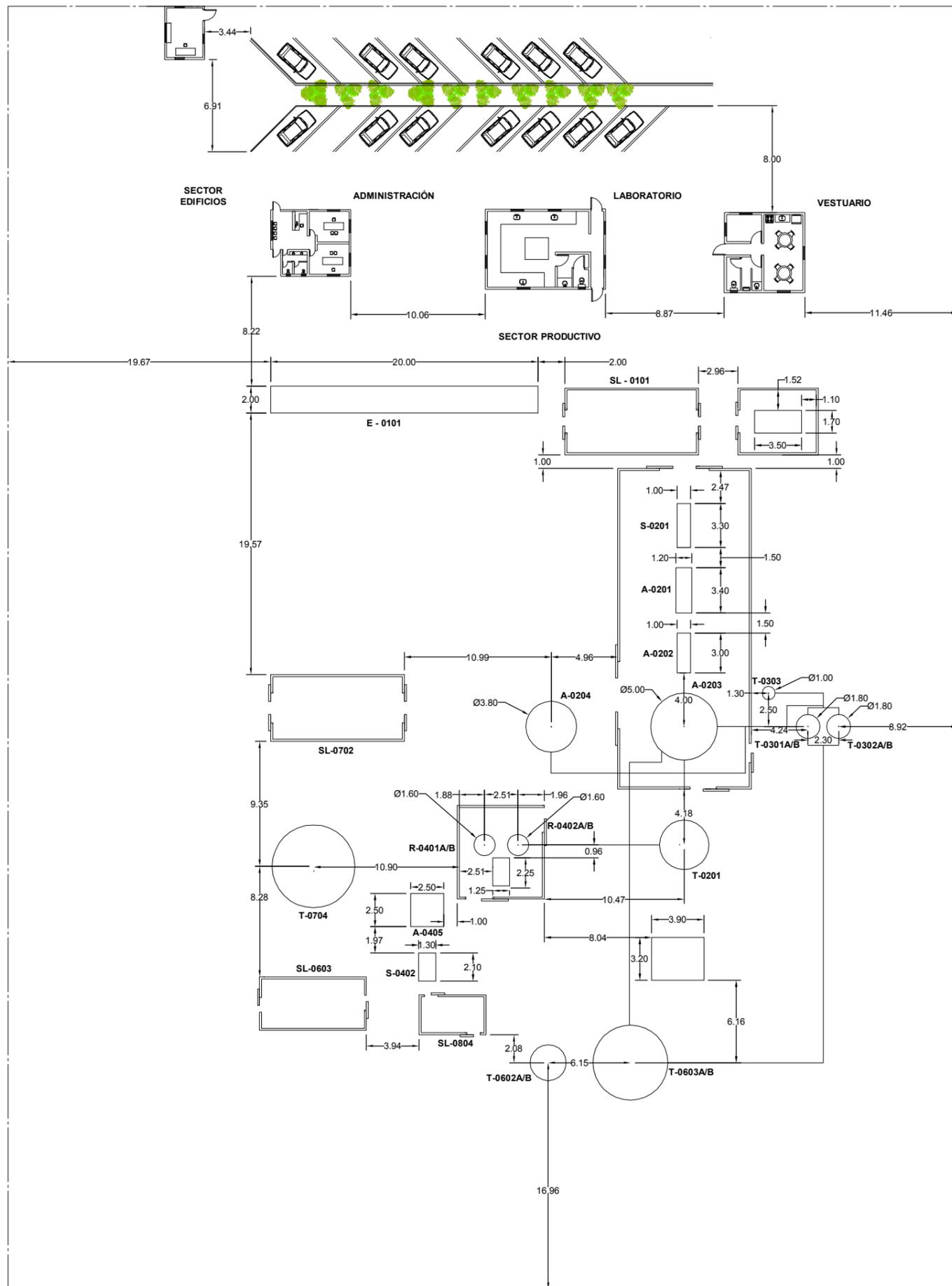
Corriente	Fluido	Estado	Caudal [kg/h]	Temperatura [°C]	Presión [bar]	Corriente	Fluido	Estado	Caudal [kg/h]	Temperatura [°C]	Presión [bar]
1	Burlanda Húmeda	Sólido	20.000,00	20,00	1,01	26	Mezcla de Aceite, Catalizador y Absorbente Hidratado	Líquido	1.005,70	60,00	1,01
2	Burlanda Seca	Sólido	7.865,17	139,00	1,01	27	Aceite de Maíz de Destilería	Líquido	804,30	60,00	1,01
3	Burlanda Seca	Sólido	4.318,43	20,00	1,01	28	Aceite de Maíz de Destilería	Líquido	804,30	25,00	1,01
4	Burlanda Seca, Finos	Sólido	552,78	20,00	1,01	29	Lodos (Aceite + Catalizador + Absorbente Hidratado)	Líquido	201,40	60,00	1,01
5	Burlanda Seca, Gruesos	Sólido	3.766,67	20,00	1,01	30	Mezcla de Lodos, Fosfolípidos y Ceras (Gomas) y Pigmentos	Sólido	235,48	50,00	1,01
6	Pellets de Burlanda Seca	Sólido	3.867,34	92,73	1,01	31	Esoria (Cenizas + Catalizador)	Sólido	70,64	80,00	1,01
7	Pellets Acondicionados de Burlanda Seca	Sólido	3.766,67	73,00	1,01	32	Cenizas	Sólido	46,20	25,00	1,01
8	Etanol Anhidro	Líquido	2.215,10	20,00	1,01	33	Catalizador Recuperado	Sólido	24,45	25,00	1,01
9	Etanol Anhidro	Líquido	2.215,10	46,75	1,01	34	Etanol Azeotrópico	Líquido	906,77	25,00	1,01
10	Etanol Anhidro	Líquido	2.215,10	73,00	1,01	35	Etanol Azeotrópico	Líquido	1.359,35	20,00	1,01
11	Burlanda Seca Desgrasada con Solvente	Sólido	4.659,19	70,00	1,01	36	Etanol Azeotrópico	Líquido	4.693,95	25,00	1,01
12	Moela	Líquido	1.321,58	70,00	1,01	37	Etanol Azeotrópico	Gas	4.693,95	78,21	1,01
13	Pellets de Burlanda Seca Reducidos en Grasa	Sólido	3.334,60	36,00	1,01	38	Etanol Azeotrópico	Gas	29,99	173,59	1,01
14	Moela	Líquido	1.321,58	25,00	1,01	39	Etanol Azeotrópico	Gas	5.141,46	79,39	2,52
15	Fosfolípidos, Ceras y Pigmentos	Sólido	34,08	20,00	1,01	40	Etanol Azeotrópico	Gas	5.141,46	116,00	2,52
16	Mezcla Aceite - Etanol, Rica en Etanol	Líquido	914,93	25,00	1,01	41	Etanol Azeotrópico	Gas	5.141,46	116,00	2,52
17	Mezcla Aceite - Etanol, Rica en Aceite	Líquido	372,57	25,00	1,01	42	Etanol Anhidro	Gas	2.593,26	116,00	2,52
18	Mezcla Aceite - Etanol, Rica en Aceite	Líquido	8,16	25,00	1,01	43	Etanol Anhidro	Gas	388,99	116,00	2,52
19	Mezcla Aceite - Etanol, Rica en Aceite	Líquido	380,74	25,00	1,01	44	Etanol Acuoso	Gas	509,36	116,00	2,52
20	Mezcla Aceite - Etanol, Rica en Aceite	Líquido	380,74	40,09	1,01	45	Etanol Acuoso	Gas	509,36	116,00	1,01
21	Aceite, Bajp Contenido Solvente	Líquido	350,74	120,00	0,50	46	Etanol Acuoso	Gas	509,36	82,40	1,01
22	Aceite, Bajp Contenido Solvente	Líquido	350,74	25,00	1,01	47	Fondos (Agua con Etanol)	Líquido	91,84	95,13	1,01
23	Aceite, Bajp Contenido Solvente	Líquido	890,00	20,00	1,01	48	Destilado (Etanol Hidratado)	Líquido	417,52	78,39	1,01
24	Catalizador [Fe2(SO4)3]	Sólido	26,70	20,00	1,01	49	Etanol Anhidro	Gas	2.204,27	116,00	1,01
25	Polímero Super Absorbente	Sólido	89,00	20,00	1,01	50	Etanol Anhidro	Líquido	2.204,27	25,00	1,01

	FECHA	NOMBRE	FIRMAS	FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN
DIBUJADO		RENE E. MASSOLA		
REVISADO				
APROBADO				
ESCALA	TITULO	NÚMERO DE PLANO		1
1 : 100	FLWSHEET			
SUSTITUYE A				
SUSTITUIDO POR				



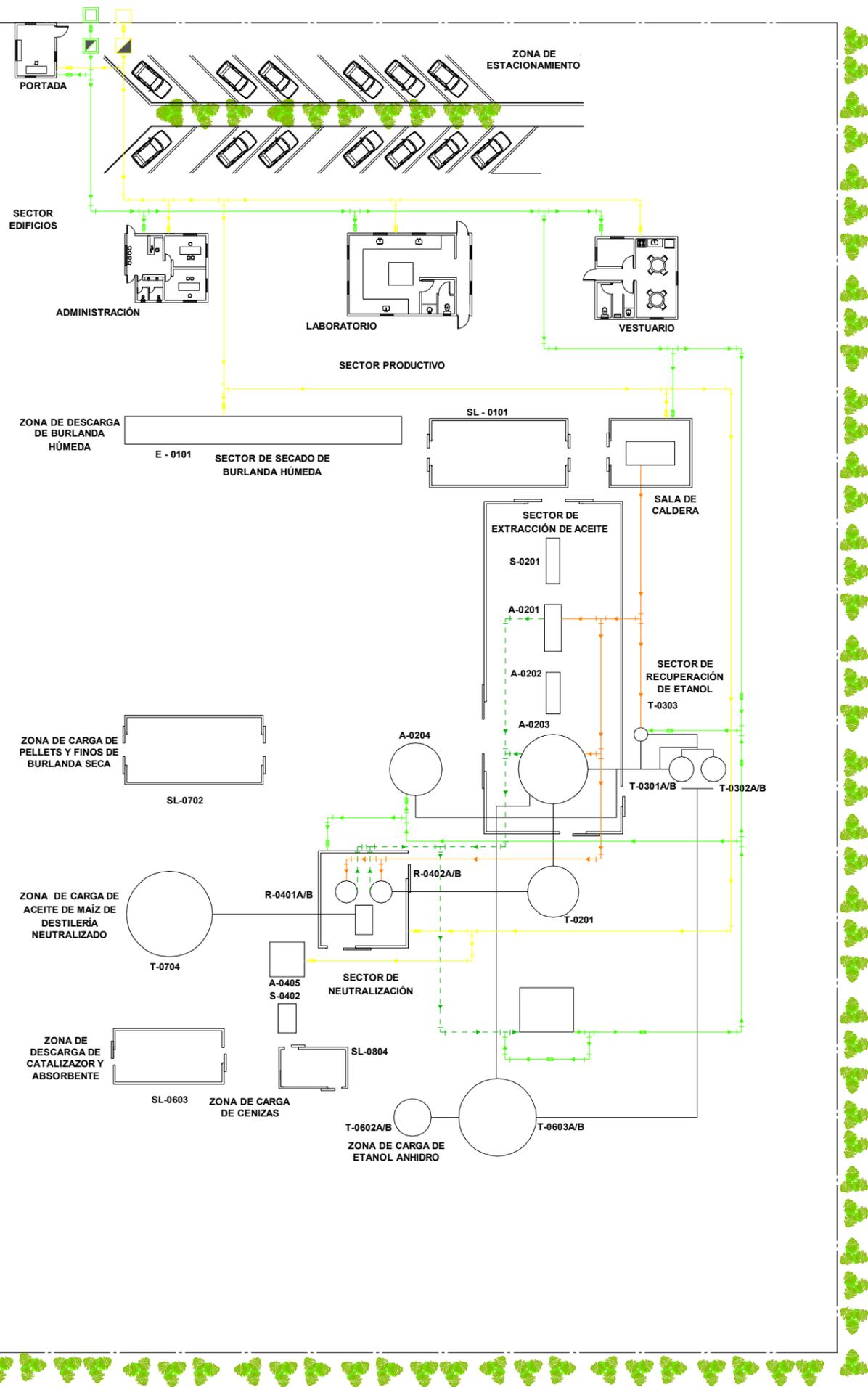
REFERENCIAS	
CÓDIGO	NOMBRE
SL-0101	Celda de Acopio de Burlanda Seca
SL-0603	Celda de Acopio de Almacenamiento de Catalizador y Absorbente
SL-0702	Celda de Acopio de Burlanda Seca Desgrasada y Cernidos de Burlanda Seca
SL-0804	Celda de Acopio de Almacenamiento de Cenizas
T-0201	Tanque Pulmón
T-0602A/B	Tanque de Almacenamiento y Recibo de Etanol Anhidro Fresco
T-0603A/B	Tanque de Almacenamiento de Etanol Anhidro
T-0704	Tanque de Almacenamiento de Aceite de Maíz de Destilería

	FECHA	NOMBRE	FIRMAS	FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN
DIBUJADO		RENE E. MASSOLA		
REVISADO				
APROBADO				NÚMERO DE PLANO
ESCALA	TÍTULO PLANO GENERAL DEL PREDIO. DIMENSIONES DE EDIFICIOS, TANQUES DE ALMACENAMIENTO Y PREDIO			2
1 : 100				SUSTITUYE A
				SUSTITUIDO POR



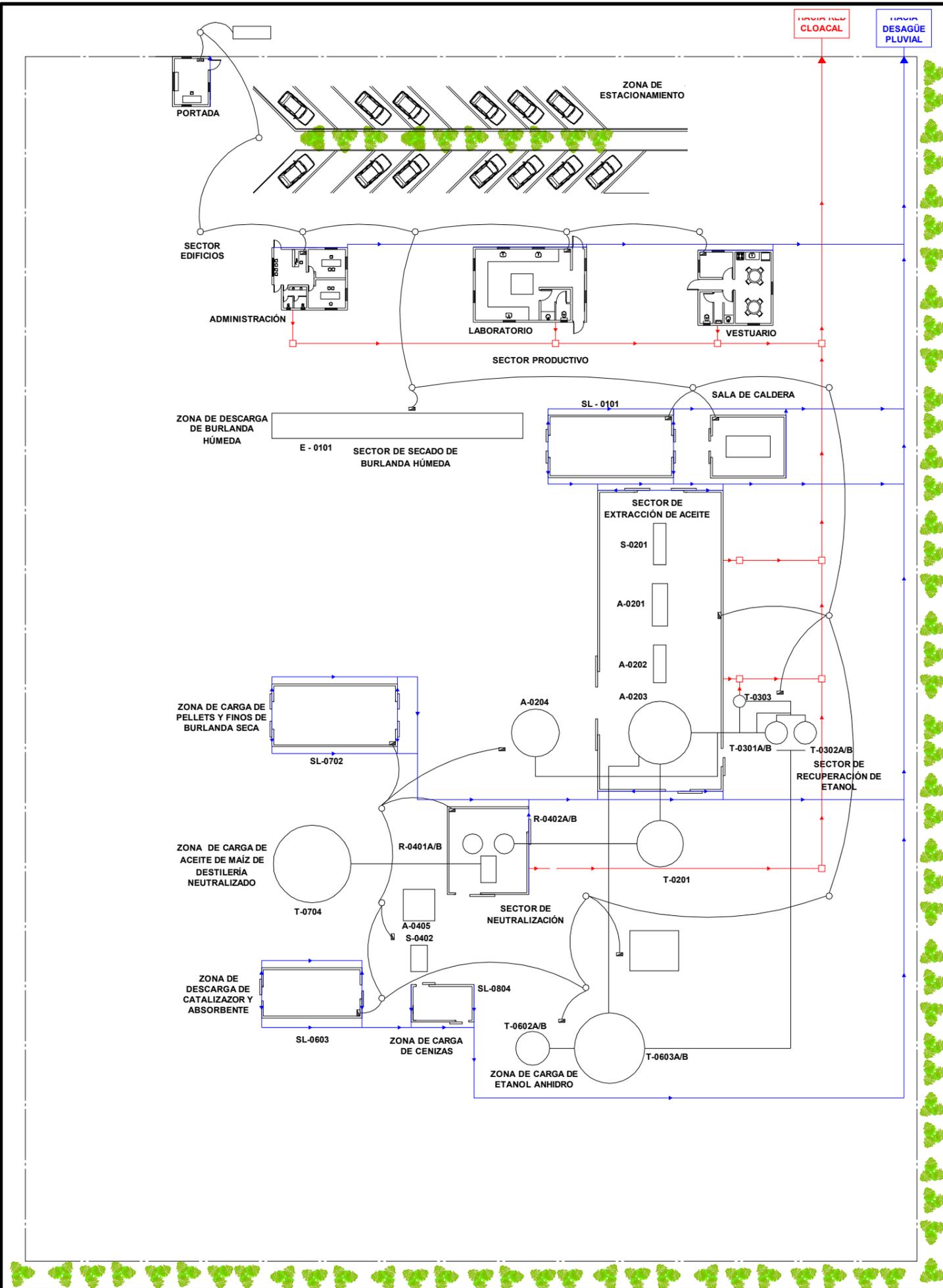
REFERENCIAS	
CÓDIGO	NOMBRE
A-0201	Expander
A-0202	Secador de Banda
A-0203	Extractor Rotocel
A-0204	Sistema Desolventizador (Secador Vertical + Condensador)
A-0405	Incinerador Pirolítico Horizontal*
CT-0301	Torre de Enfriamiento
E-0101	Secador Rotatorio
E-0202	Intercambiador de Calor Doble Tubo
E-0203	Intercambiador de Calor Casco y Tubo
E-0204	Intercambiador de Placas
E-0205	Evaporador Vertical de Tubos Largos
E-0206A/B	Intercambiador de Placas
E-0308	Intercambiador de Calor Casco y Tubo
E-0309	Intercambiador de Calor Casco y Tubo
E-0310	Intercambiador de Calor Casco y Tubo
E-0311	Intercambiador de Calor Casco y Tubo
E-0407A/B	Intercambiador de Placas
R-0401A/B	Reactor 1
R-0402A/B	Reactor 2
S-0201	Zaranda Vibratoria
S-0202	Centrifuga de Discos
S-0203	Centrifuga Tubular
S-0402	Tamiz Vibratorio Circular
S-0404	Centrifuga Decanter
SG-0101	Caldera Humotubular
SL-0101	Celda de Acopio de Burlanda Seca
SL-0603	Celda de Acopio de Almacenamiento de Catalizador y Absorbente
SL-0702	Celda de Acopio de Burlanda Seca Desgrasada y Cernidos de Burlanda Seca
SL-0804	Celda de Acopio de Almacenamiento de Cenizas
T-0201	Tanque Pulmón
T-0301A/B	Tamiz Molecular 1
T-0302A/B	Tamiz Molecular 2
T-0303	Torre Rectificadora
T-0602A/B	Tanque de Almacenamiento y Recibo de Etanol Anhidro Fresco
T-0603A/B	Tanque de Almacenamiento de Etanol Anhidro
T-0704	Tanque de Almacenamiento de Aceite

	FECHA	NOMBRE	FIRMAS	FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN
DIBUJADO		RENE E. MASSOLA		
REVISADO				
APROBADO				
ESCALA	TÍTULO			NÚMERO DE PLANO
1 : 100	PLANO GENERAL DEL PREDIO. DISTRIBUCIÓN Y DIMENSIÓN DE EQUIPOS			3
				SUSTITUYE A
				SUSTITUIDO POR



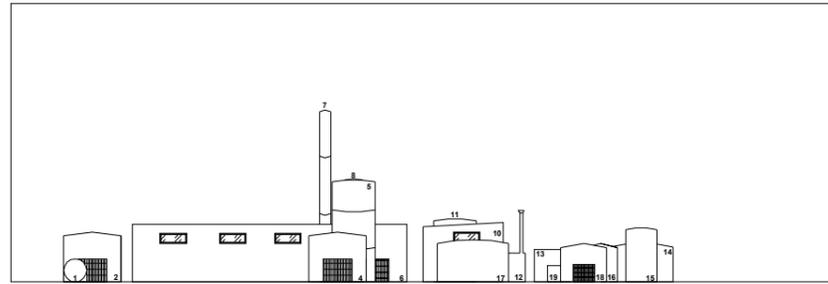
REFERENCIAS	
SÍMBOLO	NOMBRE
	Línea de Agua Fría
	Línea de Agua Caliente
	Línea de Vapor de Agua
	Línea de Gas Natural
	Acometida Agua de Red
	Acometida Red de Gas Natural
	Contador General de Agua
	Contador General de Gas Natural
	Válvula
	Unión en T
	Codo 90°
	Sentido de Fluido

	FECHA	NOMBRE	FIRMAS	FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN
DIBUJADO		RENE E. MASSOLA		
REVISADO				
APROBADO				NÚMERO DE PLANO
ESCALA	TÍTULO			4
1 : 100	PLANO GENERAL DEL PREDIO. SERVICIOS AUXILIARES: AGUA, VAPOR Y GAS NATURAL			
				SUSTITUYE A
				SUSTITUIDO POR

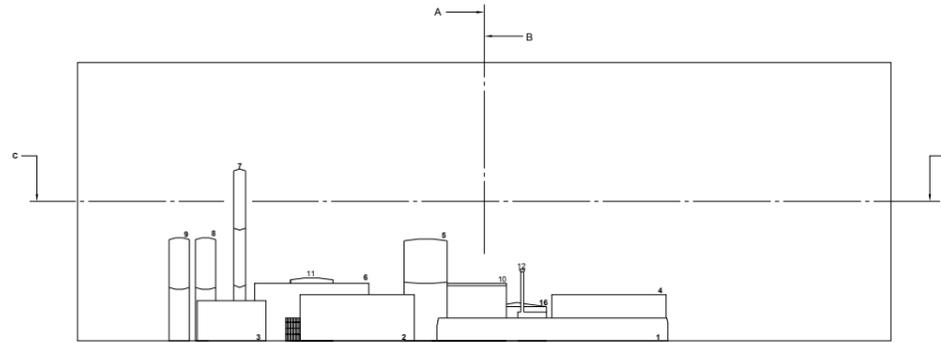


REFERENCIAS	
SÍMBOLO	NOMBRE
	Línea Eléctrica
	Línea Desagüe Pluvial
	Línea Cloaca
	Transformador Eléctrico
	Tablero General
	Tablero Seccional
	Palmera de Transporte
	Camara Cloaca
	Sentido de Fluido

	FECHA	NOMBRE	FIRMAS	FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN
DIBUJADO		RENE E. MASSOLA		
REVISADO				
APROBADO				NÚMERO DE PLANO
ESCALA	TÍTULO PLANO GENERAL DEL PREDIO. SERVICIOS AUXILIARES: ELECTRICIDAD, CLOACAS Y DRENAJES PLUVIALES			5
1 : 100				SUSTITUYE A
				SUSTITUIDO POR



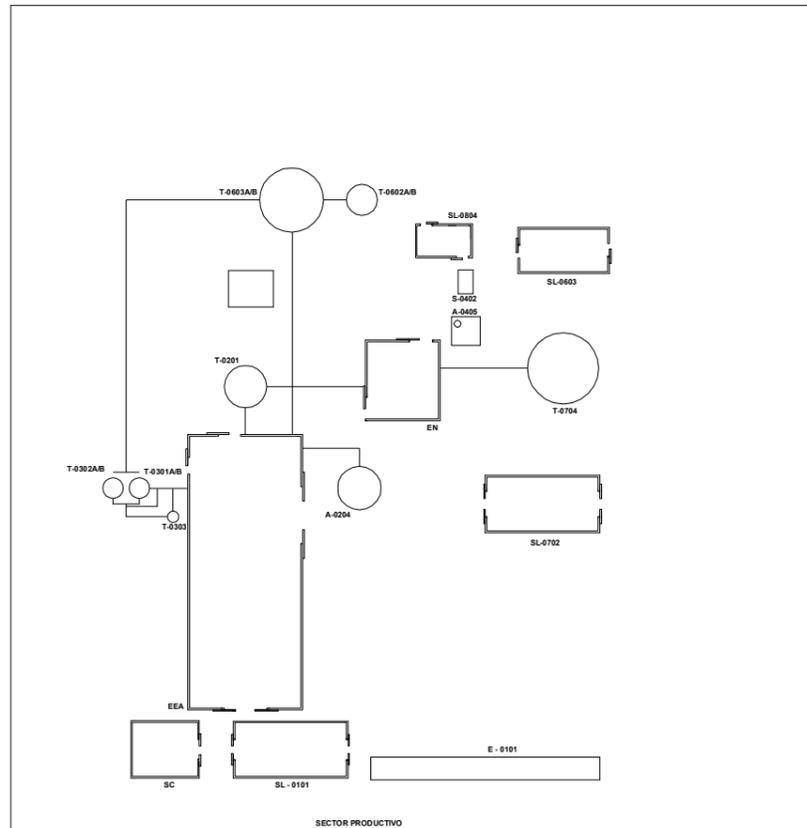
**CORTE B - B
VISTA LATERAL DERECHA**



VISTA FRONTAL



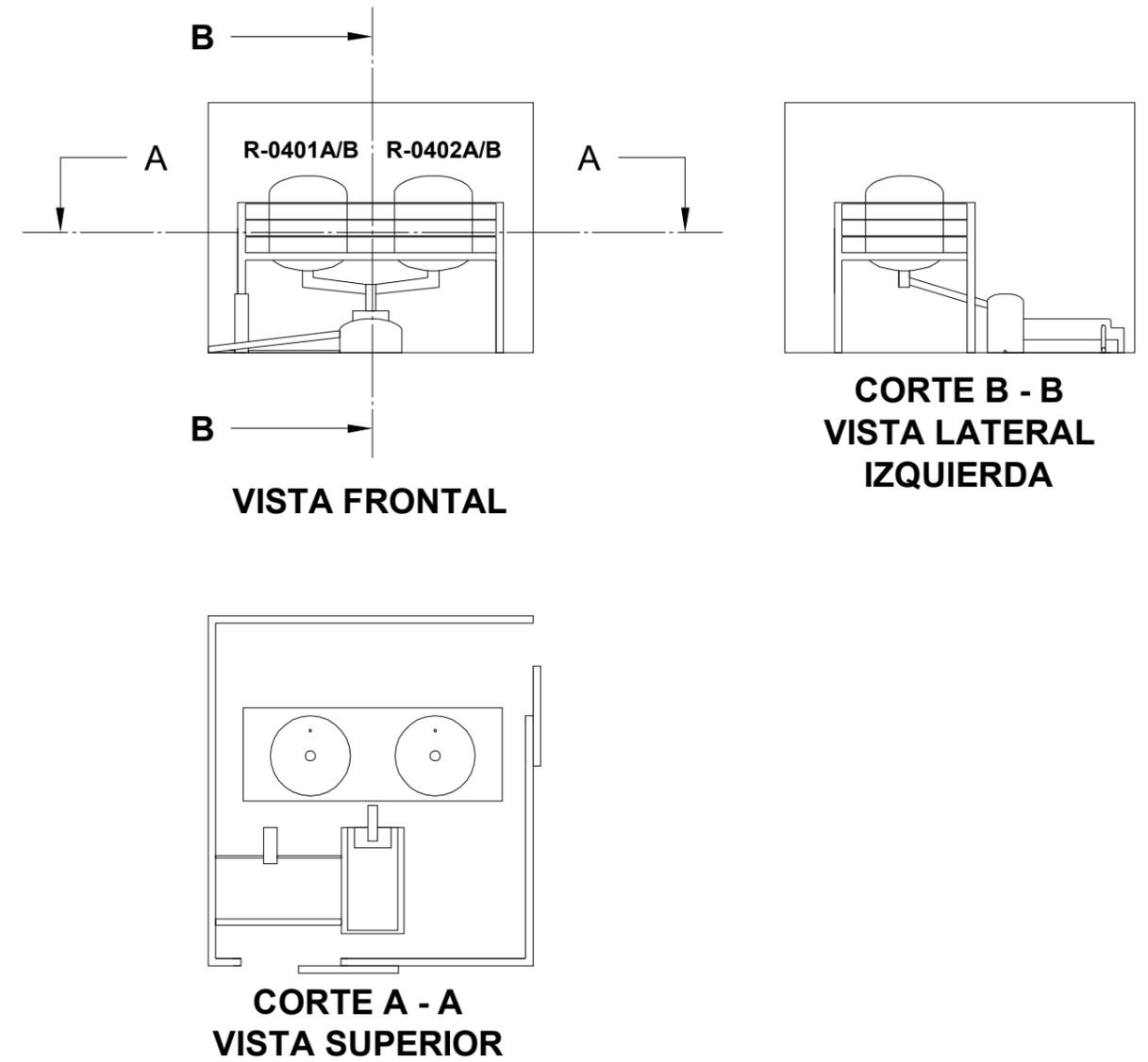
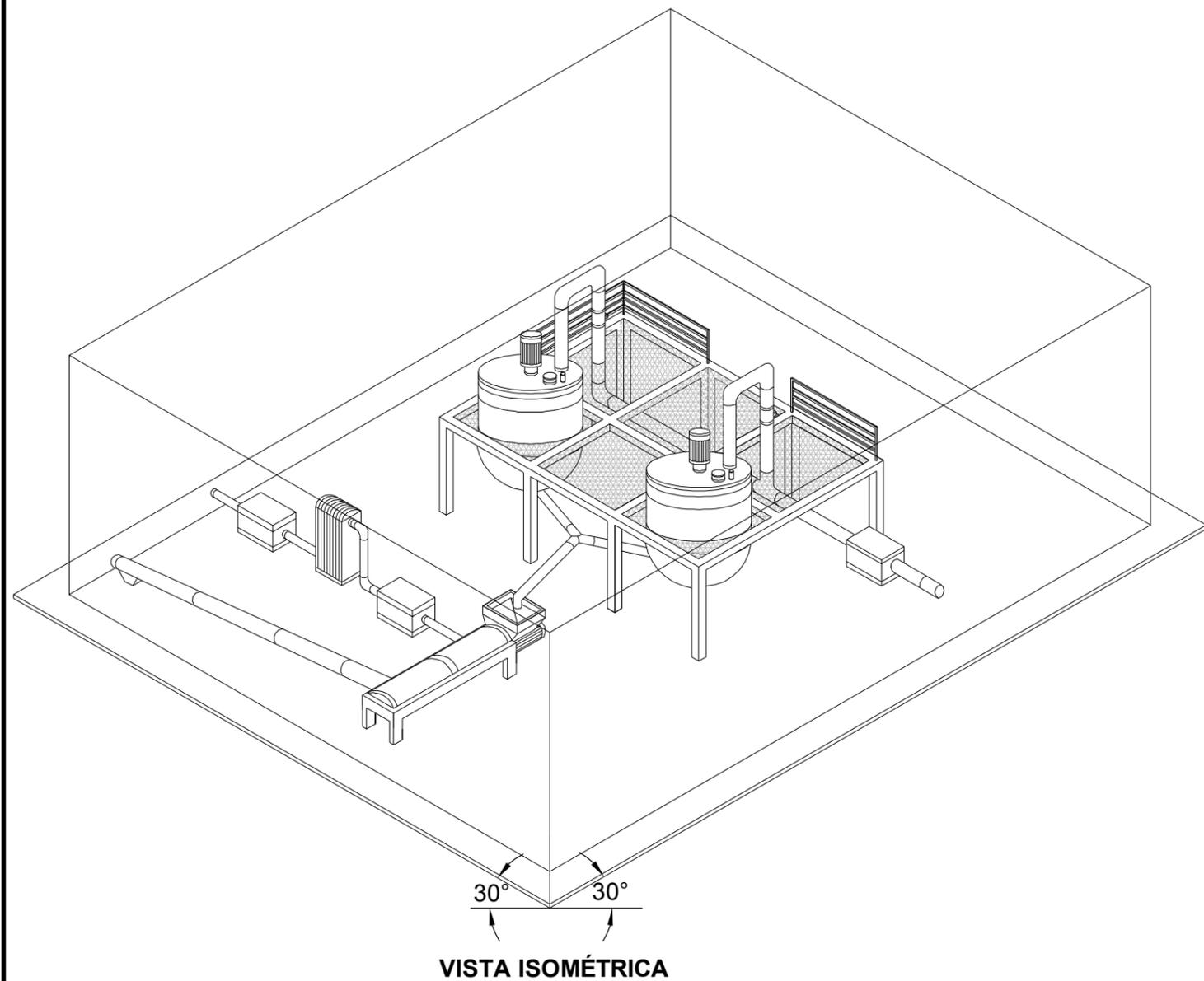
**CORTE A - A
VISTA LATERAL IZQUIERDA**



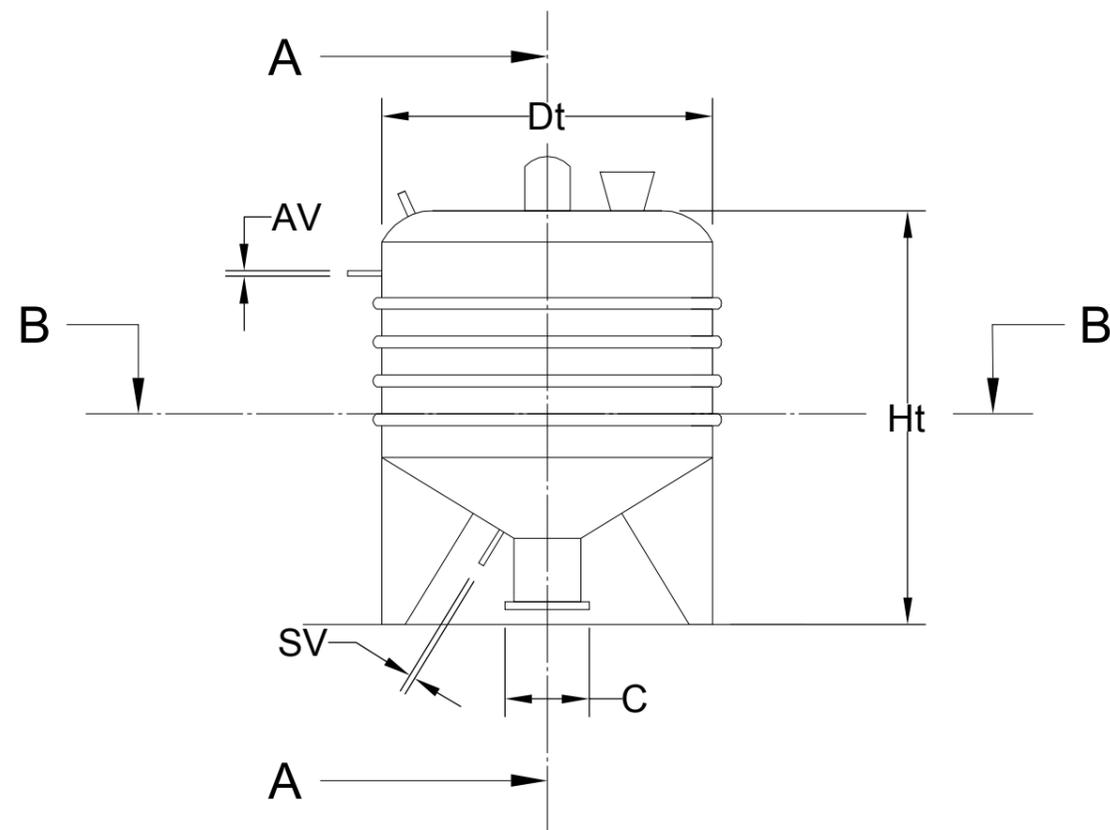
**CORTE C - C
VISTA SUPERIOR**

REFERENCIAS		
NÚMERO	CÓDIGO	NOMBRE
1	E-0101	Secador Rotatorio
2	SL-0101	Celda de Acopio de Burlanda Seca
3	SC	Sala de Calderas
4	SL-0702	Celda de Acopio de Burlanda Seca Desgrasada y Cernidos de Burlanda Seca
5	A-0204	Sistema Desolventizador
6	EEA	Edificio de Extracción de Aceite
7	T-0303	Torre Rectificadora
8	T-0301A/B	Tamiz Molecular 1
9	T-0302A/B	Tamiz Molecular 2
10	EN	Edificio de Neutralización
11	T-0201	Tanque Pulmón
12	A-0405	Incinerador Pirolítco Horizontal
13	CT-0301	Torre de Enfriamiento
14	T-0603A/B	Tanque de Almacenamiento de Etanol Anhidro
15	T-0602A/B	Tanque de Almacenamiento y Recibo de Etanol Anhidro Fresco
16	SL-0804	Celda de Acopio de Almacenamiento de Cenizas
17	T-0704	Tanque de Almacenamiento de Aceite
18	SL-0603	Celda de Acopio de Almacenamiento de Catalizador y Absorbente
19	S-0402	Tamiz Vibratorio Circular

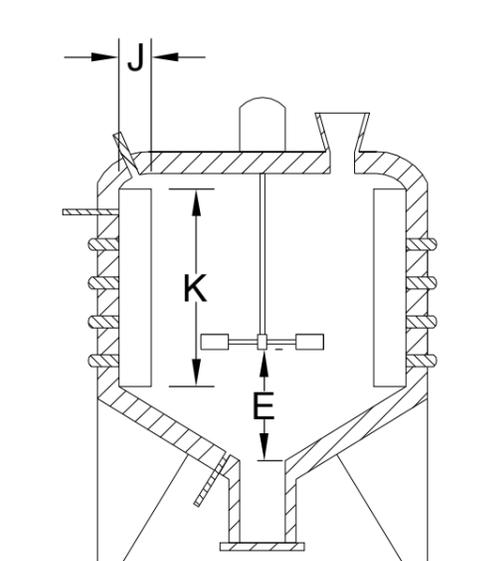
				FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN
DIBUJADO	FECHA	NOMBRE	FIRMAS	
REVISADO		RENE E. MASSOLA		
APROBADO				
ESCALA	TÍTULO			NÚMERO DE PLANO
1 : 100	SECTOR PRODUCTIVO. VISTAS FUNDAMENTALES Y LATERAL DERECHA			6
				SUSTITUYE A
				SUSTITUIDO POR



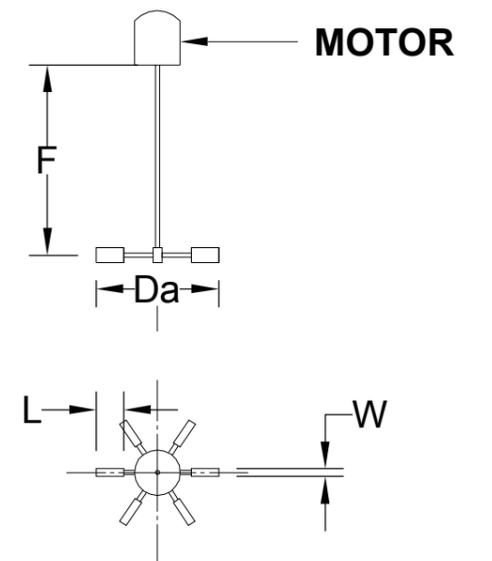
	FECHA	NOMBRE	FIRMAS	FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN
DIBUJADO		RENE E. MASSOLA		
REVISADO				
APROBADO				
ESCALA	TITULO			NÚMERO DE PLANO
1 : 100	EDIFICIO NEUTRALIZACIÓN. VISTA ISOMETRICA Y FUNDAMENTALES			7
				SUSTITUYE A
				SUSTITUIDO POR



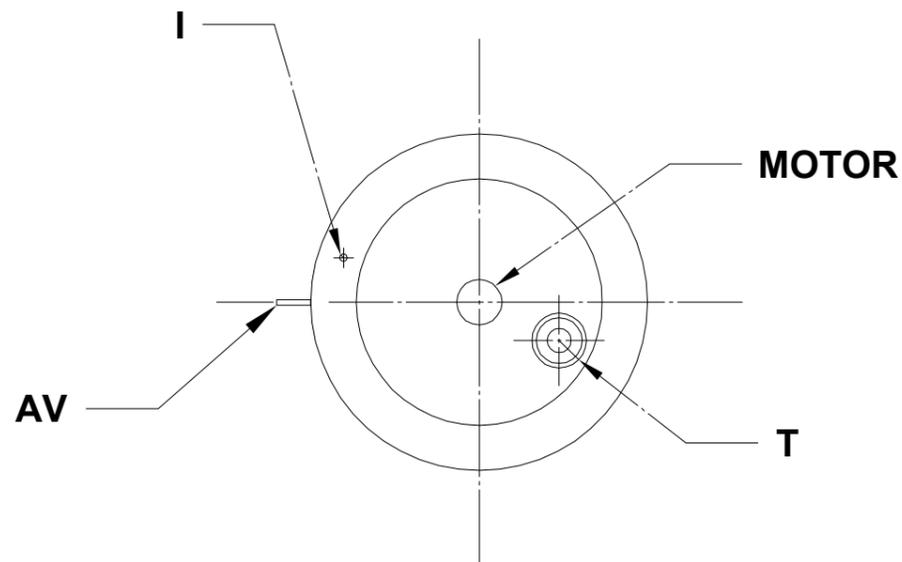
VISTA FRONTAL



CORTE A - A



DETALLE AGITADOR



CORTE B - B

REFERENCIAS		
SÍMBOLO	NOMBRE	DIMENSIÓN [mm]
AV	Tubería de Alimentación de Vapor a Camisa	25,00
C	Salida de Aceite	305,00
Da	Diámetro del Agitador	509,00
Dt	Diámetro del Tanque	1.528,00
E	Altura del Rodete sobre el Fondo del Taque	509,00
F	Longitud de eje de agitador	1.401,00
Ht	Altura del Tanque	1.910,00
I	Tubería de Alimentación de Aceite	38,00
J	Ancho de las Placa Deflectora	153,00
K	Altura de Placa Deflectora	127,00
L	Longitud de Palas de Rodete	127,00
SV	Tubería de Salida de Condensado de Camisa	25,00
W	Ancho de Palas de Rodete	12,50

			FACULTAD REGIONAL VILLA MARÍA UTN
FECHA	NOMBRE	FIRMAS	
DIBUJADO	RENE E. MASSOLA		
REVISADO			
APROBADO			
ESCALA	TITULO	NÚMERO DE PLANO	
1 : 100	DIMENSIONES REACTOR R-0401A/B	8	
		SUSTITUYE A	
		SUSTITUIDO POR	