



**UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO**



**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA E  
INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**

**“ESTUDIO DE PRE FACTIBILIDAD PARA LA INSTALACIÓN DE  
UNA PLANTA PRODUCTORA DE BIOETANOL DE SEGUNDA  
GENERACIÓN, A PARTIR DE CASCARILLA DE ARROZ”**

**TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO DE**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTADO POR LOS BACHILLERES**

**DÍAZ SALDAÑA JENNY LIZBETH**

**SILUPÚ RISCO VICTOR DARWIN**

**ASESOR:**

**ING. POZO SUCLUPE LUIS ANTONIO**

**LAMBAYEQUE - PERÚ**

**2017**

## JURADO CALIFICADOR

-----  
M. Sc. Sachum García, Rubén Darío  
Presidente

-----  
M. Sc. Gutiérrez Moreno, Ronald Alfonso  
Secretario

-----  
M. Sc. Robles Ruiz, Juan Francisco  
Vocal

ASESOR

-----  
Ing. Pozo Suclupe, Luis Antonio

## **DEDICATORIA**

Este trabajo dedicado en primer lugar a Dios, por ser el quien nos dio la vida, la salud, protege y nos guía en el camino a lograr nuestras metas. Por permitirnos en esta oportunidad el desarrollo profesional, de esta manera contribuir a nuestro país y dar un porvenir digno para nuestras familias.

A nuestras familias, padres y hermanos, quienes depositan su confianza en nosotros y nos brindan su apoyo incondicional en cada momento de nuestras vidas, inculcando en nosotros los principios y valores, que nos llevaran a ser profesionales de éxito.

## **AGRADECIMIENTO**

El presente trabajo es fruto de nuestro esfuerzo y dedicación, agradecer a Dios en primer lugar, por su guía en cada una de las etapas que conllevo a realizar este proyecto.

Agradecemos a aquellas personas que se involucraron directamente con la realización de este proyecto, por su tiempo y dedicación. Nuestro asesor por su apoyo desinteresado y conocimiento brindado. A nuestros docentes que nos brindaron una sólida formación profesional y aquellas personas que fueron nuestro soporte y compañía durante estos años.

A la Escuela Profesional De Ingeniería Química De La Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo, nuestra segunda casa, por habernos acogido en sus ambientes durante nuestra carrera.

# ÍNDICE

Pág.

RESUMEN.....	i
ABSTRAC.....	ii
INTRODUCCIÓN .....	17
CAPÍTULO 1 : ESTUDIO DE MERCADO.....	19
1.1 INTRODUCCIÓN.....	19
1.2 PRODUCTO: ALCOHOL ETÍLICO RECTIFICADO .....	20
1.2.1 DEFINICIÓN.....	20
1.2.2 CARACTERÍSTICAS. ....	20
1.2.2.3 TOXICOLOGÍA.....	22
1.2.3 IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS. ....	23
1.2.4 USOS.....	25
1.2.4.1 GENERALES. ....	25
1.2.4.2 INDUSTRIA QUÍMICA .....	25
1.2.4.3 COMBUSTIBLE.....	26
1.2.4.4 ALTERNATIVA EN LA DISMINUCIÓN DE LA CONTAMINACIÓN. ....	26
1.2.5 MÉTODOS DE OBTENCIÓN .....	27
1.3 MATERIA PRIMA .....	28
1.3.1 CASCARILLA DE ARROZ.....	28
1.3.2 DISPONIBILIDAD DE CASCARILLA DE ARROZ .....	29
1.3.3 PRECIO DE CASCARILLA DE ARROZ.....	31
1.4 ANÁLISIS DEL MERCADO.....	31
1.4.1 ANÁLISIS DE LA DEMANDA .....	31
1.4.1.1 CONSUMO HISTÓRICO (CNA) .....	32
1.4.1.2 TASA DE CRECIMIENTO .....	35
1.4.1.3 ESTIMACIÓN DE LA DEMANDA FUTURA.....	35
1.4.1.4 DEMANDA PROYECTADA .....	36
1.4.2 ANÁLISIS DE LA OFERTA.....	37
1.4.2.1 TIPO DE OFERTA.....	38
1.4.2.2 PRODUCTORES NACIONALES .....	38
1.4.2.3 ANÁLISIS DE LA COMPETENCIA. ....	39
1.4.3 DEMANDA INSATISFECHA PROYECTADA.....	45
1.4.4 ANÁLISIS DEL PRECIO .....	46
1.4.4.1 TIPO DE PRECIO .....	46
1.4.4.2 ESTIMACIÓN DEL PRECIO .....	47
1.4.5 ANÁLISIS DE LA COMERCIALIZACIÓN.....	48
1.4.5.1 CANAL DE DISTRIBUCIÓN.....	49
1.5 IMPORTACIONES .....	49
1.6 EXPORTACIONES.....	49
1.7 INFLUENCIA DE LOS INDICADORES ECONÓMICOS.....	49
1.1.1 PBI.....	49

1.7.1 SALDO DE LA DEUDA PÚBLICA. ....	50
1.7.2 INFLACIÓN .....	51
1.8 TAMAÑO DE PLANTA.....	51
1.8.1 ANÁLISIS DE LOS FACTORES DETERMINANTES.....	51
1.8.1.1 MATERIA PRIMA. ....	51
1.8.1.2 DEMANDA. ....	52
1.8.1.3 CAPITAL.....	52
1.8.1.4 TECNOLOGÍA. ....	52
1.8.2 DETERMINACIÓN DEL TAMAÑO DE LA PLANTA. ....	53
1.9 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO .....	53
CAPÍTULO 2 : UBICACIÓN DE PLANTA.....	54
2.1 INTRODUCCIÓN .....	54
2.2 UBICACIÓN DE LA ZONA GEOGRÁFICA.....	55
2.2.1 ZONAS GEOGRÁFICAS ALTERNATIVAS. ....	55
2.2.2 SELECCIÓN DE ZONA GEOGRÁFICA. ....	89
2.3 UBICACIÓN DE LA PLANTA.....	89
2.3.1 ALTERNATIVAS DE UBICACIÓN (MICRO LOCALIZACIÓN). ....	89
2.3.1.1 CHICLAYO.....	89
2.3.1.2 LAMBAYEQUE. ....	92
2.3.1.3 FERREÑAFE.....	94
2.3.2 ANÁLISIS DE FACTORES PARA UBICACIÓN DE LA PLANTA. ....	97
2.3.2.1 MATERIA PRIMA. ....	97
2.3.2.2 MERCADO.....	97
2.3.2.3 MANO DE OBRA. ....	97
2.3.2.4 CONDICIONES SOCIOECONÓMICAS. ....	97
2.3.2.5 ENERGÍA ELÉCTRICA. ....	98
2.3.2.6 SUMINISTRO DE AGUA. ....	98
2.3.2.7 TRANSPORTE. ....	98
2.3.2.8 SERVICIO COMUNITARIO. ....	98
2.3.2.9 CLIMA. ....	99
2.3.2.10 CONTAMINACIÓN. ....	99
2.3.2.11 COMBUSTIBLE. ....	99
2.3.2.12 EVACUACIÓN DE DESECHOS. ....	99
2.3.3 SELECCIÓN DEL LUGAR (TABLA DE DECISIONES).....	100
2.3.3.1 CONCLUSIÓN.....	101
2.3.4 MAPA GEOGRÁFICO. ....	102
CAPÍTULO 3 : SELECCIÓN Y DISEÑO DEL PROCESO .....	103
3.1 INTRODUCCIÓN .....	103
3.2 PROCESOS PARA LA OBTENCIÓN DE BIOETANOL .....	104
3.2.1 PRETRATAMIENTO. ....	105
3.2.1.1 PRETRATAMIENTO FÍSICO. ....	105
3.2.1.2 PRETRATAMIENTO FÍSICO-QUÍMICO.....	108
3.2.1.3 PRETRATAMIENTO QUÍMICO.....	109
3.2.1.4 PRETRATAMIENTO BIOLÓGICO.....	114
3.2.2 HIDRÓLISIS. ....	115

3.2.2.1	HIDRÓLISIS ÁCIDA .....	115
3.2.2.2	HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA .....	116
3.2.3	DETOXIFICACIÓN-NEUTRALIZACIÓN. ....	118
3.2.3.1	EFFECTOS DE COMPUESTOS TÓXICOS .....	119
3.2.3.2	MÉTODOS DE DETOXIFICACIÓN.....	120
3.2.4	FERMENTACIÓN. ....	123
3.2.4.1	FERMENTACIÓN DE HEXOSAS .....	123
3.2.4.2	FERMENTACIÓN DE PENTOSAS. ....	124
3.2.4.3	CLASES DE MICROORGANISMOS.....	124
3.2.5	INTEGRACIÓN DE LAS ETAPAS DE PROCESO.....	126
3.2.5.1	HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA Y FERMENTACIÓN SEPARADAS (SHF). ....	126
3.2.5.2	LA SACARIFICACIÓN Y FERMENTACIÓN SIMULTÁNEAS (SSF).....	127
3.2.5.3	SACARIFICACIÓN Y FERMENTACIÓN SIMULTÁNEAS NO ISOTÉRMICAS .....	129
3.2.5.4	SACARIFICACIÓN Y CO-FERMENTACIÓN SIMULTÁNEA (SSCF). ....	130
3.2.5.5	BIOPROCESAMIENTO CONSOLIDADO (CBP).....	132
3.2.6	PURIFICACIÓN.....	133
3.2.7	TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE ETANOL.....	134
3.2.7.1	PROCESO NREL .....	134
3.2.7.2	PROCESO PROPUESTO POR REITH ET AL. (2002). ....	135
3.2.7.3	PROCESO IOGEN. ....	136
3.2.7.4	PROCESO BCI. ....	136
3.2.7.5	PROCESO DELHI IIT. ....	137
3.3	SELECCIÓN DEL PROCESO.....	139
3.3.1	APLICACIÓN DEL MÉTODO DE CRITERIO TÉCNICO .....	142
3.3.1.1	PRETRATAMIENTO. ....	142
3.3.1.2	SELECCIÓN DE MICROORGANISMO PARA FERMENTACIÓN. ....	144
3.3.1.3	SELECCIÓN DE PROCESO – COMPARACIÓN PROCESOS INTEGRADOS. ....	145
3.4	DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO.....	147
3.5	DIAGRAMA DE EQUIPOS DEL PROCESO.....	148
3.6	DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO .....	149
3.6.1	OBTENCIÓN DE MOSTO AZUCARADO DE LA CASCARILLA DE ARROZ.....	149
3.6.1.1	LA PRE-HIDRÓLISIS DE LA HEMICELULOSA. ....	149
3.6.1.2	DELIGNIFICACIÓN.....	151
3.6.1.3	HIDRÓLISIS DE LA CELULOSA Y RECUPERACIÓN DEL SOLVENTE. ....	151
3.6.2	FERMENTACIÓN. ....	152
3.6.3	DESTILACIÓN .....	153
3.7	BALANCE DE MASA.....	154
3.7.1	BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE LA PREHIDROLISIS .....	154
3.7.2	BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE LA HIDROLISIS .....	155
3.7.3	BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE FERMENTACIÓN Y DESTILACIÓN .....	157
CAPÍTULO 4 : DISEÑO Y SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS .....		158
3.8	SISTEMA DE LAVADO DE CASCARILLA DE ARROZ.....	158
3.8.1	EQUIPAMIENTO. ....	158
3.8.1.1	ELEVADOR – CONDUCTOR DE CASCARILLA.....	158
3.8.1.2	CANAL TRANSPORTADOR DE CASCARILLA Y AGUA. ....	158
3.8.1.3	ZARANDA VIBRATORIA.....	158

3.9	SISTEMA PRE-HIDROLISIS DE CASCARILLA Y LAVADO: DIGESTOR 1 .....	159
3.9.1	FUNCIÓN.....	159
3.9.2	FUNCIONAMIENTO.....	159
3.9.3	EQUIPO.....	159
3.10	SISTEMA DE DELIGNIFICACION DE CASCARILLA Y LAVADO: DIGESTOR 2.....	160
3.10.1	FUNCIÓN.....	160
3.10.2	FUNCIONAMIENTO.....	160
3.10.3	EQUIPO.....	160
3.11	SISTEMA DE HIDROLISIS DE CELULOSA: DIGESTOR 3.....	161
3.11.1	FUNCIÓN.....	161
3.11.2	FUNCIONAMIENTO.....	161
3.11.3	EQUIPO.....	161
3.12	FILTROS ESPESADORES.....	161
3.12.1	FUNCIÓN.....	161
3.12.2	FUNCIONAMIENTO.....	161
3.12.3	EQUIPO.....	162
3.12.3.1	FILTRO 1 .....	162
3.12.3.2	FILTRO 2.....	162
3.13	CALENTADOR 1 (INCLUYE BOMBA) .....	162
3.13.1	FUNCIÓN.....	162
3.13.2	FUNCIONAMIENTO.....	162
3.13.3	EQUIPO .....	163
3.14	DESTILADOR 1 (RECUPERACIÓN DE SOLVENTE) .....	163
3.14.1	FUNCIÓN .....	163
3.14.2	FUNCIONAMIENTO.....	163
3.14.3	EQUIPO .....	163
3.15	EVAPORADOR DE SOLUCIÓN DE HEXOSAS .....	163
3.15.1	FUNCIÓN .....	163
3.15.2	FUNCIONAMIENTO.....	164
3.15.3	EQUIPAMIENTO .....	164
3.16	MEZCLADOR ESTÁTICO.....	165
3.16.1	FUNCIÓN.....	165
3.16.2	FUNCIONAMIENTO.....	165
3.16.3	EQUIPAMIENTO.....	165
3.17	TANQUE DE MOSTO .....	165
3.17.1	FUNCIÓN.....	165
3.17.2	FUNCIONAMIENTO.....	165
3.17.3	EQUIPAMIENTO.....	165
3.18	PRE-FERMENTADORES.....	166
3.18.1	FUNCIÓN.....	166
3.18.2	FUNCIONAMIENTO.....	166
3.18.3	EQUIPAMIENTO.....	166
3.19	FERMENTADORES.....	166



3.19.1 FUNCIÓN. ....	166
3.19.2 FUNCIONAMIENTO.....	167
3.19.3 EQUIPAMIENTO. ....	167
3.19.4 DIMENSIONES.....	167
3.20 CENTRIFUGA SEPARADORA DE BACTERIAS .....	168
3.20.1 FUNCIÓN. ....	168
3.20.2 FUNCIONAMIENTO.....	168
3.20.3 EQUIPAMIENTO. ....	168
3.21 SISTEMA DE DESTILACIÓN DE ETANOL.....	168
3.21.1 FUNCIÓN. ....	168
3.21.2 FUNCIONAMIENTO.....	169
3.21.3 EQUIPAMIENTO. ....	169
3.22 HOJAS DE ESPECIFICACIONES – REQUERIMIENTO ENERGÉTICO .....	170
3.23 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA.....	187
CAPÍTULO 5 : CONSIDERACIONES AMBIENTALES .....	188
3.24 INTRODUCCIÓN .....	188
3.25 MATRIZ DE LEOPOLD .....	189
3.25.1 TABLA DE CRITERIO .....	189
3.25.2 VALORACIÓN DE MATRIZ DE LEOPOLD .....	190
3.26 EFLUENTES LÍQUIDOS.....	191
3.26.1 LIGNINA. ....	191
3.26.2 VINAZA .....	192
3.27 EFLUENTES GASEOSOS.....	193
CAPÍTULO 6 : EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	194
3.28 INTRODUCCIÓN .....	194
3.29 ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN TOTAL .....	195
3.29.1 CAPITAL FIJO TOTAL.....	195
3.29.1.1 COSTO FIJO. ....	195
3.29.1.2 CAPITAL DE PUESTA EN MARCHA O CAPITAL DE TRABAJO. ....	198
3.29.2 ESTIMACIÓN DEL COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN. ....	200
3.29.2.1 COSTO DE MANUFACTURA. ....	200
3.29.2.2 GASTOS GENERALES (VAI).....	202
3.29.2.3 COSTO UNITARIO.....	203
3.30 BALANCE ECONÓMICO Y RENTABILIDAD .....	204
3.30.1 RETORNO SOBRE LA INVERSIÓN. ....	204
3.30.1.1 ANTES DE IMPUESTO. ....	204
3.30.1.2 DESPUÉS DEL IMPUESTO.....	205
3.30.2 TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN.....	205
3.30.3 PUNTO DE EQUILIBRIO. ....	205
CONCLUSIONES .....	206
BIBLIOGRAFÍA .....	207
LINKOGRAFIA .....	218

APÉNDICE ..... 220

ANEXOS ..... 287

# ÍNDICE DE TABLAS

Pág.

Tabla 1.1 Composición química del etanol	20
Tabla 1.2 Propiedades fisicoquímicas del etanol.	21
Tabla 1.3 Propiedades físicas del etanol.	22
Tabla 1.4 Riesgos del etanol	25
Tabla 1.5: Composición promedio de la cascara de arroz	29
Tabla 1.6: producción de arroz cascara.	30
Tabla 1.7 Consumo histórico nacional, importaciones, exportaciones en el Perú	33
Tabla 1.8: Estimación de la demanda futura (lt)	36
Tabla 1.9: Inflación promedio 2009-2015 Perú.	47
Tabla 1.10: Inflación promedio en Perú (2011-2015)	51
Tabla 2.1: Piura: superficie y población 2015.	56
Tabla 2.2: Piura valor agregado bruto 2014 valores a precios constantes 2007.	58
Tabla 2.3: Lambayeque: superficie y población 2013	66
Tabla 2.4 Lambayeque: valor agregado bruto 2013 valores a precios constantes 2007	67
Tabla 2.5 La Libertad: superficie y población 2014	73
Tabla 2.6 La Libertad, valor agregado bruto 2014 valores a precios constantes de 2007	74
Tabla 2.7 Matriz de enfrentamiento de micro localización.	100
Tabla 2.8 Evaluación de los factores para la determinar la ubicación de la planta.	101
Tabla 3.1: Composición promedio de la cascarrilla de arroz.	104
Tabla 3.2: Aplicación de criterio técnico para selección el pretratamiento	143
Tabla 3.3 Aplicación de criterio técnico.	144
Tabla 3.4: Aplicación de criterio técnico para selección de proceso.	145
Tabla 3.5: Composición de las corrientes en la etapa de prehidrolisis.	154
Tabla 3.6: Composición de las corrientes en la etapa de hidrolisis.	155
Tabla 3.7: Composición de las corrientes en la etapa de hidrolisis.	156
Tabla 3.8: Composición de las corrientes en la etapa de fermentación y destilación.	157
Tabla 4.1: Hoja De Especificaciones Para Elevador 1	170
Tabla 4.2: Hoja de especificaciones para canal transportador.	171
Tabla 4.3: Hoja de especificaciones para zaranda vibratoria.	172
Tabla 4.4: Hoja de especificaciones para biodigestor 01.	173
Tabla 4.5: Hoja de especificación para biodigestor 02.	174
Tabla 4.6: Hoja de especificación para biodigestor 3.	175
Tabla 4.7: Hoja de especificación para filtros.	176
Tabla 4.8: Hoja de especificación para una columna de destilación binaria.	177
Tabla 4.9: Hoja de especificaciones para calentador 01.	178
Tabla 4.10: Hoja de especificación para evaporador.	179
Tabla 4.11: Hoja de especificación para tanque de mosto.	180
Tabla 4.12: Hoja de especificación para mezclador estático.	181
Tabla 4.13: Hoja de especificación para fermentadores.	182
Tabla 4.14: Hoja de especificación para pre fermentadores.	183
Tabla 4.15: Hoja de especificación para centrifuga.	184
Tabla 4.16: Hoja de especificación para columna de destilación binaria.	185
Tabla 4.17: Hoja de especificación para columna de destilación binaria.	186
Tabla 5.1: Criterio de valoración de impacto ambiental para Matriz De Leopold	189
Tabla 5.2: Cuantificación de significancia para matriz de leopold.	190
Tabla 5.3: Composición de lignina que proviene del proceso oganosolv.	192
Tabla 6.1: Plan Global de Inversiones	199
Tabla 6.2: Estimación Del Costo Total De Producción Y Costo Unitario	204
Tabla 6.3: Análisis Económico.	205

<i>Tabla 7.0.1: producción nacional, importaciones y exportaciones de etanol</i>	220
<i>Tabla 7.0.2: Consumo Histórico de Etanol en Perú</i>	224
<i>Tabla 7.0.3: Determinación de la tasa de crecimiento</i>	225
<i>Tabla 7.0.4: Composición promedio de la cascara de arroz</i>	232
<i>tabla 7.0.5: resumen de costo de equipos:</i>	275
<i>Tabla 7.0.6: Materia prima para operación continua: 8000 horas por año.</i>	278
<i>Tabla 7.0.7: Inventario de materia prima</i>	278
<i>Tabla 7.0.8: Aplicación de tabla de valores para cuantificar matriz de Leopold</i>	286
<i>Tabla 8.0.1: Importación de alcohol etílico</i>	287
<i>Tabla 8.0.2: Precios Cif (Dólares) De Etanol/Tonelada En El Año 2015</i>	292
<i>Tabla 8.0.3: Precios Fob (Dólares) De Etanol/Tonelada En El Año 2015</i>	293
<i>Tabla 8.0.4: Xinhai Maquinarias Mineras Para Selección De Zarandas Vibratorias</i>	330
<i>Tabla 8.0.5: Especificaciones del espesador de disco – fabricante fjlime:</i>	331

# ÍNDICE DE FIGURAS

Pág.

Figura 1.1: Sistema De Etiquetado Para El Etanol	23
Figura 1.2: Sistema De Etiquetado Para Etanol	24
Figura 1.3: Etapas Que Componen El Proceso De Obtención De Bioetanol.	27
Figura 1.4: Disponibilidad Proyectada De Cascarilla De Arroz.	31
Figura 1.5: Importaciones De Etanol En El Perú	34
Figura 1.6: Exportaciones De Etanol En El Perú	34
Figura 1.7: Producción Nacional De Etanol En El Perú	35
Figura 1.8: Estimación De Demanda Futura Para El Etanol	37
Figura 1.9: Exportación De Alcohol Etílico 2015 (FOB%)	38
Figura 1.10: Empresas Productoras-Exportadoras	40
Figura 1.11: Principales Países Que Reciben Exportaciones Peruanas De Etanol	41
Figura 1.12: Valor FOB (Dólares) - países de exportación 2015	46
Figura 1.13: Proyección Del Precio De Etanol 2016-2020	48
Figura 1.14: Tasa De Crecimiento Del PBI (%) 2005-2015	50
Figura 2.1: Mapa Departamental Piura	56
Figura 2.2: Mapa Departamental De Lambayeque	66
Figura 2.4: Mapa Departamental De La Libertad	72
Figura 2.5: Provincia de Chiclayo	90
Figura 2.6: Provincia de Lambayeque	93
Figura 2.7: Provincia de Ferreñafe	94
Figura 2.8: Zona Geografica Seleccionada Para La Ubicacion De Planta (Lambayeque)	102
Figura 3.1: Efecto Del Pretratamiento En El Material Lignocelulósico	105
Figura 3.2: Mecanismo De Acción De Las Celulasas	118
Figura 3.3:Diagrama De Flujo De ProcesoSHF.	126
Figura 3.4:Diagrama De Flujo De Proceso SSF.	127
Figura 3.5: Diagrama De Flujo Simplificado Para El Proceso NSSF	129
Figura 3.6: Diagrama De Flujo De Proceso SSCF	130
Figura 3.7: Diagrama De Flujo Del Proceso CBP	132
Figura 3.8:Proceso NREL	134
Figura 3.9:Proceso Propuesto por REITH et al 2002	135
Figura 3.10: Proceso IOGEN	136
Figura 3.11:Proceso BCI	136
Figura 3.12: Proceso DELHI IIT	137
Figura 3.13: Diagrama de flujo de proceso para la obtención de bioetanol.	147
Figura 3.14: Diagrama de equipos de proceso para la obtención de bioetanol.	148
Figura 3.15: Obtención De Mosto Azucarado Por Proceso Organosolv	150
Figura 4.1 :Zaranda Vibratoria	159
Figura 4.2: Digestor Continúo.	160
Figura 4.3: Evaporador Modificado Con Paquete De Placas.	164
Figura 4.4:Modelo FMX7251-CP, del fabricante OMEGA	165
Figura 4.5: Fermentador	167
Figura 7.1: Diagrama De Flujo Del Proceso Organosolv.	230
Figura 7.2: Sección De Hidrolisis - Obtención De Mosto	231
Figura 7.3: Etapa De Lavado De Cascarilla De Arroz	233
Figura 7.4: Etapa De Pre-Hidrolisis	234
Figura 7.5: Etapa De Lavado Y Filtrado	236
Figura 7.6: Etapa De Delignificación	238
Figura 7.7: Etapa De Lavado Y Filtrado	240
Figura 7.8 : Etapa De Recuperación De Solvente	241
Figura 7.9 : Etapa De Hidrólisis De Celulosa	243

Figura 7.10 Etapa De Concentración	244
Figura 7.11: Sección De Fermentación, Destilación Y Deshidratación	246
Figura 7.12: Etapa De Fermentación	247
Figura 7.13: Etapa De Destilación	249
Figura 7.14: Diagrama Elevador-Conductor De Cascarilla De Arroz	252
Figura 7.15: Zaranda Modelo YA1236	253
Figura 7.16: Digestor Vertical Simple, Modelo Valmet.	256
Figura 7.17: Digestor Vertical Simple, Modelo Valmet.	258
Figura 7.18: Simulación De Etapa De Destilación	260
Figura 7.19: Resultado De Simulación De Etapa De Destilación	260
Figura 7.20: Especificaciones De Columna En La Etapa De Destilación	261
Figura 7.21: Especificaciones De Calentador. Programa Chemcad, Método Riguroso	262
Figura 7.22: Diseño De Biorreactor De Tanque Agitado	267
Figura 7.23: Resultado De Software, Diseño De Biorreactor De Tanque Agitado.	268
Figura 7.24: Diseño De Biorreactor De Tanque Agitado	269
Figura 7.25: Dimensiones De Centrifuga Según Modelo AC 1500	270
Figura 7.26: Simulación De Etapa De Destilación (Agotamiento Y Rectificación) Programa Chemcad, Método Riguroso (TOWR Distillation Column)	271
Figura 7.27: Resultado De La Simulación De Etapa De Destilación	272
Figura 8.1: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2005	294
Figura 8.2: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2006	295
Figura 8.3: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2007	296
Figura 8.4: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2008	297
Figura 8.5: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2009	298
Figura 8.6: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2010	299
Figura 8.7: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2011	300
Figura 8.8: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2012	301
Figura 8.9: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2013	302
Figura 8.10: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2014	303
Figura 8.11: Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2015	304
Figura 8.12: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2005	305
Figura 8.13: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2006	306
Figura 8.14: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2007	307
Figura 8.15: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2008	308
Figura 8.16: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2009	309
Figura 8.17: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2010	310
Figura 8.18: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2011	311
Figura 8.19: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2012	312
Figura 8.20: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2013	313
Figura 8.21: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2014	314
Figura 8.22: Reporte Anual De Exportación De Etanol Para El Año 2015	315
Figura 8.23: Piura, Superficie Y Población	323
Figura 8.24: Piura, Valor Agregado Bruto 2014	324
Figura 8.25: Actividad Agropecuaria En El Departamento De Lambayeque	325
Figura 8.26: Superficie Sembrada En El Departamento De Lambayeque (Hectáreas)	326
Figura 8.27: Variación en el sector manufactura en el departamento de Lambayeque	327
Figura 8.28 :La Libertad: Síntesis De Actividad Económica	328
Figura 8.29: La Libertad: Síntesis De Actividad Económica	329
Figura 8.30: Catálogo De La Empresa Flottweg Para Centrifugas De Discos	332

## RESUMEN

Con la finalidad de dar uso a cerca de 3.5 millones de toneladas de cascarilla de arroz que se produce a nivel nacional, se realizó este trabajo de investigación con el objetivo general de estudiar la pre-factibilidad para la instalación de una planta de producción de etanol de segunda generación a partir de cascarilla de arroz.

Para cumplir el objetivo general se realizó en el Capítulo I el estudio de mercado. En este estudio se demuestra que existe un potencial de consumo de etanol rectificado, de cerca de 45.24 millones de litros por año, equivalente a una producción de 150000 litros por día. El estudio indica que existe suficiente cantidad de materia prima. Para el tamaño de planta se consideró tomar un riesgo mayor que el 10% recomendado. El tamaño de planta definido será de 50000 litros por día.

En el Capítulo II se realizó el estudio de ubicación de la planta. Por cercanía a la materia prima la futura planta estará ubicada en Lambayeque.

En el Capítulo III y Capítulo IV comprende el balance de masa, la selección y diseño del proceso así mismo, el requerimiento energético. En este capítulo se define el mejor esquema de producción. Por razones técnicas y económicas se decidió por el proceso organosolv de Dedini. El rendimiento obtenido fue de 0.25 litros de alcohol por Kg de cascarilla de arroz. Basándose en el balance de masa, se diseñó y selecciono los principales equipos de proceso.

En el Capítulo V se hace un análisis simplificado de las principales consideraciones ambientales, se hace uso de la matriz de Leopold para la evaluación de impacto ambiental. Se concluye que los efluentes de la planta se les puede dar un valor agregado y por lo tanto no constituirían residuos, sino subproductos.

En el Capítulo VI se hace un estudio económico. Se determinó que la inversión llegara a 19'824,267 dólares. El costo de producción es de 0.389 dólares por litro. A un precio de venta de 0.85 dólares por litro. Se obtiene una tasa de retorno sobre la inversión de 38.32% y 19.81%, antes y después de impuestos respectivamente. El tiempo de recuperación de dinero, antes y después de impuestos es de 2.06 años y 2.52 años.

Se concluye finalmente que el proyecto es factible desde el punto de vista de mercado, de ingeniería y económico.

## ABSTRACT

In order to use about 3.5 million Tons of rice husks produced at the national level, this research was carried out with the general aim of studying the pre-feasibility for the installation of an ethanol production plant Of second generation from rice husks. In order to fulfill the general objective, the market study was carried out in Chapter I. This study shows that there is a potential for rectified ethanol consumption of about 45.24 million liters per year, equivalent to a production of 150000 liters per day. The study indicates that there is sufficient amount of raw material. For plant size it was considered to take a risk greater than the recommended 10%. The defined plant size will be 50000 liters per day.

In Chapter II the study of plant location was carried out. Due to its proximity to the raw material, the future plant will be located in Lambayeque.

In Chapter III and Chapter IV includes the mass balance, the selection and design of the process itself, the energy requirement. This chapter defines the best production scheme. For technical and economic reasons it was decided by the organosolv process of Dedini. The yield obtained was 0.25 liters of alcohol per Kg of rice husk. Based on the mass balance, the main process equipment was designed and selected.

In Chapter V a simplified analysis of the main environmental considerations is done, use is made of the Leopold matrix for environmental impact assessment. It is concluded that the effluents of the plant can be given an added value and therefore would not constitute residues, but by-products.

An economic study is done in Chapter VI. It was determined that the investment reached 19'824,267 dollars. The cost of production is \$ 0.389 per liter. At a sale price of \$ 0.85 per liter. A rate of return on investment of 38.32% and 19.81%, before and after taxes, respectively, is obtained. The time to recover money before and after taxes is 2.06 years and 2.52 years.

It is finally concluded that the project is feasible from the point of view of market, engineering and economic.



## INTRODUCCIÓN

Se le llama bioetanol de segunda generación al etanol obtenido a partir de material lignocelulósico, a menudo llamado biomasa. Esto quiere decir material de origen biológico que tiene potencial para la producción de etanol, pero es clasificado como desecho. El alcohol etanol es un combustible y se ha usado por siglos no solamente para producir bebidas embriagantes, en perfumería, en medicina, en procesos industriales de la cadena de la alcoholquímica, sino, particularmente también, como combustible motor.

El bioetanol surge como una alternativa de preservar los recursos renovables así como los no renovables, es un combustible relativamente de bajo costo, en general se considera que su impacto en el medio ambiente es menor que cualquier combustible fósil, se obtiene a partir de azúcares, procedentes de la caña o la remolacha, cereales, mediante la fermentación de los azúcares del almidón, residuos forestales, por la fermentación de los azúcares contenidos en la celulosa y hemicelulosa, después de un pretratamiento.

Para poder determinar la factibilidad del etanol de segunda generación debemos tener una fuente de materia prima que no afecte la economía en la agricultura es el caso de los cereales en nuestra región.

En la actualidad, la biomasa lignocelulósica y en especial los subproductos agroindustriales han dejado de ser productos de desecho-problema, para convertirse en materia prima potencial para diversos procesos tanto de tipo agrícola como industrial, siendo la producción de bioetanol uno de los más importantes. A esto si le sumamos la problemática e impacto en la agricultura sobre la viabilidad del empleo de productos de origen agrícola para la producción exclusiva de etanol (Viñals y colaboradores, 2012).

Por otro lado, la producción de arroz cáscara para el 2015, aumentó en 49,4% respecto a similar mes del año anterior, el mayor crecimiento de la producción de este cereal se registró en los departamentos de Piura (446,6%), La Libertad (37,1%) y Lambayeque (28,4%), que en conjunto representaron el 68,7% del total nacional (INEI, 2015).

Como resultado del procesamiento de este cereal se obtiene como subproducto cascarilla de arroz. La cascarilla de arroz es un tejido vegetal constituido por Celulosa y Sílice, elementos que ayudan a su buen rendimiento como combustible. El uso de este residuos en la actualidad es bastante limitado; la cascarilla de arroz se utiliza

como fundente en las empresas siderúrgicas y como complemento de la alimentación animal, pero en cantidades muy reducidas, la mayor parte se vota en ríos y otros lugares donde se generan fuentes de contaminación, El uso de la cascarilla como combustible representa un aporte significativo a la preservación de los recursos naturales y un avance en el desarrollo de tecnologías limpias y económicas en la producción de arroz uno de los principales cereales de nuestra canasta familiar, constituido principalmente por: celulosa 31.5 %; Hemicelulosa 21.5% y la Lignina 16.5%. (Valverde y colaboradores, 2007).

Los cultivos de los biocombustibles de segunda generación se caracterizan por su alta densidad energética almacenada en la celulosa, que libera mucha energía al romper sus enlaces químicos. Para esta transformación es necesario recurrir a técnicas, aún no desarrolladas (pretratamiento) que eviten la fermentación biológica por consumir mucha energía durante el proceso. Pre-tratamiento se considera la etapa más cara del proceso para convertir el material lignocelulósico en etanol y se le atribuye hasta un 30% del coste total. En los últimos tiempos se han probado distintos tipos de tratamientos en diferentes, pero se necesitan nuevos avances para reducir el coste del proceso y hacerlo más competitivo. Por este motivo, mejoras en la eficiencia del pre-tratamiento pueden significar una disminución del coste del etanol lignocelulósico (López, 2013).

En este estudio se da énfasis a buscar un proceso para producir etanol de biomasa a una alta eficiencia para asegurar costos competitivos con etanol de primera generación.

## **CAPÍTULO 1 : ESTUDIO DE MERCADO**

### **1.1 INTRODUCCIÓN**

Este primer capítulo tiene como objetivo el estudio de mercado para analizar la demanda y la oferta interna del producto etanol de segunda generación. Así mismo se establecerá los niveles de precio como también los canales de distribución.

El análisis de la demanda y oferta se hace en base a datos de fuentes secundarias de entidades autorizadas.

## 1.2 PRODUCTO: ALCOHOL ETÍLICO RECTIFICADO

### 1.2.1 DEFINICIÓN.

Es el alcohol obtenido mediante la destilación y rectificación de productos provenientes de sustancias fermentables permitidas. La graduación alcohólica alcanzada durante su destilación no debe ser menor de 96°GL. El 4% restante incluye agua, aldehídos, esteres y ácidos orgánicos. (Ficha de seguridad Química, Winkler)

### 1.2.2 CARACTERÍSTICAS.

#### 1.2.2.1 COMPOSICIÓN QUÍMICA.

*Tabla 1.1 Composición química del etanol*

REQUISITOS	MIN	MAX
Grado Alcohólico a 15°C, °GL	96	.
Acidez total, como ácido acético, mg/100 cm <sup>3</sup>	-	1.5
Esteres, como acetato de etilo, mg/100 cm <sup>3</sup>	-	2.0
Aldehídos, como etanol, mg/100 cm <sup>3</sup>	-	0.5
Furfural, mg/100 cm <sup>3</sup>	-	0.0
Alcoholes superiores, mg/100 cm <sup>3</sup>	-	0.5
Metanol, mg/100 cm <sup>3</sup>	-	2.0
Tiempo de permanganato, minutos	25	.
Congéneres, mg/100 cm <sup>3</sup>	-	4.5

Fuente: Norma Técnica Peruana N° 211.007 (2014).

### 1.2.2.2 PROPIEDADES FÍSICO – QUÍMICAS.

#### 1.2.2.2.1 Propiedades Físicas.

Tabla 1.2 Propiedades fisicoquímicas del etanol.

PROPIEDAD FÍSICA	PARÁMETROS – VALORES	DESCRIPCIÓN
Estado de agregación	Líquido	Un líquido incoloro y transparente con un olor vinoso característico y sabor acre.
Olor	Olor, característico fragante, Umbral del olor: 100 a 180 ppm	_____
Apariencia	Incoloro	_____
Densidad (Agua)	0.789 Kg/L a 20°C	_____
Densidad Vapor (Aire)	1.59	_____
Solubilidad	Soluble en todas proporciones en Agua a 20°C.	Soluble en Cetonas, Esteres, Éteres, Glicoles y otros Alcoholes.
PH	No reportado	_____
Presión de Vapor	44.0 mmHg a 20°C	_____
Punto de fusión	158,9 °K (-114 °C)	_____
Punto de ebullición	351,6°K (78,3°C)	_____
Temperatura crítica	514°K (241°C)	_____
Presión Crítica	63 atm	_____

Fuente: Ficha de seguridad Química Winkler (2012)

#### 1.2.2.2.2 Propiedades Químicas.

*Tabla 1.3 Propiedades físicas del etanol.*

PROPIEDAD FÍSICA	PARÁMETROS – VALORES
Acidez (pKa)	15,9
Solubilidad	Miscible en agua
Producto de solubilidad (KPS)	n/d
Momento dipolar	n/d D
Termoquímica	_____
H <sub>0</sub> Gas	-235.3 kJ/mol
H <sub>0</sub> Líquido	-277.6 kJ/mol
S <sub>0</sub> Líquido	1Bar; 161.21 J*mol <sup>-1</sup> *K <sup>-1</sup>

Fuente: EcuRed Etanol (2012)

#### 1.2.2.3 TOXICOLOGÍA.

El etanol puede afectar al sistema nervioso central, provocando estados de euforia, desinhibición, mareos, somnolencia, confusión, alucinaciones (como lo sean ver doble o que todo se mueve de forma espontánea). Al mismo tiempo, disminuye los reflejos. Con concentraciones más altas ralentiza los movimientos, impide la coordinación correcta de los miembros, pérdida temporal de la visión, etc. En ciertos casos se produce un incremento en la irritabilidad del sujeto intoxicado como también en la agresividad; en otra cierta cantidad de individuos se ve afectada la zona que controla los impulsos, volviéndose impulsivamente descontrolados y frenéticos. Finalmente, conduce al coma y puede provocar la muerte.

La resistencia al alcohol parece aumentar en las personas adultas, de mayor peso y de menor altura, mientras que los niños son especialmente vulnerables. Se han comunicado casos de bebés que murieron por intoxicación debida a la inhalación de vapores de etanol tras haberles aplicado trapos impregnados de alcohol. La ingesta en niños puede conducir a un retardo mental agravado o a un subdesarrollo físico y mental. También se han realizado estudios que demuestran que, si las madres ingerían alcohol durante el embarazo, sus hijos podían ser más propensos a tener el síndrome de alcohólico fetal. También es un desinfectante. Su mayor potencial bactericida se obtiene a una concentración de aproximadamente el 70 % (Alvarado, 2008).

### 1.2.3 IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS.

#### 1.2.3.1 SISTEMA DE ETIQUETADO (NPFA).

Sistema de etiquetado es uno de los sistemas más usados para el etiquetado de productos químicos es el J. T. Baker SAF-T DATA Labeling System. El mismo utiliza números, dibujos y colores para la identificación de riesgos potenciales, descripción de medidas precautorias y recomendaciones para el almacenamiento.

El diamante de seguridad suministra información sobre los riesgos que implica la manipulación de un producto. Esta clasificación va de 0 a 4, donde el número cero representa el riesgo más bajo y el cuatro el más alto (Ávila y colaboradores, 2009).



Figura 1.1 Sistema de etiquetado para el etanol.

Fuente: laboratorio de fundamentos de química facultad de ciencias exactas universidad nacional de salta (2009).

En el caso del etanol, tenemos que su diamante de seguridad es:



*Figura 1.2 Sistema de etiquetado para etanol*

Fuente: laboratorio de fundamentos de química facultad de ciencias exactas universidad nacional de salta (2009).

#### *1.2.3.1.1 Inflamabilidad 3.*

Líquidos y sólidos que pueden encenderse en casi todas las condiciones de temperatura ambiental.

#### *1.2.3.1.2 Salud 0.*

Materiales bajo cuya exposición en condiciones de incendio no existe otro peligro que el del material combustible ordinario.

#### *1.2.3.1.3 Inestabilidad / Reactividad 0.*

Materiales que por sí son normalmente estables aún en condiciones de incendio y que no reaccionan con el agua.

#### *1.2.3.1.4 Inestabilidad / Reactividad.*

Materiales que por sí son normalmente estables aún en condiciones de incendio y que no reaccionan con el agua.



### 1.2.3.2 RIESGO DE INCENDIO.

*Tabla 1.4 Riesgos del etanol*

<b>Condición de Inflamabilidad</b>	<b>Inflamable en grado severo.</b>
<b>Temperatura de Inflamación</b>	8 - 13°C
<b>Temperatura de Auto ignición</b>	363°C
<b>Límites de Inflamabilidad</b>	3.3% - 19.0%
<b>Productos de Combustión</b>	Monóxido de Carbono y Dióxido de Carbono.
<b>Medios Extinción</b>	Utilización de extintores de Polvo Químico Seco, Espuma Química y/o Anhídrido Carbónico. Aplicación de Agua sólo en forma de neblina.

Fuente: Ficha de Seguridad Química Winkler (2012)

### 1.2.4 USOS.

#### 1.2.4.1 GENERALES.

Además de usarse con fines culinarios (Bebida alcohólica), el etanol se utiliza ampliamente en muchos sectores industriales y en el sector farmacéutico, como principio activo de algunos medicamentos y cosméticos (es el caso del alcohol antiséptico 70° GL y en la elaboración de ambientadores y perfumes) (Sansen y vargas, 2009)

Es un buen disolvente, y puede utilizarse como anticongelante.

#### 1.2.4.2 INDUSTRIA QUÍMICA

La industria química lo utiliza como compuesto de partida en la síntesis de diversos productos, como el acetato de etilo (un disolvente para pegamentos, pinturas, etc.), el éter di etílico, etc.

También se aprovechan sus propiedades desinfectantes (Ruiz y colaboradores, 2006)

#### **1.2.4.3 COMBUSTIBLE.**

Se emplea como combustible industrial y doméstico. En el uso doméstico, se emplea el alcohol de quemar. Éste además contiene compuestos como la piridina o el metanol u otras sustancias denominadas desnaturalizantes, que impiden su uso como alimento, ya que el alcohol para consumo suele llevar impuestos especiales. En algunos países, en vez de etanol se utiliza metanol como alcohol de quemar. En Brasil se añade etanol a la gasolina para bajar la importación de petróleo, dando lugar a laalconafta. Este país es uno de los principales productores (con 18 mil millones de litros anuales), con esto reducen un 40 % de sus importaciones de crudo. Esta última aplicación se extiende también cada vez más en otros países para cumplir con el protocolo de Kyoto. Estudios del Departamento de Energía de USA dicen que el uso en automóviles reduce la producción de gases de invernadero en un 85%. En países como México existe la política del ejecutivo federal de apoyar los proyectos para la producción integral de etanol y reducir la importación de gasolinas que ya alcanza el 60 % (Hermoso, 2015).

#### **1.2.4.4 ALTERNATIVA EN LA DISMINUCIÓN DE LA CONTAMINACIÓN.**

En el Protocolo de Kyoto de la Convención Marco sobre el Cambio Climático de las Naciones Unidas se reconoció la creciente preocupación mundial acerca del 'Efecto Invernadero' tras las mayores emisiones de CO<sub>2</sub> y plomo, ante ello se inició la búsqueda de nuevas alternativas energéticas que sustituyan a los productos químicos y a los combustibles líquidos para el transporte. En este contexto, el etanol surge como la alternativa más promisoría a corto, mediano y largo plazo.

Es importante destacar que, al mezclarse la gasolina con el etanol se incrementa el octanaje de las mismas, siendo una importante alternativa ecológica al MTBE y al plomo tetraetilico, que son aditivos que afectan el medio ambiente y la salud.

Por tal razón, además de Brasil y EEUU, varios países como la India, Colombia, Tailandia, Australia, China, están comprometidos a emplear el etanol como combustible automotor alternativo, motivado por las preocupaciones ambientales y por la búsqueda de otras alternativas a la producción azucarera, que cada vez se ve inmerso en un mercado cada vez más competitivo.

Brasil posee la mayor tradición en el uso del etanol como combustible tanto en su forma directa, es decir usado en motores especialmente diseñados, o mezclado con gasolina en motores convencionales (Piergallini, 2008).

### 1.2.5 MÉTODOS DE OBTENCIÓN

El etanol, puede obtenerse por muchos medios, sin embargo, desde la antigüedad se empleado la fermentación de compuestos azucarados, sin embargo, ante la necesidad de cubrir una demanda en aumento de etanol se han implementado diversos métodos de producción de etanol; a continuación, se representará un gráfico que resumirá la producción de bioetanol, de acuerdo a la materia prima origen.

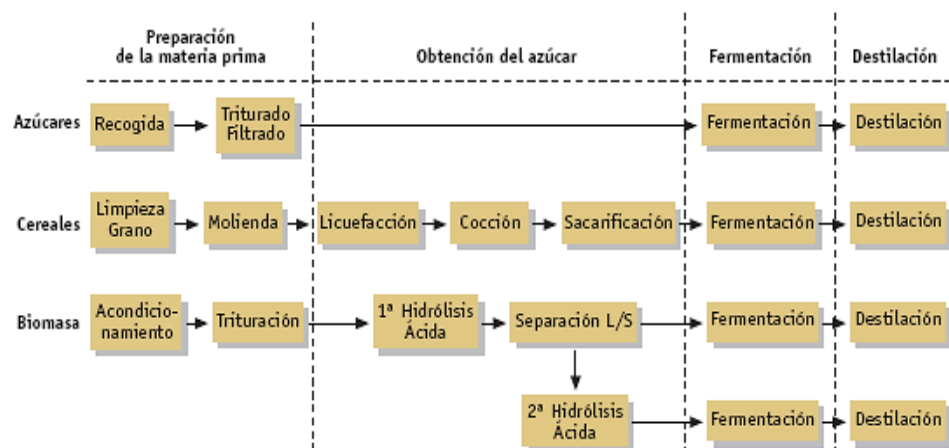


Figura 1.3: Etapas que componen el proceso de obtención de bioetanol.

Fuente: <http://www.miliarium.com/Bibliografia/Monografias/Biocombustibles/EtapasProcesoProduccionBioetanol.asp> (2008)

### **1.3 MATERIA PRIMA**

#### **1.3.1 CASCARILLA DE ARROZ.**

La cascarilla de arroz es un residuo agrícola, que representa el 20% en peso de los 649,7 millones de toneladas de arroz que anualmente se producen en todo el mundo. La cáscara de arroz un importante subproducto de la industria de la molienda del arroz, es uno de los materiales lignocelulósicos más comúnmente disponibles que se pueden convertir a diferentes tipos de combustibles y materias primas químicas a través de una variedad de procedimientos de conversión termoquímica. Para ello es necesario para el diseño de sistemas de conversión termoquímica que abraque la comprensión adecuada de las propiedades físicas y termoquímicas de cáscara de arroz.

El contenido de humedad varía de 8.68-10,44%, y la densidad aparente varia de 86 a 114 m<sup>3</sup> /Kg. La cascarilla de arroz tiene un alto contenido de ceniza que van desde 15.30-24.60% (peso seco), y alto contenido de sílice de la ceniza que van desde 90 hasta 97%. Los valores más bajos de calefacción variaron de 13.24-16.20 MJ / Kg (peso seco). Las temperaturas de fusión de la ceniza de todas las variedades se encontraron que eran más de 1600 ° C. Las diferencias en las características varietales tienen efectos significativos sobre las propiedades químicas de la cáscara de arroz (Valverde y colaboradores, 2007).

La cascarilla producida de las plantas de molienda y pilado, generalmente se utiliza como combustible, quemándola parcialmente para la generación de energía, lo que contribuye a la contaminación, por ello se están haciendo esfuerzos para superar este problema ambiental mediante la utilización de esta materia prima como un material cementante suplementario, así como también en la generación de etanol a partir de dicho material lignocelulósico.

La composición química de la cascarilla de arroz varía de una variedad a otra y también, el año de cosecha, el clima y las condiciones geográficas. En la Tabla 1.5 se muestra composición promedio de la cascaras de arroz.

*Tabla 1.5: Composición promedio de la cascara de arroz*

<b>COMPONENTE</b>	<b>PROMEDIO, %</b>
Celulosa	31.5
Hemicelulosa	21.5
Lignina	16.5
Cenizas	16.3
Agua	13.0
Impurezas, insolubles	1.20

Fuente: Sánchez y colaboradores (2010).

### **1.3.2 DISPONIBILIDAD DE CASCARILLA DE ARROZ**

La producción de arroz cascara ha tenido un crecimiento sostenido, a excepción de los años 2010 y 2011 que presento una ligera baja. La cáscara representa en promedio 20% del arroz cascara. En la Tabla 1.4 se presenta la producción de arroz cascara nacional y regional, así como la disponibilidad teórica de la cascarilla de arroz.

De acuerdo con el INEI, la principal región productora en 2015 fue San Martín con 21.6% de la producción nacional, le siguieron Piura (16,1%), Lambayeque (14,1%), Amazonas (11,2%) y La Libertad (11%). Luego se encuentran Arequipa (8,4%) y Cajamarca (6,4%) (INEI, 2016).

Para el presente estudio por cercanía se considera la cascarilla de arroz producida en zona costera y de selva. En la costa se tomará en cuenta Lambayeque, Piura, La Libertad y Cajamarca. En la selva se considera solo San Martín.

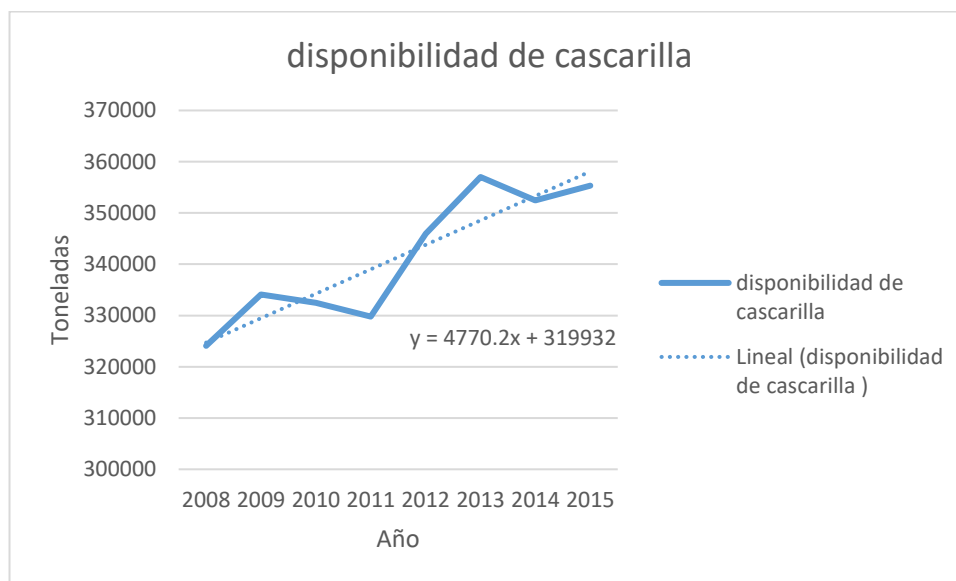
Para calcular la disponibilidad de cascarilla de arroz se asume que se consume para la propia planta peladora de arroz cáscara en la etapa de secado un aproximado de 15% de la producción.

*Tabla 1.6: producción de arroz cascara nacional, regional y disponibilidad teórica de la cascarilla de arroz.*

<b>AÑO</b>	<b>ARROZ CÁSCARA NACIONAL, TN</b>	<b>ARROZ CÁSCARA REGIONAL COSTA 41.2%</b>	<b>ARROZ CÁSCARA REGIONAL SELVA 21.6%</b>	<b>DISPONIBILIDAD NETA DE CASCARILLA DE ARROZ, COSTA Y SELVA</b>
2008	3035605	1250669.26	655690.68	324081
2009	3129205	1289232.46	675908.28	334074
2010	3113965	1282953.58	672616.44	332447
2011	3089042	1272685.304	667233.072	329786
2012	3240582	1335119.784	699965.712	345965
2013	3344094	1377767	722324.304	357015
2014	3301679	1360292	713162.664	352487
2015	3328317	1371266.604	718916.472	355331

Fuente: Anuario INEI (2016).

Utilizando el programa Excel se realizó la proyección de producción de cascarilla de arroz en las regiones mencionadas anteriormente, dando como resultado un crecimiento de 4770.2 toneladas por año y una producción dentro de 10 años de 410000 toneladas. Esto quiere decir solo para Lambayeque se dispondría de aproximadamente 57400 toneladas de cascarilla al año. Este valor sin considerar las futuras siembras en el reciente proyecto de Olmos.



*Figura 1.4 Disponibilidad proyectada de cascarilla de arroz en regiones costa (Lambayeque, La Libertad, Piura, Cajamarca) y selva (San Martín).*

Fuente: Elaborado por los autores (2016)

### 1.3.3 PRECIO DE CASCARILLA DE ARROZ.

La cascarilla de arroz constituye un desperdicio dentro de la planta piladora de arroz en cascara. Sin embargo, en estos últimos años se está usando como combustible alternativo en la producción de ladrillos a pequeña escala, combustible para secadora industrial y por lo tanto ha adquirido un valor por su valor calorífico que alcanza en promedio 13370 kJ/Kg. El precio promedio que se vende en el mercado es de 20 dólares la tonelada (Sánchez & Ramírez, 2012).

## 1.4 ANÁLISIS DEL MERCADO

### 1.4.1 ANÁLISIS DE LA DEMANDA

En nuestro país a raíz del crecimiento económico y ante la crisis energética mundial, y los acuerdos internacionales de sostenibilidad para el medio ambiente, es necesario desarrollar tecnologías limpias que ayuden al crecimiento económico del país. Por ello es necesario hacer hincapié en el desarrollo industrial, tomando como base el incremento de la producción y productividad agrícola. Pero afrontar el déficit energético, se han evaluado muchas alternativas, entre ellas el gas, sin embargo, ante la venta de los derechos de distribución del mismo debemos evaluar otras alternativas; entre las que destaca la producción de etanol de senda generación, que

emplea los residuos de la industria agroindustrial en especial de la industria arroceras para la generación de bioetanol.

El bioetanol, por décadas en nuestro país ha sido producido únicamente empleando como materia prima la caña de azúcar; sin embargo ante la demanda próxima de etanol como combustible alternativo en la inhibición de agentes contaminantes atmosféricos, no resulta viable emplear un exceso de hectáreas de caña de azúcar destinadas exclusivamente a la producción de etanol; por ello muchos países industrializados están evaluando la producción de etanol de segunda generación a partir de materiales lignocelulósicos, como es el caso de Brasil, que en el año 2015 inauguró su primera planta de producción de etanol de segunda generación, consolidándose así como el primer país suramericano en emplear esta tecnología. Nuestro país está en aras del desarrollo industrial por ello se debe evaluar muchas alternativas de solución a la futura crisis energética, basándose especialmente en el sector agroindustrial, este proyecto se enfoca en la industria arroceras, puesto que Lambayeque es uno de los productores nacionales más destacables.

#### **1.4.1.1 CONSUMO HISTÓRICO (CNA)**

Nuestro país la industria productora alcoholera es una de las más prominentes, puesto que el crecimiento de la frontera agrícola de la caña de azúcar se está dando principalmente sobre terrenos desérticos, evitando desplazar otros cultivos. Ello debido a mega programas de irrigación que transportan agua de los Andes hacia la costa arenosa.

A ello se suma el hecho que los beneficios del clima permiten una cosecha (zafra) continua durante todo el año.

La importación de etanol en el Perú estaba muy consolidada, sin embargo, gracias a los mega proyectos agrícolas de irrigación, se han incrementado las hectáreas de cultivo para caña de azúcar, lo cual ha desarrollado enormemente la producción de etanol.

Sin embargo, aún se importa etanol; a esto si le sumamos el crecimiento de la demanda de este producto, la consolidación del uso de etanol para aumentar el octanaje de la gasolina y la crisis energética, es necesario promover el desarrollo de nuevas iniciativas para la producción de bioetanol.

Así pues, tenemos que el consumo nacional aparente de este insumo tiene el siguiente modelo:



$$C = P - E + I$$

Dónde:

C = Consumo nacional

P= Producción Nacional

I = Importaciones

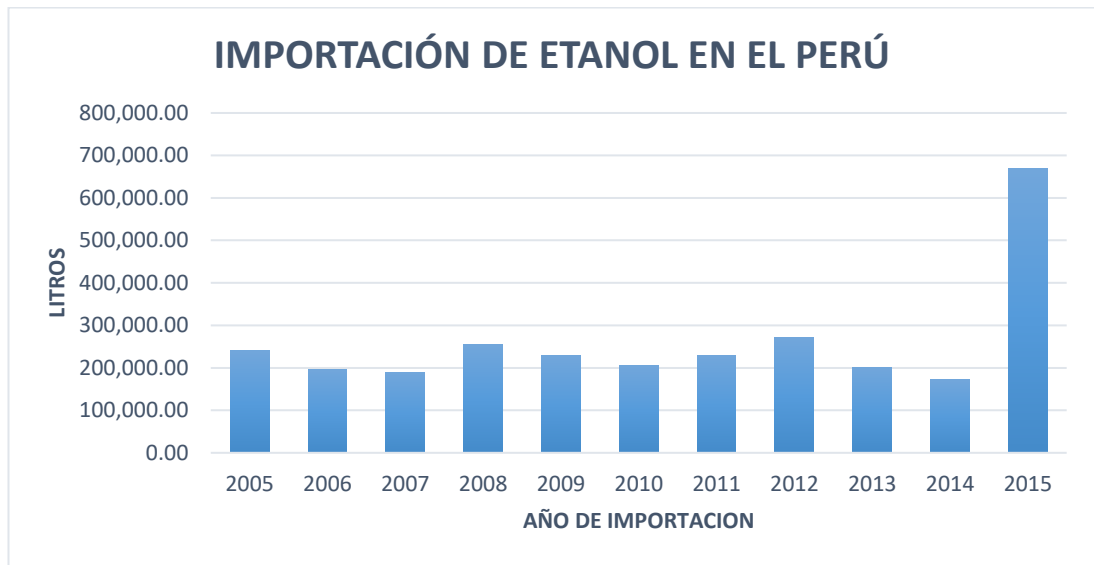
E = Exportaciones.

A continuación, se presenta la siguiente tabla que registra las importaciones, exportaciones y consumo nacional de Etanol, durante el período 2005-2015:

*Tabla 1.7 Consumo histórico nacional, importaciones, exportaciones en el Perú 2005-2015 en litros*

<b>AÑO</b>	<b>IMPORTACIÓN (Lt)</b>	<b>EXPORTACIÓN (Lt)</b>	<b>PRODUCCIÓN NACIONAL(Lt)</b>	<b>CONSUMO HISTÓRICO(Lt)</b>
2005	240,131.23	361	17,847,566.00	18,087,693.63
2006	196,280.32	54,019.68	20,047,390.00	20,189,650.64
2007	190,206.78	324,016.38	21,132,100.00	20,998,290.40
2008	255,692.15	467,118.77	21,509,972.00	21,298,545.39
2009	228,796.19	1,029,407.99	22,639,188.00	21,838,576.20
2010	205,608.55	1,126,049.04	32,762,554.00	31,842,113.51
2011	229,468.98	882,207.68	35,326,478.00	34,673,739.29
2012	271,908.78	2,181,287.67	46,111,186.00	44,201,807.11
2013	200,615.22	2,608,597.38	59,347,604.80	56,939,622.64
2014	172,241.65	1,795,431.50	52,338,015.40	50,714,825.55
2015	669,703.41	1,522,205.50	53,834,000.00	52,981,497.91

Fuente: SUNAT y MINAGRI-INEI (2016).



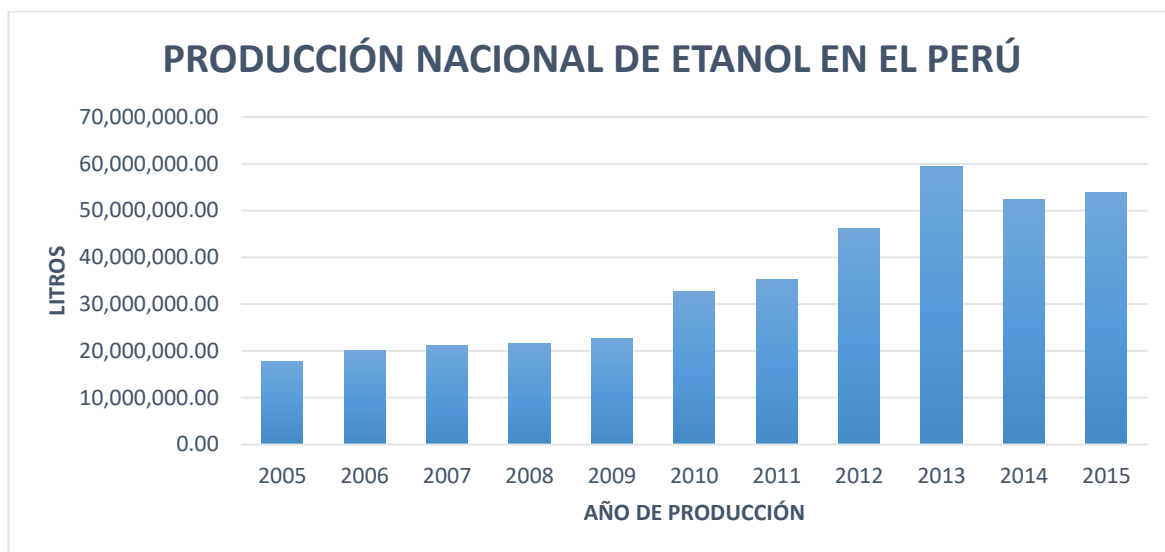
*Figura 1.5: Importaciones de etanol en el Perú.*

Fuente: SUNAT (2016).



*Figura 1.6: Exportaciones de etanol en el Perú.*

Fuente: SUNAT (2016).



*Figura 1.7: Producción nacional de etanol en el Perú.*

Fuente: SUNAT (2016).

#### **1.4.1.2 TASA DE CRECIMIENTO**

Para la determinación de la tasa de crecimiento del consumo se ha utilizado el método de la razón ya que el Etanol es un insumo químico. Con este método se ha determinado que la tasa de crecimiento es de 3970010.2 litros de etanol anual. Los cálculos se muestran detalladamente en el apéndice.

#### **1.4.1.3 ESTIMACIÓN DE LA DEMANDA FUTURA**

La demanda del etanol está en función del consumo nacional, así como también de las exportaciones e importaciones.

Las exportaciones crecieron en gran medida debido a las recientes normativas de cuidado ambiental, puesto que el etanol se ha convertido en un compuesto muy útil para incrementar el octanaje de combustibles fósiles, a fin de disminuir la polución el ambiente.

El Perú posee el mayor rendimiento a nivel mundial en la producción mundial de caña de azúcar, siendo este un importante aliciente para producir etanol en base a la caña de azúcar, pese a ello no tenemos una elevada participación en la producción de caña, como el caso de Brasil, que fue el principal producto mundial

En Brasil, de las 360 mil toneladas de caña de azúcar producida, alrededor del 50% se destina a la elaboración de etanol y el otro 50% restante a la producción de azúcar. Asimismo, el 80% del etanol producido en Brasil se realiza en la misma instalación

donde se produce azúcar. Es importante señalar que, en el Perú la mayor parte de la producción local de caña se destina a la elaboración de azúcar (Barrientos, 2009). Con los datos obtenidos de importación, exportación y consumo interno se ha podido estimar la demanda para los siguientes diez años que se muestran en la siguiente tabla:

*Tabla 1.8: Estimación de la demanda futura (lt)*

<b>AÑO DE PROYECCIÓN</b>	<b>DEMANDA (LT)</b>
2016	61757805.8
2017	65727816.0
2018	69697826.2
2019	73667836.4
2020	77637846.6
2021	81607856.8
2022	85577867.0
2023	89547877.2
2024	93517887.4
2025	97487897.6

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

#### **1.4.1.4 DEMANDA PROYECTADA**

El etanol es un insumo producido en nuestro país, sin embargo, también es exportado a otros países, del mismo modo su importación ha ido incrementándose. Muchos países (europeos, asiáticos, norteamericanos y latinos) lo emplean como carburante, debido los acuerdos internacionales sobre reducción del impacto ambiental, por lo que el incremento en su producción mundial es inminente.

Es por ello que hay diversidad de proyectos para la obtención de este insumo, (etanol de segunda generación, de tercera generación y cuarta generación)

Entonces:

$$D = C = P - I + E$$

Dónde:

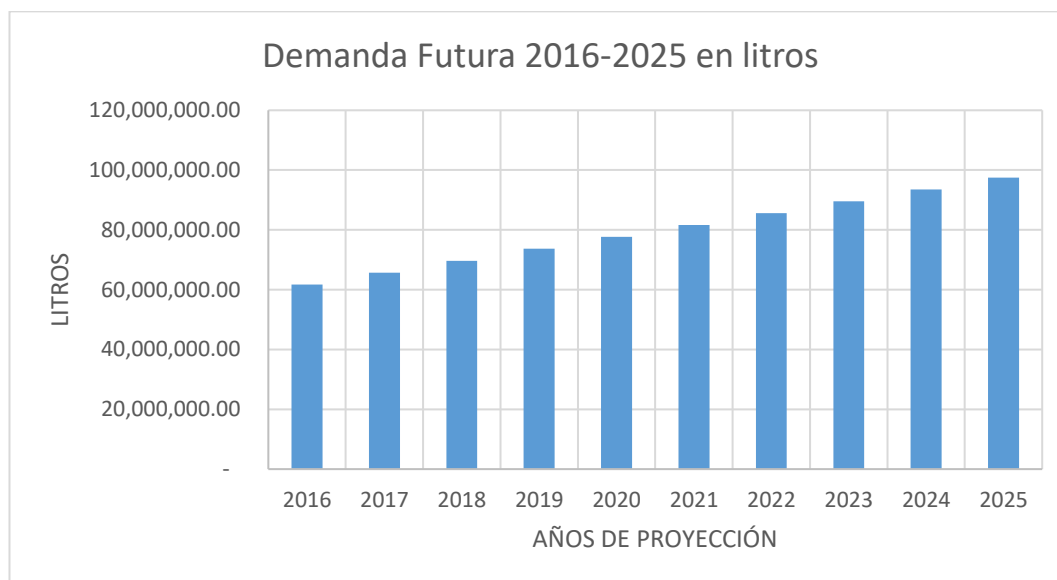
D = Demanda insatisfecha

C = Consumo nacional aparente

P = Producción Nacional

I = Importaciones

E = Exportaciones



*Figura 1.8: Estimación de la demanda futura para el etanol (lt).*

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

La demanda insatisfecha está conformada por el consumo nacional aparente de etanol. Tenemos un máximo de demanda proyectada para el 2025 de aproximadamente 97 millones de litros.

#### **1.4.2 ANÁLISIS DE LA OFERTA.**

El etanol es uno de los insumos más versátiles, puesto que no solo se emplea como carburante, sino que también como insumo en cosméticos y productos químicos de diversa índole.

En el Perú existen diversas empresas productoras, importadoras y exportadoras de etanol, entre las que destacan:

- SUCROALCOLERA DE CHIRA
- CARTAVIO
- AGROINDUSTRIAL LAREDO
- CASA GRANDE
- CORPORACIÓN AZUCARERA DEL PERÚ
- ALAMBIQUE TUMÁN
- MAPLE BIOCOMBUSTIBLES

#### 1.4.2.1 TIPO DE OFERTA.

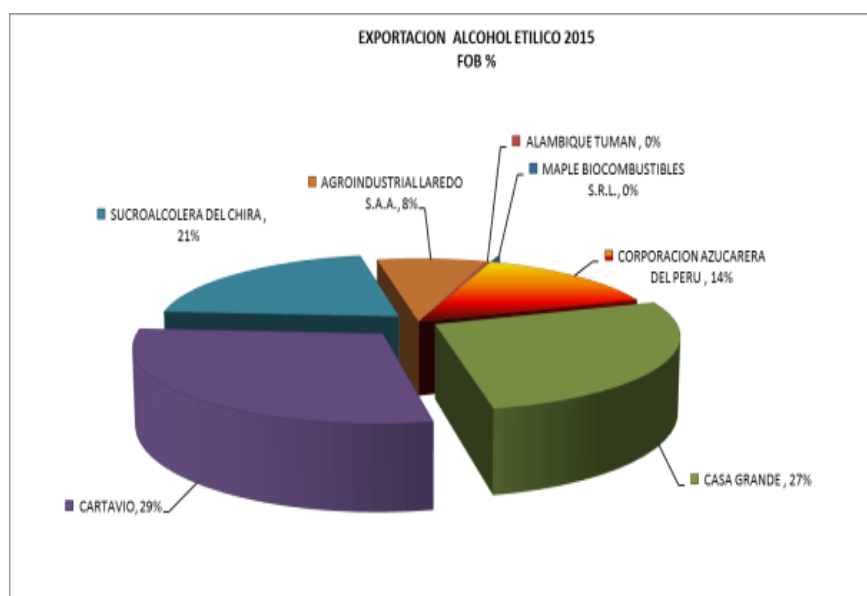
La oferta de etanol en el Perú es de tipo “competitivo o de libre mercado” debido a que son tantas y de diversos lugares de procedencia, las empresas de las cuales se produce, e importa el etanol, generando así una libre competencia; lo que el crecimiento de ventas de dichas las empresas son determinado por la calidad y el precio del insumo, así como por el nivel de servicio que se ofrece al cliente.

#### 1.4.2.2 PRODUCTORES NACIONALES

La industria del etanol está enmarcada en un plano competitivo, y es que en solamente a nivel de la región Lambayeque, existen 3 Empresas productoras de etanol: Destilería Naylamp, Alcoholera Pacífico, Industrial Agro Pucala; a esto sumándole la próxima apertura de una destilería en Pomalca.

A nivel Nacional, una de las destilerías más importantes es Sucroalcolera de la Chira en Piura, Cartavio, Agroindustrial Laredo, Casa Grande, Corporación Azucarera Del Perú, Alambique Tuman, Maple Biocombustibles, así como también empresas como: Destilería Unidas en la Libertad.

A continuación, se detalla la relación de empresas Productoras/ Exportadoras más importantes de etanol en Perú, en el año 2015.



*Figura 1.9: Exportación de alcohol etílico 2015 (FOB%)*

Fuente: Agrodataberú (2016).

Cartavio exporta U\$ 3.4 millones (29% del total), Casa Grande U\$ 3.1 millones (27%). Como se observa en el diagrama, las principales empresas productoras e importadoras de etanol son:

SUCROALCOLERA DE CHIRA (21%)  
 CARTAVIO (29%)  
 AGROINDUSTRIAL LAREDO (8%)  
 CASA GRANDE (27%)  
 CORPORACIÓN AZUCARERA DEL PERÚ (14%)  
 ALAMBIQUE TUMÁN (0%)  
 MAPLE BIOCOMBUSTIBLES (0%)

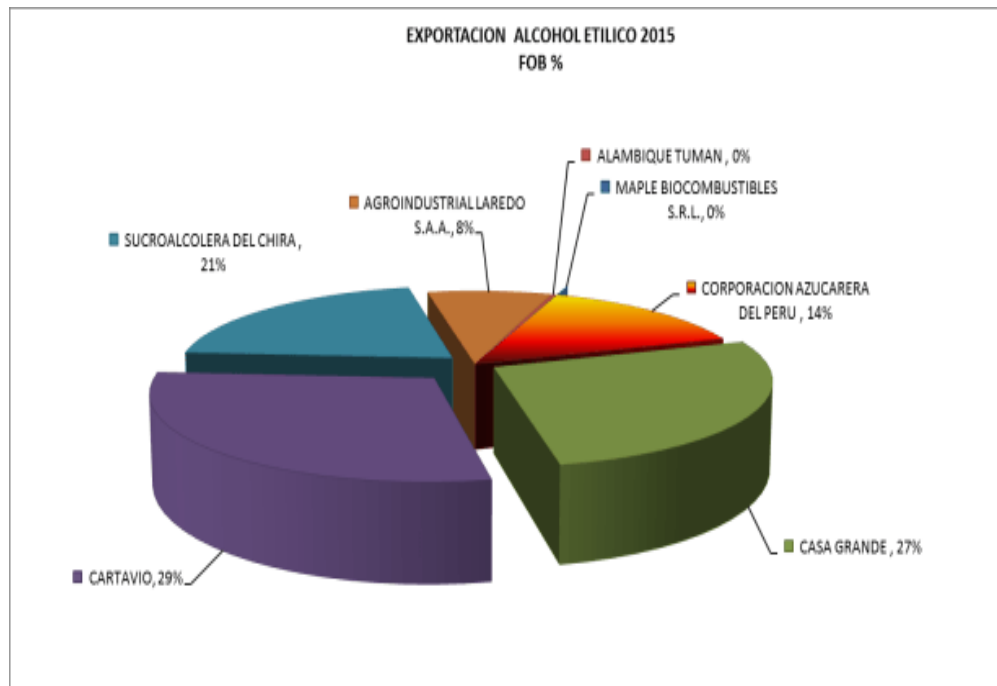
#### **1.4.2.3 ANÁLISIS DE LA COMPETENCIA.**

La industria del etanol abarca un mercado competitivo. La competencia es nacional e internacional. En nuestro país el etanol se importa de Europa, Asia, Norteamérica y Latinoamérica; además que en el último año el exportador líder de etanol fue Sucroalcoholera Chira. El libre mercado permite la participación de muchas empresas dedicadas tanto a la producción, exportación e importación de este insumo.

En el mercado existen siete empresas productoras - exportadoras de etanol más importantes; Sucroalcoholera de la Chira en Piura, Cartavio, Agroindustrial Laredo, Casa Grande, Corporación Azucarera Del Perú, Alambique Tumán, Maple Biocombustibles, así como también empresas como: Destilería Unidas en la Libertad.

A nivel únicamente de Lambayeque existe 4 destilerías Destilería Naylamp, alcoholera Pacífico, Alambique Tumán y Agroindustrial Pucala.

A continuación, se detalla la relación de empresas Productoras-Exportadoras más importantes de etanol, en el año 2015. Cartavio exporta U\$ 3.4 millones (29% del total), Casa Grande U\$ 3.1 millones (27%)



*Figura 1.10: Empresas productoras-exportadoras más importantes de etanol, en el año 2015*

Fuente: Agroataperú (2016).

Como se observa en el diagrama, las principales empresas productoras e importadoras de etanol son:

SUCROALCOLERA DE CHIRA (21%)

CARTAVIO (29%)

AGROINDUSTRIAL LAREDO (8%)

CASA GRANDE (27%)

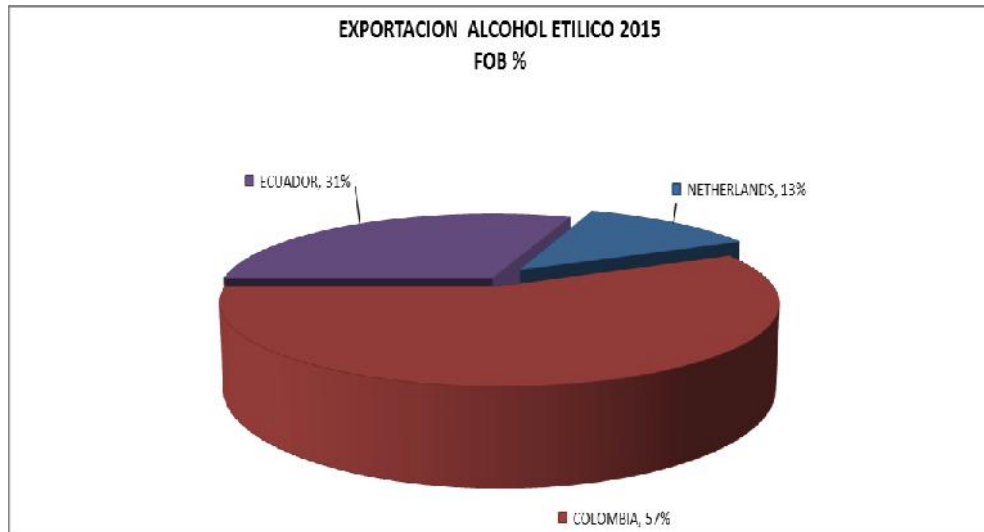
CORPORACIÓN AZUCARERA DEL PERÚ (14%)

ALAMBIQUE TUMÁN (0%)

MAPLE BIOCOMBUSTIBLES (0%)



Principales países que reciben exportaciones peruanas de etanol. A Colombia se exporta U\$ 6.6 millones (57% del total), Ecuador U\$ 3.6 millones (31%).



*Figura 1.11: Principales países que reciben exportaciones peruanas de etanol*

Fuente: Agrodaperú (2016).

Según los gráficos anteriores, podemos ver que las destilerías a nivel de Lambayeque no exportan etanol.

#### *1.4.2.3.1 Sucroalcolera de Chira.*

Caña Brava es el conjunto de tres empresas del Grupo Romero que se dedican exclusivamente a la producción de etanol a partir de la caña de azúcar. Cuenta con 9,400 hectáreas de caña, cultivadas sobre tierras eriazas e irrigadas por un sistema de goteo que permite utilizar de forma eficiente el agua del valle del Chira, en el departamento de Piura.

El Ingenio tiene una capacidad de producción de 370 mil litros de etanol por día, con una molienda de 4300 toneladas diarias de caña. La cosecha se realiza con modernas máquinas que permiten evitar la tradicional quema de caña. El transporte del campo al ingenio es efectuado en camiones especialmente diseñados para este fin.

Caña Brava está conformada por: Agrícola del Chira S.A. que se encarga de la plantación y cosecha de la caña de azúcar, Sucroalcolera del Chira S.A. encargada

de la molienda y de la producción industrial del etanol, y Bioenergía del Chira S.A. responsable de la generación de la energía eléctrica a partir del bagazo (Oliva, 2014).

#### 1.4.2.3.2 *Cartavio.*

Cartavio S.A.A. es una empresa agroindustrial dedicada al cultivo, transformación e industrialización de la caña de azúcar, así como a la comercialización de los productos y subproductos derivados de su actividad principal, como azúcares (refinada, blanca y rubia), alcoholes, melaza, bagazo, etc.

Se ubica a 55 kilómetros al norte de la primaveral ciudad de Trujillo y en el kilómetro 600 de la carretera Panamericana, en la provincia de Ascope, Región La Libertad. Esta azucarera, la más antigua del país, forma parte del Grupo Gloria desde el 3 de mayo del 2007. Su superficie es de 7.902,95 hectáreas y sus campos son irrigados por el río Chicama.

Tiene más de 6.500 hectáreas bajo cultivo, su molienda diaria sobrepasa las 6.500 toneladas de caña al día y la producción de azúcar es superior a las 700 toneladas diarias. Su ingenio azucarero trabaja con dos lavaderos y un trapiche. Posee también una destilería con capacidad para producir 18 millones de litros de alcohol por año. Destaca por su eficiencia en la extracción, recuperado y elaboración de los jugos debido a la modernización tecnológica de su ingenio, al estricto control de calidad en todos sus procesos y a la preparación de su personal (Chávez y Muñoz, 2015).

#### 1.4.2.3.3 *Agroindustrial Laredo .*

Agroindustrial Laredo se ubica en el Distrito de Laredo, en la provincia de Trujillo, región La Libertad – Perú. Es una compañía que se dedica a la producción y comercialización de azúcar refinada de alta pureza y otros derivados de la caña de azúcar como alcohol extrafino, bagazo y melaza.

La producción de Agroindustrial Laredo supera las 170 mil toneladas de azúcar al año, las cuales se comercializan al mercado industrial peruano (empresas que elaboran alimentos, bebidas, golosinas, y del sector farmacopea).

Tiene una molienda diaria que supera las 5,000 toneladas de caña de azúcar, las cuales provienen de los valles liberteños de Santa Catalina, Chicama, Virú, Chao y de campos ubicados en el área de influencia del Proyecto Especial Chavimochic.

El alcohol extra-neutro es obtenido del proceso de destilación. Diferentes empresas lo utilizan para elaborar alimentos, bebidas y productos de perfumería. Actualmente

se comercializa un 70 % en el mercado local y el 30 % es exportado al mercado colombiano (Oliva, 2014).

#### 1.4.2.3.4 *Casa Grande .*

La Empresa Agroindustrial Casa Grande S.A.A. está abocada a la siembra y procesamiento de caña de azúcar y comercialización de productos derivados de la caña, como el azúcar, alcohol, melaza y bagazo. Esta empresa que fue, en siglos pasados, la primera y más grande industria azucarera del Perú forma parte del Grupo Gloria desde el 29 de enero del año 2006. El Grupo, teniendo ya el 12% de acciones, cerró la Oferta Pública de Adquisición de Acciones obteniendo a través de su subsidiaria Corporación Azucarera del Perú S.A. - COAZUCAR las acciones restantes para lograr el 57% de mayoría accionaria.

Casa Grande está ubicada a 50 km al norte de Trujillo y a 600 km al norte de Lima, en la provincia de Ascope, departamento de La Libertad. Casa Grande posee una propiedad de 29 383 hectáreas, de las cuales 20 000 pueden ser destinadas para el cultivo de caña de azúcar y el área restante para otros fines. El río Chicama es la principal fuente de riego de Casa Grande, el cual descarga en el terreno 400 millones de metros cúbicos al año.

El Grupo Gloria tiene entre sus objetivos mejorar los procesos agroindustriales en Casa Grande adquiriendo nueva maquinaria y modernizando la ya existente para alcanzar estándares de la más alta calidad. Así mismo, ampliar el área de siembra que actualmente se encuentra en 11 000 hectáreas y el cumplimiento de las obligaciones contraídas con terceros derivadas de administraciones anteriores, para lograr un bienestar general en las comunidades aledañas (García, 2014)

De esta manera, Casa Grande se consolida como líder del mercado azucarero con altos niveles de participación de mercado.

#### 1.4.2.3.5 *Corporación Azucarera del Perú (14%).*

Corporación agroindustrial peruana dedicada a la siembra y procesamiento de la caña de azúcar, así como a la comercialización de sus productos derivados como azúcar, alcoholes, melaza y bagazo.

Coazucar es una empresa holding del Grupo Gloria que controla las empresas Casa Grande S.A.A., Cartavio S.A.A., Empresa Agrícola Sintuco S.A. y Empresa Agraria Chiquitoy S.A., todas ellas situadas en el valle del río Chicama, Región La Libertad.

En la misma región controla Agroindustrias San Juan S.A., empresa localizada en el valle de Chao, en la zona de influencia de Chavimochic.

Asimismo, en la Región Áncash, Coazucar dirige la azucarera Agroindustrias San Jacinto S.A.A., cuya particularidad es su ubicación en la zona de influencia del proyecto de irrigación Chinecas, razón por la cual su potencial de desarrollo es muy elevado.

Es importante destacar que para asegurar el desarrollo de la industria de la caña de azúcar y de su “encadenamiento” productivo, Coazucar ejecuta inversiones productivas que induzcan a otras inversiones relacionadas. En este contexto, a la fecha mantiene operaciones directas de fabricación de alcohol en Cartavio, Casa Grande y San Jacinto, de tal manera que la producción global del grupo sea atractiva al mercado mundial (BANCO CENTRAL DE RESERVA DEL PERÚ, 2014)

#### 1.4.2.3.6 *Alambique Tumán.*

Alambique Tumán, posee una planta de destilación de alcohol extra neutro (ENA) de alta calidad; con una capacidad de 60,000 litros/día, usando melaza de caña como materia prima. (BANCO CENTRAL DE RESERVA DEL PERÚ, 2014)

#### 1.4.2.3.7 *Maple Biocombustibles.*

El proyecto de etanol de Maple se encuentra ubicado en la región de Piura en Perú y está conformado por: 1) una plantación de caña de azúcar que mede aproximadamente 7,800 hectáreas (conocidas como el “estado mayor”) además de 345 hectáreas que se utiliza para estación primaria y secundaria de semilla de caña, 2) un sistema de riego de conducción y goteo de agua, 3) una planta de cogeneración de 37 MW de potencia instalada que se utiliza para proporcionar electricidad a la planta y la red nacional de energía (exceso de un 17 MW), y 4) una estación de almacenamiento, carga y transporte cerca del puerto de Paita, que es propiedad y es operada por Penta Tank Terminals S.A. (1). Esta ubicación estratégica de Maple en la costa del Pacífico no sólo es favorable por las condiciones climáticas que permiten siembra y cosecha todo el año de, sino también por el bajo costo para acceder a los mercados internacionales. Además, la planta de Maple utiliza la caña de azúcar como materia prima en la producción de etanol así como también en la generación de electricidad, el bagazo es el combustible principal utilizado para alimentar el generador de la turbina de vapor.

El costo del desarrollo y construcción del proyecto de etanol de Maple se estimó inicialmente en \$120 millones, pero tuvo un costo final de aproximadamente \$280 millones. Esta planta, que integra técnicas de agricultura y procesamiento avanzados, tiene la capacidad para procesar 5,000 toneladas de caña por día y producir hasta 35 millones galones de etanol grado combustible al año. Maple también tiene un acuerdo con Mitsui & Co. Ltd., una organización internacional, de vender todos sus productos de etanol a Mitsui & Co., con excepción de hasta un 20%, y su primera exportación (libre de impuestos, según las leyes de comercio internacional) está prevista para agosto (2). Con el éxito en su proyecto de etanol, Maple espera convertirse en un competidor global para la producción y comercialización de bioetanol. (Maple Etanol, 2014)

#### **1.4.2.4 OFERTA ACTUAL Y PROYECTA DE ALCOHOL RECTIFICADO.**

Considerando solo el mercado alcohol rectificado y no rectificado que son los competidores directos del producto del presente proyecto se considera como oferta actual lo siguiente (Rosadio, 2014).

a) Alcohol etílico rectificado

Bebidas alcohólicas	30.0 millones litros/año
Medicina y cosméticos	6.5 millones de litros/año

b) Alcohol no rectificado 4.5 millones de litros/año

c) Alcohol industrial 3.0 millones de litros/año

<b>Total</b>	<b>44.0 millones de litros/año</b>
--------------	------------------------------------

De acuerdo a Rosadio (2014), el uso de la capacidad instalada de la industria alcoholera en nuestro país alcanza aproximadamente 85%. Por lo tanto, la oferta proyectada para dentro de 10 años, sería de 51.76 millones de litros por año.

#### **1.4.3 DEMANDA INSATISFECHA PROYECTADA.**

La demanda insatisfecha proyecta que se debe cubrir con nuevas producciones resulta de la diferencia de demanda proyectada (97 millones de litros) y la oferta proyectada que asciende a 51.76 millones de litros. Esta diferencia es 45.24 millones de litros por año, que operando 300 días al año se necesitaría una producción diaria cercana a 150000 litros.

#### 1.4.4 ANÁLISIS DEL PRECIO

##### 1.4.4.1 TIPO DE PRECIO

La demanda del etanol en el Perú es cubierta por las empresas nacionales y extranjeras que se dedican a la exportación e importación del mismo. La determinación del precio comercial del PP es un factor muy importante en el estudio de mercado, pues servirá de base para el cálculo de estimación del precio de venta del insumo.

Para el presente análisis se ha tomado en consideración los precios CIF de exportación (nacionales) por tonelada de etanol de nuestros principales competidores, es decir de los países de a quienes exportamos la mayor cantidad de etanol. Puesto que el etanol, es un insumo, cuyo consumo nacional depende de la producción nacional, la exportación e importación, hemos determinado que, de acuerdo a la clasificación del precio, este se halla dentro del P. INTERNACIONAL. El precio CIF, se emplea para calcular los precios de importaciones de etanol, mientras que el precio FOB, es el precio de producción nacional en las aduanas para la exportación (anexos N° 2 y 3).

Se evalúa el precio FOB, puesto que la competencia serán las empresas nacionales a nivel de exportación.

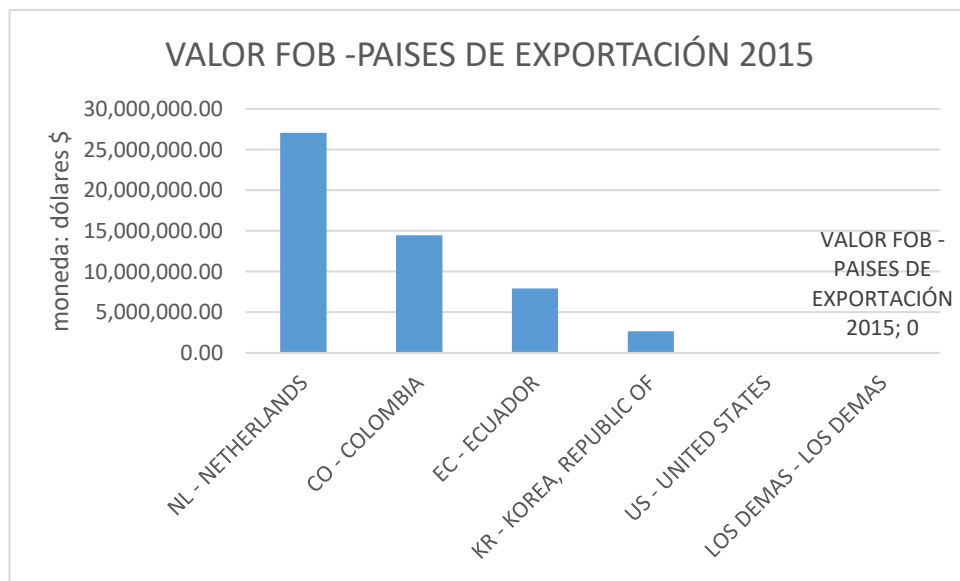


Figura 1.12: Valor FOB (Dólares) - países de exportación 2015

Fuente: SUNAT (2016).

El precio promedio por tonelada exportada es de \$ 675.2760111 dólares.

#### 1.4.4.2 Estimación del precio

La estimación el precio del etanol para el futuro, se obtiene realizando un estudio el cual tenga en cuenta la inflación, puesto que es un indicador de la variación de los precios.

*Tabla 1.9: Inflación promedio 2009-2015 Perú.*

<b>INFLACIÓN PROMEDIO 2011-2015 (%)</b>	
2011	3.4
2012	3.7
2013	2.8
2014	3.2
2015	3.5

Fuente: Gerencia General de estudios del Banco Central de reserva del Perú (2016).

Considerando los valores promedio de inflación de los últimos 5 años, hemos estimado que en los próximos 5 años la inflación se mantendrá muy cercana al 3% o en su defecto y en el peor de los casos caerá a 4.5% anual. En este contexto y para efectos de estimar precios a futuro hemos supuesto un incremento de 1.5% para los siguientes 5 años, correspondiendo una elevación anual equivalente a 0.33%.

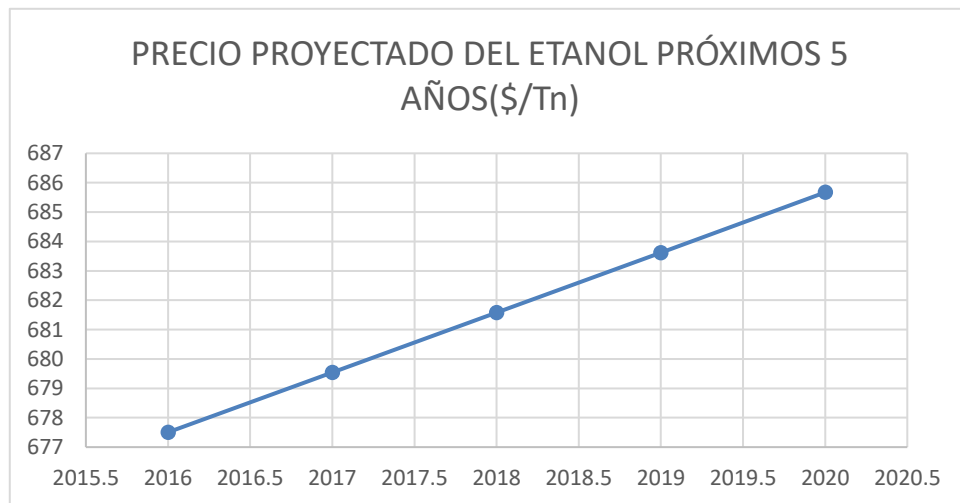
El precio estimado para el presente proyecto equivale al precio promedio nacional de exportación FOB, del etanol que es de \$ 675.27 dólares por tonelada de etanol, por lo tanto, teniendo en cuenta la variación de la inflación, el precio estimado para los siguientes 5 años será como se muestra en la siguiente tabla. Los cálculos de precios futuros se muestran detalladamente en el apéndice N° 4.

*Tabla 1.10 Estimación de precio del etanol para 2016-2020*

AÑO	PRECIO FOB DÓLARES/TN
2016	677.504
2017	679.537
2018	681.576
2019	683.620
2020	685.671

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Ver Apéndice 4.



*Figura 1.13: Proyección del precio de etanol 2016-2020*

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

El precio de producción estimado del etanol para el año 2020 es de 685.671 \$/tonelada.

#### **1.4.5 ANÁLISIS DE LA COMERCIALIZACIÓN.**

La comercialización, es un mecanismo de coordinación de las transferencias de bienes y servicios dentro de la cadena productor-consumidor. La comercialización es la parte esencial en el funcionamiento de una empresa. Se puede estar produciendo el mejor artículo o servicio en su género y al mejor precio; pero si no se tienen los



canales de distribución para que llegue al cliente en forma eficiente, dicha empresa quebrará.

#### **1.4.5.1 CANAL DE DISTRIBUCIÓN.**

La comercialización del etanol generalmente se lleva a cabo vía Productor – Distribuidor – Consumidor.

### **1.5 IMPORTACIONES**

El Perú es un país productor de etanol, puesto que la producción de caña en nuestro país es una de las más importantes; sin embargo, también se importa etanol. Según los reportes de Sunat y Aduanas, la importación de etanol, se han mantenido estables casi sin incrementos críticos, sin embargo, en el año 2015 ha habido un incremento considerable en importación a comparación con años anteriores, datos que se detallan en el anexo N°4.

### **1.6 EXPORTACIONES**

En nuestro país gracias a que la producción nacional de etanol está incrementándose, hay varias empresas que exportan este insumo, en el análisis de la competencia se ha hablado sobre los máximos productores de etanol en nuestro país, datos que se detallan en el anexo N°5.

### **1.7 INFLUENCIA DE LOS INDICADORES ECONÓMICOS**

De acuerdo a los datos mostrados a continuación los principales indicadores económicos aseguran que cualquier inversionista pueda tener la seguridad que la inversión en este rubro industrial tendrá poco riesgo económico.

#### **1.1.1 PBI**

La economía marcó el inicio de una escalada de descenso en su tasa de crecimiento cuando pasó de 5,8% (2013) a 2,37% (2014).

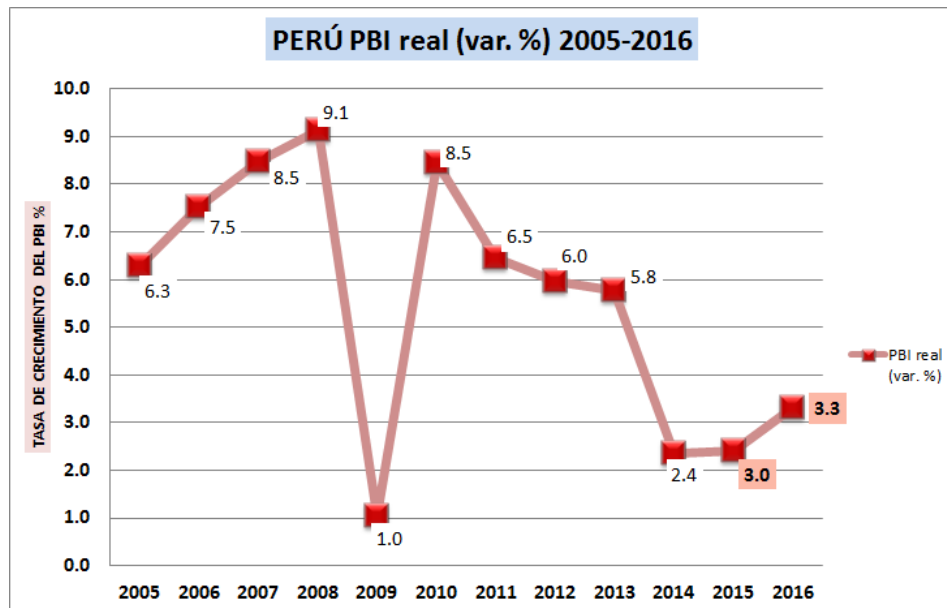


Figura 1.14: Tasa de crecimiento del pbi (%) 2005-2015

Fuente: BCRP, FMI (2016)

Durante el primer semestre de 2015, la economía sólo se expandió en 2,42%, tasa lejos del objetivo planteado por el MEF a inicios de año. Las justificaciones son múltiples, desde el deterioro del desempeño económico de China, disminución de los índices de los términos de intercambio de las materias primas, pasando por la incompetencia de los hacedores de la política económica, que tardaron en reaccionar, y para complicarlo implementaron medidas incompletas y carentes de eficacia. Lo concreto, es que la economía se ha enrarecido y anda sin un horizonte claro y bajo la sombra del factor político.

### 1.7.1 SALDO DE LA DEUDA PÚBLICA.

En 2015 la deuda pública en Perú fue de 39.938 millones de euros creció 8.359 millones desde 2014 cuando fue de 31.579 millones de euros.

Esta cifra supone que la deuda en 2015 alcanzó el 23,06% del PIB de Perú, una subida de 2,38 puntos respecto a 2014, en el que la deuda fue el 20,68% del PIB.

Si miramos las tablas podemos ver la evolución de la deuda pública en Perú. Esta ha crecido desde 2005 en términos de deuda global, cuando fue de 24.049 millones de euros, aunque ha disminuido en porcentaje del PIB, que aquel año fue de 39,96% del PIB.

Según el último dato publicado, la deuda per cápita en Perú en 2015, fue de 1.252 euros por habitante. En 2014 fue de 1.005 euros, así pues, se ha producido un incremento de la deuda por habitante de 247 euros.

### 1.7.2 INFLACIÓN

Las estimaciones de nueve analistas de bancos y consultoras para el alza del Índice de Precios al Consumidor (IPC) de Lima fluctuaron entre un alza del 0.10% y 0.46%. La proyección de enero está por debajo del 0.45% de diciembre, pero es mayor a la inflación de 0.17% de enero del 2015.

Con el resultado del mes, la inflación anualizada llegaría a entre un 4.40% y 4.70%, por encima del rango meta de entre un 1% y 3% del Banco Central de Reserva (BCR), y que se compara con el 4.40% de todo el año pasado.

*Tabla 1.11: Inflación promedio en Perú (2011-2015)*

<b>INFLACIÓN PROMEDIO 2011-2015(%)</b>	
2011	3.4
2012	3.7
2013	2.8
2014	3.2
2015	3.5

Fuente: Gerencia General de estudios del Banco Central de reserva del Perú (2016).

## 1.8 TAMAÑO DE PLANTA

La determinación del tamaño de planta depende de un análisis interrelacionado de los siguientes factores: demanda insatisfecha, disponibilidad de materia prima, capital, etc. La cantidad demandada proyectada a futuro es quizás el factor condicionante más importante del tamaño.

### 1.8.1 ANÁLISIS DE LOS FACTORES DETERMINANTES.

#### 1.8.1.1 MATERIA PRIMA.

Este es uno de los elementos más importantes, puesto que el abasto suficiente en cantidad y calidad de materias prima es un aspecto vital en el desarrollo de este

proyecto. Nuestra materia prima es la cascarilla de arroz, que es un sub-producto del pilado de arroz.

El proyecto trata de innovar nuevas alternativas para la producción del etanol, para no depender únicamente las industrias ortodoxas. Para facilitar el manejo y transporte de materias prima a nuestra planta de procesamiento, en el capítulo 2 donde se especifica la ubicación de planta, se han evaluado diversos factores. Uno de ellos es que la planta debe tener un ubigeo cercano a plantas piladoras de arroz. Considerando sólo la disponibilidad de cascarilla de Lambayeque existe una probabilidad de producir cerca de 44 mil litros por día en base a un rendimiento de 0.25 litros por Kg de cascarilla de arroz. En base a la disponibilidad de las zonas costa y selva consideradas en tabla 1.6 se tiene materia prima para cerca de 450 mil litros por día.

En toda la macro región norte hay diversas empresas dedicadas al rubro del arroz, por ello el acceso a esta materia prima es sencillo. Por lo tanto, no es factor limitante.

#### **1.8.1.2 DEMANDA.**

La demanda es uno de los factores más importantes para condicionar el tamaño de una planta.

El etanol es un insumo que actualmente tiene un mercado en expansión y mediante proyecciones a futuro se ha determinado que la demanda insatisfecha de etanol para el año 2025 será de 210000 litros por día. Este el factor limitante. Urbina recomienda un tamaño de planta del 10% de la demanda insatisfecha proyectada. Sin embargo, el etanol rectificado puede ser insumo para producir etanol anhidro o alcohol motor, cuyo mercado es cuantioso.

#### **1.8.1.3 CAPITAL.**

En nuestro proyecto el capital es ilimitado y todos los inversionistas tienen la disponibilidad de capital suficiente para echar a andar la instalación y producción de la planta de etanol.

#### **1.8.1.4 TECNOLOGÍA.**

La relación entre el tamaño de planta y la tecnología influirá en las relaciones entre tamaño, inversiones y costos de producción.

En el presente proyecto se dispondrá de tecnología de última generación a fin de asegurar la fabricación de un producto de calidad y un óptimo rendimiento. En el Perú hay experiencia en pulpeo de bagazo y paja de arroz para producción de papel. Por la etapa de fermentación y destilación se cuenta con amplia experiencia. Por lo tanto, no es factor limitante.

### **1.8.2 DETERMINACIÓN DEL TAMAÑO DE LA PLANTA.**

El factor determinante para estimar el tamaño de la planta es la demanda insatisfecha nacional proyectada que alcanza según el estudio para el 2025 un valor de cerca de 150000 litros por día.

Por la cantidad y cercanía de disponibilidad de materia prima entre Lambayeque (14.1%) y La Libertad (11%), la cascarilla de arroz de estos dos departamentos alcanzaría para una producción de cerca de 80 mil litros por día.

Según Baca Urbina, que recomienda no arriesgar más del 10% de la demanda insatisfecha proyectada, la futura planta tendría una capacidad de 15000 litros por día. Pero, en este proyecto se va a arriesgar un porcentaje mayor, proponiendo una producción diaria de 50000 litros, que significa 33.3% de la demanda insatisfecha proyectada.

El riego se considera justificado porque con la instalación de una etapa de deshidratación del alcohol rectificado se puede producir alcohol motor, el cual tiene un mercado más cuantioso a nivel nacional e internacional.

## **1.9 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO**

Gracias al estudio de mercado se concluye que para el 2025 existirá una demanda insatisfecha proyectada de alcohol rectificado de 96°GL de cerca de 97 millones de litros, equivalente a una producción diaria de 150000 litros.

Como tamaño de planta se ha considera satisfacer 33.3% de la demanda insatisfecha proyectada, es decir 50000 litros por día. El riesgo está protegido porque instalando un sistema de deshidratación se obtendría alcohol motor, un producto de gran demanda internacional.

## **CAPÍTULO 2 : UBICACIÓN DE PLANTA**

### **2.1 INTRODUCCIÓN**

El fin perseguido en este capítulo es la determinación de la ubicación más adecuada para la planta, esto es de vital importancia ya que de esto depende el éxito posterior de la misma, y de no realizarse el estudio adecuado, la planta puede resultar inoperable.

Se debe tomar en cuenta factores de localización tanto primarios, como secundarios, los cuales permitirán reunir los materiales necesarios, acceso al mercado, disponibilidad de agua y energía eléctrica para llevar a cabo el proceso, combustible, transporte, la mano de obra, condiciones socioeconómicas, ambientales y servicios comunitarios.

Para dicho efecto se considera la macro localización y micro localización, tomando como referencia la zona norte del país ya que según nota de prensa del INEI N° 131-2015 registra un crecimiento de producción de arroz de 49.4 % en los departamentos de Piura, La libertad y Lambayeque

## **2.2 UBICACIÓN DE LA ZONA GEOGRÁFICA**

Teniendo como referencia la disponibilidad de la materia prima (cascarilla de arroz) y la cercanía al mercado, se establece que la región norte de nuestro país resulta ser la más adecuada para la ubicación, ya que es donde la producción de arroz en el sector agricultura ha tenido mayor crecimiento en cuanto a producción.

La cascarilla de arroz (materia prima) se obtiene principalmente durante el procesamiento del arroz paddy (arroz cascara), en la etapa llevada a cabo por las maquinas descascaradoras, estas separan la cascara del arroz integral, el cual continua el proceso, pasa por las pulidoras, las hidro-abrillantadoras, clasificadores y por la selectora de color. La cascarilla de arroz obtenida por las descascaradoras es transportada generalmente por un sinfín a una tolva de almacenamiento. Este proceso y los posteriores reprocesos son llevados a cabo en un molino arrocero.

Un molino arrocero es en donde se compra, almacena, reprocesa arroz cascara y comercializa arroz reprocesado de los alrededores de la zona donde se ubica, es el principal abastecedor de nuestra materia prima, por lo tanto, es ideal ubicar nuestra planta en una zona con fácil acceso a este tipo de empresas, además de la cercanía a la zona de exportación ya sea muelles o puertos marítimos.

### **2.2.1 ZONAS GEOGRÁFICAS ALTERNATIVAS.**

#### **2.2.1.1 DEPARTAMENTO DE PIURA.**

##### *2.2.1.1.1 Territorio.*

El departamento de Piura está ubicado en la parte nor occidental del país. Tiene una superficie de 35 892 km<sup>2</sup>, ocupando el 3,1 % del territorio nacional. Limita por el norte con Tumbes y la República del Ecuador; por el este, con Cajamarca y el Ecuador; por el sur, con Lambayeque; por el oeste, con el Océano Pacífico.

Políticamente está dividido en 8 provincias y 64 distritos, siendo su capital la ciudad de Piura.



*Figura 2.1: Mapa departamental Piura*

Fuente: Gobierno Regional Piura (2005).

#### 2.2.1.1.2 Población.

Según las proyecciones poblacionales del INEI, en el año 2015 Piura cuenta con una población de 1 844 129 habitantes (5,9 % de total nacional), siendo la tercera región más poblada del país, después de Lima y La Libertad. En la ciudad capital (41,5 % de la población departamental) se observa alta concentración. El crecimiento poblacional promedio anual es de 0,9 % en el período 2004-2015. Casi las tres cuartas partes de su población es urbana y, según género, la distribución es equilibrada.

*Tabla 2.1: Piura: superficie y población 2015.*

PROVINCIA	SUPERFICIE (KM <sup>2</sup> )	POBLACIÓN
Piura	6 211	764 968
Ayabaca	5 231	140 757
Huancabamba	4 254	126 683
Morropón	3 818	155 895
Paíta	1 784	129 904
Sullana	5 424	317 575
Talara	2 799	132 695
Sechura	6 370	75 652
total	35 891	1 844 129

Fuente: INEI – SITOD (2013).



#### 2.2.1.1.3 *Clima.*

Piura posee un clima tropical y seco, con una temperatura promedio anual de 24°C, que en el verano supera los 35°C, pudiendo llegar hasta 40°C cuando se presenta el Fenómeno El Niño extraordinario. La época de lluvias es entre enero y marzo. En las zonas andinas el clima presenta noches frías y mañanas templadas.

En cambio, en las provincias de Ayabaca, Morropón y Huancabamba prevalece la variedad de clima, dependiendo del factor altitud. En pisos geográficos bajos en clima es de región yunga. Los pisos más elevados se transitan por climas templados del quechua, fríos de las jalcas y muy fríos de las cimas cordilleranas (alcanzando los 4.153 m en el Cerro Bravo, en la cordillera Occidental de los Andes), en todos ellos hay dos estaciones bien marcadas, verano (Cálido – lluvioso) e invierno (seco).

#### 2.2.1.1.4 *Estructura productiva.*

La tasa de crecimiento económico promedio anual en el período 2008-2014 fue del 5,5 %. El aporte de Piura al Valor agregado Bruto (VAB) nacional, según cifras del INEI al año 2014, es del 4,3 %.

En la estructura productiva departamental, el sector de servicios es el de mayor peso relativo al representar el 37,3 % del total. Le siguen, en orden de importancia, la actividad minera y petrolera (16,0 %), manufactura (14,0 %) y comercio (13,9 %).

*Tabla 2.2: Piura valor agregado bruto 2014 valores a precios constantes 2007 (miles de nuevos soles).*

ACTIVIDADES	VAB	ESTRUCTURA %	CRECIMIENTO
			PROMEDIO ANUAL 2008-2014
Agricultura, Ganadería, Caza y Silvicultura	1 276 422-	6.9	2.4
Pesca y Acuicultura	520 399	2.8	6.1
Extracción de Petróleo, Gas y Minerales	2 943 718	16.0	4.2
Manufactura	2 584 175	14.0	2.4
Electricidad, Gas y Agua	304 216	1.6	5.7
Construcción	1 383 748	7.5	11.4
Comercio	2 555 633	13.9	7.1
Transporte, Almacen., Correo y Mensajería	1 306 520	7.1	6.9
Alojamiento y Restaurantes	415 199	2.3	6.7
Telecom. y otros Serv. de Información	498 937	2.7	11.6
Administración Pública y Defensa	1 029 317	5.6	7.1
Otros servicios	3 624 534	19.7	5.9
Valor Agregado Bruto	18 442 818	100.0	5.5

Fuente: INEI – SITOD (2015).

De otro lado, la Población Económicamente Activa (PEA) en 2012 fue de 898,3 mil personas; cabe señalar que, de la PEA ocupada, el 31,0% pertenece al sector primario (agricultura, pesca y minería) y el 26,7% al sector de servicios.

En cuanto a la presencia de las micro y pequeñas empresas (MYPES), cabe destacar que en el año 2012 existían 50 389 unidades formales de este tipo en Piura, las cuales representaron el 3,9% del total nacional; asimismo, dieron cuenta del 56,3% de la PEA ocupada en el departamento.

#### *2.2.1.1.5 Actividad productiva.*

##### *2.2.1.1.5.1 Agropecuaria.*

En el 2014, Piura representó el 5,2 % de la producción agropecuaria nacional.

La superficie agrícola departamental da cuenta del 4,5 % del área agrícola total en el país. Según los Censos Nacionales Agropecuarios de los años 1994 y 2012, el número de unidades agropecuarias se incrementó entre ambos años de referencia en 27,3 %, siendo para el año 2012 de 145 282.

En la región se dispone de 244 mil hectáreas de tierras de alta calidad. Asimismo, Piura es una de las regiones con mayor infraestructura de riego en el país, al disponer de una capacidad de almacenamiento de agua de más de 760 millones de metros cúbicos en sus dos represas principales (Poechos y San Lorenzo). Entre los cultivos principales destacan el arroz, algodón, maíz amarillo duro, mango, uva, limón, plátano y caña de azúcar

#### *2.2.1.1.5.2 Arroz.*

Piura aportó el 12,3 % de la producción nacional de arroz en el año 2014, por debajo de años previos, debido a que restricciones en el recurso hídrico conllevaron una caída significativa en las cosechas. Este producto representa varias ventajas para el agricultor, tales como amplio mercado interno, facilidad de almacenamiento, acceso al agua a bajo costo, acceso al financiamiento formal e informal y componente importante de su dieta alimentaria.

En la campaña agrícola 2013-2014 se sembraron en Piura 43 062 hectáreas de este cereal, mientras que la producción en el año 2014 fue de 356 506 toneladas, lo que implicó una caída del 34,8 % respecto del año previo, debido a una severa limitación en la disponibilidad de agua.

#### *2.2.1.1.5.3 Algodón.*

En el caso de Piura, el algodón es un producto tradicional, cuya variedad Pima posee una calidad reconocida internacionalmente. Sin embargo, de las 40 mil hectáreas promedio que se sembraban anualmente hace más de 20 años, en la actualidad no se ejecuta ni la cuarta parte de ello, debido a la falta de adecuada tecnología, bajos rendimientos y la preferencia de los agricultores por el arroz.

En la campaña 2013-2014 se sembraron 3 512 hectáreas de este cultivo y la producción del año 2014 fue de 10 011 toneladas, mostrando una expansión del 72,7 % con relación al año previo debido a favorables condiciones climáticas y una mayor superficie instalada.

#### 2.2.1.1.5.4 *Mango.*

Piura es el principal productor a nivel nacional de mango, con una participación del 73,3 % en el 2014. En el departamento existen cerca de 18 mil hectáreas instaladas de esta fruta, cuyos rendimientos están alrededor de las 15 TM/ha. La variedad predominante es la Kent. Las exportaciones de esta fruta han crecido sostenidamente a lo largo de los últimos años, pasando de US\$ 49 millones en el 2005 hasta US\$ 126 millones en el 2014.

#### 2.2.1.1.5.5 *Limón.*

Al igual que en el caso del mango, Piura es líder a nivel nacional en la producción de este cítrico, con una participación del 51,7 % en el 2014. En el departamento existen cerca de 12 mil hectáreas instaladas de este cultivo, cuyos rendimientos son de aproximadamente 10 TM/ha, como promedio, lejos aún del rendimiento potencial de 20 TM/Ha.

El limón es un producto utilizado tanto con fines de consumo humano en fresco (uso gastronómico) como con fines de industrialización (aceite esencial y cáscara deshidratada). Para fresco se destina aproximadamente el 40 % de la producción y para procesamiento industrial, el 60 % restante.

#### 2.2.1.1.5.6 *Pesca.*

Piura es una de las principales zonas pesqueras del país, con una participación del 31,1 % en la producción del año 2014; asimismo, es el departamento con mayor presencia de pescadores artesanales, cuyo número asciende a 13 248 (30,0 % del total nacional).

La industria pesquera reposa en la extracción de diversas especies, pero especialmente de pota, lo cual le ha permitido a esta región ostentar el liderazgo nacional en la producción de pescado congelado, con una importancia relativa del 78,0 %.

#### 2.2.1.1.5.7 *Minería y petróleo.*

En el departamento existen varios proyectos mineros, entre los cuales destacan Río Blanco (cobre) y los fosfatos de Bayóvar; estos últimos, en la actualidad, son objeto de explotación por parte de la minera brasileña Vale.

Adicionalmente, Piura se encuentra vinculada a los hidrocarburos desde los albores del siglo XX, cuyos yacimientos ocupan lotes en tierra y en el zócalo continental. En el 2014 se extrajeron 13,0 millones de barriles de petróleo, la mayor parte de los cuales provinieron de la costa (69,9 %) y el resto, de yacimientos bajo el mar.

#### *2.2.1.1.5.8 Manufactura.*

La manufactura constituye uno de los sectores más significativo en la estructura del VAB departamental, dentro del cual representa el 14,0 %. Las ramas industriales predominantes son las de derivados pesqueros, refinación de petróleo, aceites comestibles, oleína e hilados de algodón, las mismas que están concentradas en el procesamiento primario de los recursos naturales de la región.

Uno de los proyectos en curso más significativos en la región es el de modernización de la Refinería de Talara, que implicará una inversión de US\$ 3 530 millones y una capacidad de proceso de 95 mil barriles por día. Asimismo, a mediados del año 2015 se concluyó la construcción de la planta de cemento de la empresa Cementos Pacasmayo, con una capacidad de producción de 1,6 millones de T.M. de cemento y 1 millón de T.M. de clínker.

#### *2.2.1.1.6 Transportes y comunicaciones.*

Piura cuenta con 6 098 kilómetros de carreteras, con predominio de carreteras vecinales (63,6 % del total) y con un porcentaje del 22,4 % pavimentadas.

El departamento cuenta con tres puertos: Paita, especializado en contenedores; Talara, especializado en petróleo y Bayóvar, especializado en petróleo y minerales no metálicos (fosfatos).

El puerto de Paita empezó a operar en el año 1966 y mayormente realiza operaciones de exportación ya que el movimiento de importaciones es marginal. En el año 2009 se firmó el contrato de concesión con la empresa Terminales Portuarios Euroandinos (TPE), por un plazo de 30 años, cuyo compromiso de inversión estimado es de US\$ 250 millones. En su primera etapa, con una inversión de US\$ 160 millones se construyó un muelle de contenedores con un dragado de 13 metros de profundidad marina, amarradero de 300 metros, patio de contenedores de 12 hectáreas e instalación de una grúa pórtico y dos grúas pórtico de patio. Al haber alcanzado en el año 2014 un movimiento de 194 mil TEU, se gatilló la segunda etapa de inversiones que serán de US\$ 20 millones.

El principal aeropuerto de Piura es el “CAP. FAP Guillermo Concha Iberico”, ubicado en el distrito de Castilla, a 5 kilómetros de la ciudad capital de Piura. Inició operaciones en 1953 y cuenta con una pista asfaltada de 2 500 metros de largo por 45 metros de ancho. Actualmente se encuentra bajo la administración de Aeropuertos del Perú (AdP) que lo ha modernizado recientemente. En los últimos años se ha incrementado notablemente el tráfico de pasajeros, en línea con la mayor llegada de representantes corporativos en plan de negocios y con el incremento de la afluencia de turistas a las playas de Piura y Tumbes.

Piura cuenta con una autopista de doble vía, la cual conecta las ciudades de Piura y Sullana. Esta infraestructura pertenece a la concesión “Autopista del Sol”, la cual recorre 110 Km. desde Trujillo (La Libertad) hasta la ciudad de Sullana (Piura).

Entrará en proceso de ejecución la segunda calzada de la carretera a Paita y se concluirá próximamente dos Vías de Evitamiento en la ciudad de Piura, entre otros proyectos viales de envergadura.

#### *2.2.1.1.7 Servicios financieros.*

El sector financiero ha acompañado el crecimiento de Piura en los últimos años. El grado de profundización financiera, medido por el ratio Crédito/VAB, creció de 11,2 % en el 2003 a 24,1 % en el 2014 y el número de oficinas se incrementó casi ocho veces entre el 2003 y el 2014. Por último, cabe destacar que Piura es pionera y líder en cuanto a presencia de cajas municipales, las iniciadoras del importante sector de micro finanzas en el país.

#### *2.2.1.1.8 Inversión.*

##### *2.2.1.1.8.1 Inversión Privada.*

La empresa china CNPC Perú tiene proyectado explorar más de 60 pozos durante todo el año 2015 en el lote X, ubicado en el distrito de El Alto (Talara). La petrolera china tiene hasta la fecha siete pozos perforados desde el inicio de sus operaciones en noviembre de 2014 y la mayoría de éstos han tenido buenos resultados. Sin embargo, ante la reducción del precio del crudo, la proyección que tenía en un inicio la empresa era de 90 pozos perforados, habiendo tenido que recortarla. No obstante, se pretende reactivar la producción de los antiguos pozos para incrementar la curva de producción; al respecto, son 247 los pozos inactivos (frente a 2 908 pozos

productores) que pueden ser reutilizados. Dado que algunos de estos tienen ya 40 años de antigüedad, se requerirá aplicar bombeo mecánico.

La empresa petrolera Olympic anunció que recortaría hasta en 80 % sus inversiones en exploraciones, las cuales disminuirían desde los US\$ 80 millones inicialmente proyectados hasta US\$ 15 millones. No obstante, sigue adelante el proyecto de una planta de úrea, la cual ya ha sido encargada en Houston (EE.UU.). Esta planta, que se instalará en Paita, demandará una inversión de entre US\$ 40 a US\$ 60 millones y tendrá una capacidad de 200 toneladas diarias, esperándose que inicie sus operaciones a inicios del próximo año.

En 2014, la empresa agroexportadora Ecoacuícola (ECOSAC) invirtió en Piura US\$ 17 millones en una planta de congelado. Para el 2015 planea sembrar 300 hectáreas de vid, lo que implicará una inversión de US\$ 15 millones (a razón de US\$ 50 mil por hectárea hasta la fase de cosecha).

Las empresas Leyla Fruit y Geotextil anunciaron la instalación en CETICOS Paita. Ambas empresas invertirán cerca de US\$ 2,7 millones en la construcción y acondicionamiento de plantas de producción. Leyla Fruit es una compañía agrícola chilena que tiene aproximadamente 200 hectáreas cercanas a Tambogrande (Piura), en las cuales produce mangos, uvas, paltas y bananos. Su planta agroindustrial en CETICOS demandará un desembolso de US\$ 2 millones y se hará sobre un terreno de 7 mil m<sup>2</sup>. De otro lado, Geotextil tiene planeado instalar una planta de hilados sobre una superficie de 2 mil m<sup>2</sup>, con una inversión estimada en US\$ 700 mil.

El Grupo Gloria adquirió por US\$ 108 millones los activos de Maple Etanol y Maple Biocombustibles de la empresa Maple Energy en el Perú. Gloria se hará cargo de las plantaciones de la empresa que suman 10 mil hectáreas ubicadas en el valle del Chira (Sullana); también manejará sus plantas de etanol y de cogeneración eléctrica. La constructora GyM anunció que la empresa invertirá US\$ 2 millones en la segunda etapa de su proyecto Los Parques, dirigido al segmento C, en el distrito Veintiséis de Octubre (provincia de Piura). Esta etapa comenzó en agosto, comprendiendo la construcción de 300 departamentos a ser entregados en enero próximo. La adquisición podrá ser financiada con los bonos del buen pagador que otorga el Fondo Mivivienda, el cual asciende a S/.16 000 para financiar inmuebles cuyo valor oscile entre S/.53 y S/.190 mil.

En relación con el avance actual de la construcción de la Refinería de Talara, en junio del año pasado se recibió una asignación presupuestal del MEF por S/.763 millones,

que corresponde al 10 % del costo de la obra (US\$ 2 730 millones), ya que según el contrato con Técnicas Reunidas de España, ese era el adelanto que se debía hacer a la entrega de la primera parcela, lo que ocurrió justamente en dicho mes del 2014. Hasta el momento, el avance físico se estima en cerca del 7 a 8 %, la mayor parte del cual corresponde a las obras de demolición realizadas para dejar el terreno expedito para la construcción de la refinería; adicionalmente, se ha levantado un edificio temporal para albergar a 360 trabajadores y se está en la fase de hincado de pilotes que permitirán el soporte adecuado para la fase constructiva ya que el terreno de la refinería adolece de un problema de napa freática alta (hasta la fecha se ha realizado el hincado de 450 pilotes de 4 600 previstos). Se construirá también un muelle que operará al principio como terminal de carga seca (para recepción de los equipos y materiales requeridos) para luego pasar a ser muelle de carga líquida (combustibles) una vez concluida la refinería. La inversión en este muelle se estima en US\$ 77 millones.

La inmobiliaria Futura anunció la inversión de US\$ 10 millones para el año 2015 en la construcción del proyecto residencial Las Lagunas del Chipe en la ciudad de Piura. Esta inversión contempla la construcción de 150 departamentos, los que se concluirán a principios del 2016.

Edifica construirá un segundo proyecto de viviendas en la ciudad de Piura, que tendrá una inversión aproximada de US\$ 10,6 millones. Estará dirigido al segmento B, a diferencia de su primer proyecto en Piura que apuntó al segmento A. El proyecto se ubicará a la altura de la primera cuadra de la carretera a Los Ejidos, tendrá un área de 6 185 m<sup>2</sup> y contará con 180 departamentos, parque privado, áreas comunes y de juegos para niños. Se espera que esté concluido en el primer semestre de 2017.

La planta de Cementos Pacasmayo en Piura empezó a funcionar en julio de 2015 para llegar a fines de este año con un nivel de operación del 70 %. La inversión total fue de US\$ 300 millones. De otro lado, el mismo grupo estaría concluyendo, en el segundo semestre de este año, los estudios de ingeniería de su proyecto Fosfatos del Pacífico, en Bayóvar (Piura), el cual realizará en asocio con la japonesa Mitsubishi; la ejecución en este caso tomará entre 36 a 40 meses.

#### *2.2.1.1.8.2 Inversión Pública.*

En el período 2008-2014, las inversiones públicas en Piura fueron de S/.7 387 millones, sobresaliendo las ejecutadas por los gobiernos locales (56,6 % del total),



seguidas del gobierno regional (25,6 %) y del gobierno nacional (17,8 %). En 2014, la inversión pública fue de S/.1 494 millones, y en el primer semestre del 2015, de S/.461 millones.

Entre los proyectos públicos más significativos que se han venido ejecutando en el 2015 figuran los siguientes: instalación, ampliación y mejoramientos de los servicios de agua potable en AA.HH. de la zona alta de Paita (S/.134 millones); proyecto hidroenergético del Alto Piura en proceso de licitación pública (S/.539 millones); hospital Nuestra Señora de las Mercedes en Paita (S/.64 millones); segunda calzada Piura-Paita a cargo de IIRSA Norte (S/.346 millones); Vía de Evitamiento Norte de Piura e Intercambio Vial (S/.152 millones); Vía de Evitamiento Sur de Piura e Intercambio Vial (S/.78 millones); mejoramiento de la Av. Brasil en Sechura (S/.99 millones); redimensionamiento de los servicios de salud del Hospital de Apoyo III de Sullana (S/.80 millones).

#### **2.2.1.1.9 Centros educativos.**

Los centros de educación más importantes son la Universidad Nacional de Piura (creada en 1962), la Universidad Nacional Técnica (creada también en 1962), una Escuela de Música y otros centros de educación superior.

### **2.2.1.2 DEPARTAMENTO DE LAMBAYEQUE.**

#### **2.2.1.2.1 Territorio.**

Lambayeque abarca una superficie de 14 231 Km<sup>2</sup> (1,1 % del territorio nacional), ubicándose al noroeste del país, entre las regiones de Piura (al norte), Cajamarca (al este), La Libertad (al sur) y el Océano Pacífico (al oeste). Políticamente está dividido en 3 provincias (Chiclayo, Lambayeque y Ferreñafe) y 33 distritos, siendo Chiclayo la ciudad capital.



*Figura 2.2: Mapa departamental de Lambayeque.*

Fuente: Gobierno Regional Lambayeque (2005).

#### 2.2.1.2.2 Población.

La proyección poblacional del INEI al 2014 da cuenta de una población de 1 250 349 habitantes, lo que representa el 4,1 % de la población total del país. Chiclayo es la provincia que concentra el 68,0 % de la población departamental. El crecimiento poblacional promedio anual fue del 1,0 % en el período 2004-2014.

*Tabla 2.3: Lambayeque: superficie y población 2013*

PROVINCIA	SUPERFICIE (KM <sup>2</sup> )	POBLACIÓN
Chiclayo	3 161	850 484
Ferreñafe	1 705	10 6024
Lambayeque	9 346	293 481
Total	14 231	1 250 349

Fuente: INEI – SIRTOD (2013).

#### 2.2.1.2.3 Clima

El clima predominante es cálido y seco (22°C promedio). Las precipitaciones pluviales son escasas, manifestándose generalmente en forma de garúa, con una media anual de 18 mm.

#### 2.2.1.2.4 Estructura productiva.

En el período 2008-2013, el crecimiento económico promedio anual del departamento fue del 6,9 %. El Valor Agregado Bruto (VAB) departamental representa el 2,5 % del VAB nacional. La ubicación estratégica de Lambayeque, como zona de confluencia de flujos económicos y poblacionales provenientes de la costa, sierra y selva, ha determinado la alta importancia de la actividad comercial en el departamento, con una significación del 19,6 % en el VAB total. Asimismo, la vocación agrícola de sus pobladores y la tradición agroindustrial, reflejada en la existencia de varias empresas azucareras y numerosos molinos de arroz, explica la importancia conjunta de la agricultura y la manufactura en la estructura productiva departamental.

*Tabla 2.4 Lambayeque: valor agregado bruto 2013 valores a precios constantes 2007 (miles de nuevos soles)*

ACTIVIDADES	VAB	ESTRUCTURA %	CRECIMIENTO PROMEDIO ANUAL 2008- 2013 AGRICULTURA
Agricultura, Ganadería, Caza y Silvicultura	949 907	9.2	3.9
Pesca y Acuicultura	22 082	0.2	-5.9
Extracción de Petróleo, Gas y Minerales	27 702	0.3	7.6
Manufactura	1 163 077	11.3	5.7
Electricidad, Gas y Agua	106 391	1.0	4.7
Construcción	914 792	8.9	13.9
Comercio	2 017 580	19.6	7.8
Trasporte, Almacén, Correo y Mensajería	813 437	7.9	7.0
Alojamiento y Restaurantes	263 057	2.6	6.7
Telecomunicaciones y otros	492 552	4.8	12.4
Serv. de Información			
Administración Pública y Defensa	659 200	6.0	8.9
Otros Servicios	2 844 498	27.7	5.2
Valor Agregado Bruto	10 274 275	100.0	6.9

**Fuente:** INEI – SIRTOD (2015).

De otro lado, la Población Económicamente Activa (PEA) en 2012 fue de 636,2 mil personas, de lo cual el 27,3 % estuvo ocupada en el sector de servicios y el 24,7 % en el sector primario (agricultura, pesca y minería).

#### *2.2.1.2.5 Actividad productiva.*

##### *2.2.1.2.5.1 Agropecuaria.*

###### *2.2.1.2.5.1.1 Arroz.*

Lambayeque dio cuenta en el 2013 del 14,1 % de la producción de este cereal en el país. En la campaña 2012-2013 se sembraron 52,1 mil hectáreas, aumentando en 11,0 % el área de la campaña pasada.

###### *2.2.1.2.5.1.2 Caña de azúcar.*

En cuanto a participación en el Valor Bruto de Producción Agrícola, la caña de azúcar constituye hoy en día el cultivo de mayor predominio, representando casi la tercera parte del mismo. En el 2013 Lambayeque aportó el 27,7 % de la producción nacional de este cultivo, constituyéndose en el segundo productor en el país. Las empresas azucareras son Tumán, Pomalca, Pucalá y Azucarera del Norte.

###### *2.2.1.2.5.2 Comercio.*

El comercio representa el 19,6 % del VAB departamental del 2013. Sustenta su aporte básicamente en el hecho de constituir Chiclayo una importante zona de confluencia de flujos económicos provenientes de las tres regiones naturales: de la costa (Piura, Lambayeque, La Libertad) y de la sierra y selva (Amazonas, San Martín y Cajamarca) vía las carreteras Panamericana y la ex Marginal de la Selva (hoy Fernando Belaunde Terry).

La ciudad de Chiclayo tiene una de sus máximas expresiones comercial en el mercado mayorista de Moshoqueque, donde se transan productos como hortalizas, tubérculos, cereales, frutas, cítricos y ganado. A lo anterior se suma la incursión de grandes centros comerciales y supermercados pertenecientes a grupos locales, nacionales y extranjeros.

### 2.2.1.2.5.3 *Turismo.*

El turismo constituye un sector de amplio potencial para la dinamización de la economía departamental, dado que Lambayeque cuenta con diversidad de recursos de gran valor histórico y ecológico que lo ubican como un importante centro de atracción, incluso a nivel internacional. En el 2013 se tuvo un flujo de más de un millón de visitantes.

En el departamento destacan áreas de reserva natural (Batán Grande, Laquipampa, Racali y Chaparri), playas costeras (Pimentel); restos arqueológicos (pirámides de Túcume, Señor de Sipán, Señor de Sicán, los monumentos coloniales de Zaña); y los museos de Brunning, Tumbas Reales de Sipán, Sicán y Túcume.

### 2.2.1.2.6 *Transportes y comunicaciones.*

Lambayeque cuenta con 3 005 kilómetros de carreteras, con predominio de carreteras vecinales (67 % del total) y con un porcentaje del 21,6 % pavimentadas.

El tráfico de vehicular y de pasajeros se dinamizó en los últimos años de la mano con el crecimiento económico y poblacional de la región. En particular, entre los años 2005 y 2012, el flujo vehicular por peajes se incrementó en 84,8 % y el flujo de pasajeros interprovincial, en 18,7 %; asimismo, el movimiento de pasajeros nacionales en aeropuertos se expandió en 234,1 %.

De otro lado, en el 2012, el número de líneas de telefonía fija (114 100) aumentó en 54,6 % entre los mismos años de referencia; sin embargo, el número de líneas de telefonía móvil tuvo un crecimiento extraordinario, ampliándose cinco veces, a la vez que la densidad de este tipo de servicio se ubicó en 112 líneas por cada 100 habitantes.

El departamento de Lambayeque no dispone hoy en día de un puerto de relativa envergadura que esté operativo. Sin embargo, el Gobierno Regional viene impulsando la potenciación del puerto de Eten; éste ha sido incluido en el Plan Nacional Portuario, lo que ha permitido constituir la respectiva autoridad portuaria. Se está en proceso de elaborar el Plan Maestro Regional Marítimo de Lambayeque, a partir de lo cual se convocaría la concesión del puerto, el cual se estima que demandaría una inversión de más de US\$ 400 millones.

El principal aeropuerto de Lambayeque es el “CAP. FAP José Abelardo Quiñones Gonzales”, el cual se ubica en la ciudad de Chiclayo e inició operaciones en el año 1956; desde 1994 tiene la categoría de Aeropuerto Internacional. Cuenta con una

pista asfaltada de 2 520 metros de largo por 45 metros de ancho. El dinamismo de la economía regional ha ido acompañado de un incremento significativo en el tráfico de pasajeros tanto con fines corporativos como de turismo.

#### *2.2.1.2.7 Servicios financieros.*

El sector financiero de Lambayeque elevó notablemente su nivel de profundización financiera entre los años 2003 y 2013, al pasar de 10,6 a 43,2 % (ratio Crédito/VAB), reflejando la dinámica de la región al generar una mayor demanda de créditos que, a su vez, fue respondida por el sistema financiero a través de la ampliación de los montos colocados en el departamento y de la creación de nuevas oficinas; éstas pasaron de 27 en el 2003 a 140 en el 2013.

#### *2.2.1.2.8 Sistema privado de pensiones.*

Las afiliaciones al sistema privado de pensiones constituyen un indicador indirecto de la evolución del empleo formal. En el caso de Lambayeque, éstas crecieron a la tasa promedio anual de 5,5 % durante el período 2002-2013, en línea con el crecimiento de la producción regional. En 2013, los afiliados a las AFP constituyeron el 24,4 % de la PEA departamental.

#### *2.2.1.2.9 Inversión.*

##### *2.2.1.2.9.1 Inversión Privada.*

La actividad de retail (centros comerciales) mantiene proyecciones de crecimiento en el corto plazo. Así, Real Plaza abrirá su segundo centro comercial en la ciudad de Chiclayo, para lo cual invertirá más de US\$ 40 millones; el mall tendrá 40 mil metros cuadrados de área arrendable. Asimismo, Cencosud planea abrir un nuevo mall en Chiclayo, el cual contará con cinco niveles; este proyecto se denominará “Centro Comercial Elías Aguirre”. Por otra parte, la firma chilena Fallabella abrió un nuevo supermercado Tottus en Chiclayo hacia fines del 2013, con un desembolso de US\$ 6 millones, sobre un área de 2 400 m<sup>2</sup>.

La inversión en agroindustria también se mantiene dinámica; en este sentido, las tierras de Olmos constituyen un foco de atracción importante, donde se instalarán un ingenio azucarero, plantas de empaque y plantas de procesamiento de productos tales como uva, palta, arándano, pimientos, entre otros. Adicionalmente, el Complejo

Agroindustrial Beta expandirá el cultivo de palta y espárrago en Jayanca, para lo cual invertirá US\$17,2 millones.

En tanto Chiclayo y otras provincias de Lambayeque tienden a posicionarse como centros de atracción turística y de captación de visitantes corporativos, así como un espacio para la realización de eventos, prosiguió la inversión en hoteles, restaurantes y servicios afines. Corporación Meier invirtió más de US\$ 4,5 millones en la remodelación del Garza Hotel de Chiclayo para convertirlo en el Hotel & Casino WinMeier. De esta manera apunta a convertirse en un ícono de entretenimiento en el norte del país, tanto para visitantes nacionales como extranjeros. De otro lado, en Pimentel se construyó el hotel Puerta del Sol, de cuatro estrellas y 52 habitaciones, y cerca de ahí la Universidad Señor de Sipán compró un establecimiento para implementar una escuela-hotel por US\$ 3 millones.

Aeropuertos del Perú (ADP), concesionario del aeropuerto de Chiclayo, invertirá US\$ 64 millones en la renovación de éste durante el año 2014. Las obras consistirán en un nuevo pavimento para la pista de aterrizaje, plataforma para aeronaves y un cerco perimétrico.

#### *2.2.1.2.9.2 Inversión Pública.*

En el período 2008-2013, las inversiones públicas en Lambayeque fueron de S/.3 203,9 millones, sobresaliendo las ejecutadas por los gobiernos locales (54,9 % del total), seguidas del gobierno regional (26,3 %) y del gobierno nacional (18,8 %).

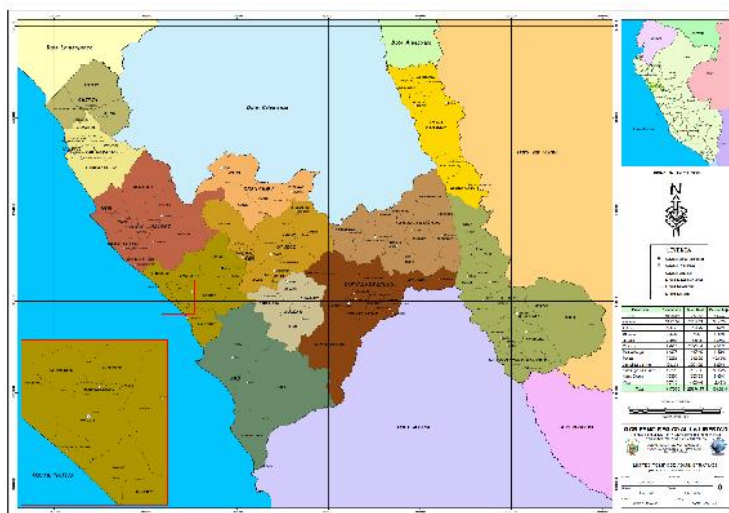
En 2013, la inversión pública fue de S/.710,5 millones, destacando la construcción, operación y mantenimiento del Túnel Trasandino y la primera etapa de la Presa Limón; la rehabilitación y mejoramiento de la carretera Pomalca-Saltur-Sipán-Pampagrande; la interconexión a Huaca Rajada y las obras de la avenida Bolognesi en Chiclayo.

### **2.2.1.3 DEPARTAMENTO DE LA LIBERTAD.**

#### *2.2.1.3.1 Territorio.*

El departamento de La Libertad, situado en la costa nor-occidental del país, cubre una superficie de 25 500 Km<sup>2</sup> (superficie continental más insular) que representa el 2,0 % del territorio nacional. Limita por el norte con los departamentos de Lambayeque, Cajamarca y Amazonas; por el este, con San Martín; por el sur, con

Huánuco y Ancash; y por el Oeste, con el Océano Pacífico. Políticamente está dividido en 12 provincias y 83 distritos, siendo su capital la ciudad de Trujillo.



*Figura 2.3 Mapa departamental de la libertad.*

**Fuente:** Gobierno Regional La Libertad (2005).

El territorio comprende las tres regiones naturales; sin embargo, el 80 % de su área superficial es esencialmente andino. La Libertad presenta una altitud que oscila entre los 3 m.s.n.m. (Distrito de Salaverry - Provincia Trujillo) y los 4 008 m.s.n.m. (Distrito de Quiruvilca - Provincia de Santiago de Chuco).

#### 2.2.1.3.2 Población.

El Instituto Nacional de Estadística e Informática (INEI) estimó a junio del año 2015 una población de 1 859 640 habitantes (6,0 % del total nacional), situándolo como el segundo departamento más poblado del país, después de Lima (31,6 %). Las cifras reflejan una alta concentración en la ciudad capital Trujillo, al albergar al 51,5 % de la población departamental. El 50,1 % de la población es femenina y el 49,9 % masculina. Según ámbito geográfico, el 78,2 % de la población es urbana y el 21,8 % rural.

En cuanto a la transición de la estructura demográfica según grandes grupos de edad, se observa mayor participación de la población en edad productiva (entre 15 y 64 años de edad) que pasó de representar el 58,5 % en el año 1993, a 65,2 % en el 2015. En tanto, la participación de la población dependiente (entre 0 y 14 años de



edad) pasó de 36,6 % en 1993 a 28,0 % en 2015. En cuanto la población adulta mayor (más de 65 años), su participación aumentó de 4,9 a 6,8 %, para los mismos años de referencia.

De otro lado, entre los años 2007 y 2014, según cifras estimadas por el INEI, la población del departamento creció a un ritmo anual promedio de 1,3 %, superior al promedio nacional (1,1 %).

*Tabla 2.5 La Libertad: superficie y población 2014*

<b>Provincia</b>	<b>Superficie (km<sup>2</sup>)</b>	<b>Población</b>
Trujillo	1 769	957 010
Ascope	2 655	120 311
Bolívar	1 719	16 575
Chepén	1 142	87 011
Julcán	1 101	31 090
Otuzco	2 111	91 713
Pacasmayo	1 127	103 985
Pataz	4 227	88 038
Sánchez Carrión	2 486	154 236
Santiago de Chuco	2 659	61 474
Gran Chimú	1 285	31 109
Virú	3 215	117 088
<b>TOTAL</b>	<b>25 500</b>	<b>1 859 640</b>

La superficie total incluye 4,48 km<sup>2</sup> de superficie insular oceánica.

Proyectada al 30 de junio.

Fuente: INEI – SIRTOD (2015).

#### **2.2.1.3.3** *Clima e hidrografía.*

En la costa, el clima es semitropical con una temperatura promedio de 18°C y precipitaciones inferiores a 50 ó 20 mm anuales. En la zona andina existe un clima variado, cuyas temperaturas, lluvias y vegetación cambian a medida que se asciende en altura; así, la temperatura fluctúa entre 14°C y 2°C en invierno, mientras que en verano varía entre 24°C y 13° C.

El sistema hidrográfico está conformado principalmente por seis ríos, los que se forman en la vertiente occidental de los Andes y riegan los valles costeros como Jequetepeque, Chicama, Moche, Virú y Chao, cuyos caudales son variables debido a que se alimentan de precipitaciones pluviales que estacionalmente se registran en verano. En la vertiente amazónica se ubica el río Marañón, que dispone de agua todo el año.

#### 2.2.1.3.4 Estructura económica.

El aporte de La Libertad al Valor Agregado Bruto nacional, según cifras del INEI (2014), es de 4,6 %, ubicándose como el cuarto departamento de mayor importancia, luego de Lima (49,2 %), Arequipa (5,4 %) y Cusco (4,9 %). La importancia relativa del departamento a nivel nacional es mayor en algunos sectores tales como agricultura, ganadería, caza y silvicultura, con una contribución del 11,5 %; manufactura y telecomunicaciones y otros servicios de información, con 4,7 % cada uno, entre otros.

*Tabla 2.6 La Libertad, valor agregado bruto 2014 valores a precios constantes de 2007 (en miles de nuevos soles)*

ACTIVIDADES		VAB	ESTRUCTURA %	CRECIMIENTO PROMEDIO ANUAL 2007 – 2014 AGRICULTURA
Agricultura, Ganadería, Caza y Silvicultura		1 398 704	14.4%	4.0%
Pesca y Acuicultura		745	0.3%	-14.0%
Extracción de Petróleo, Gas y Minerales		3 077 549	12.4%	-1.0%
Manufactura		709 021	16.0%	3.5%
Electricidad, Gas y Agua		147 449	0.9%	7.5%
Construcción		1 066 278	7.1%	9.6%
Comercio		1 001 030	11.3%	6.8%
Transporte, Almacén, Correo y Mensajería		379 488	6.1%	5.4%

Alojamiento y Restaurantes	217 174	2.4%	6.7%
Telecom. Y otros Serv. De Información	260 295	0.4%	10.8%
Administración Pública y Defensa	786 412	4.5%	7.1%
Otros servicios	2 194 676	20.5%	5.3%
Valor Agregado Bruto	11 238 821	100.0%	4.4%

Fuente: INEI (2015).

En la estructura productiva departamental, el sector otros servicios destaca por ser el de mayor importancia relativa (20,5 %), seguido por el sector manufacturero (16,0 %), agricultura, ganadería, caza y silvicultura (14,4 %) y extracción de petróleo, gas y minerales (12,4 %), entre otros.

La economía de La Libertad ha registrado un crecimiento promedio anual de 4,4 %, en los últimos siete años, por debajo de lo registrado por el país (5,6 %). Entre los sectores más dinámicos se encuentran: Telecomunicaciones y otros servicios de información (10,8 %); construcción (9,6 %); electricidad, gas y agua (7,5 %); administración pública y defensa (7,1 %); y comercio (6,8 %).

De otro lado, según la Encuesta Nacional de Hogares de 2014 aplicada por el INEI, la Población Económicamente Activa (PEA) del departamento ascendió a 954,5 mil personas, de las cuales el 95,5 % está ocupada, mientras que el 4,5 %, desocupada. De la PEA ocupada al año 2014, según el Ministerio de Trabajo y Promoción del Empleo (911,9 mil personas), el 24,7 % labora en el sector extractivo (agricultura, ganadería, silvicultura, pesca y minería); el 24,2 % en el sector de servicios no personales; el 20,3 % en el sector comercio; el 12,0 % en manufactura; el 9,9 % en industrias manufactureras y el 6,6 % en construcción.

La estructura empresarial de La Libertad está mayoritariamente conformada por la micro y pequeña empresa (MYPE). Según el Ministerio de la Producción (2013), existen en el departamento 79,2 mil unidades productivas formales, de las cuales el 99,6 % son micro y pequeñas empresas. El departamento es el tercero a nivel nacional en cuanto a número de empresas formales, después de Lima (728,3 mil empresas) y Arequipa (85,8 mil empresas). Cabe anotar que las MYPEs formales

emplean a 540,4 mil personas, lo cual representa el 61,6 % de la PEA ocupada de la región.

#### *2.2.1.3.5 Actividad Productiva.*

##### *2.2.1.3.5.1 Agricultura, ganadería, caza y silvicultura.*

El sector tiene una contribución de 14,4 al VAB departamental y aporta con el 11,5 % al sector a nivel nacional, ocupando el segundo lugar, después de Lima (15,2 %). El sector registró una expansión promedio anual de 4,0 %, entre los años 2007 y 2014.

La estructura del sector se ha diversificado en los últimos años a favor de los productos agroindustriales. En la costa, destacan, principalmente, los cultivos de caña de azúcar, arroz y maíz amarillo duro, papa y arroz cáscara; orientados a la agroindustria con destino al mercado interno; así como cultivos de espárrago, alcachofa, palta y pimiento, orientados, básicamente, al mercado externo. En contraste, en la sierra se continúa con la siembra de cultivos dirigidos principalmente al autoconsumo (trigo, cebada, entre otros), a excepción de la papa, cuya producción va al mercado nacional.

La vocación agrícola del departamento se sustenta en las características climáticas de régimen térmico regular y estable, la disponibilidad de suelos aptos para la agricultura y la existencia de riego regulado, en cuatro de los cinco valles costeros. El desarrollo de la agricultura está condicionada a la disponibilidad de agua, que por su estacionalidad (enero-abril) reduce las posibilidades de expansión del sector y la hace vulnerable a la presencia de sequías e inundaciones (por ejemplo, Fenómeno de “El Niño” y evento “La Niña”). Esta vulnerabilidad ha sido enfrentada con la ejecución de los proyectos especiales de irrigación de Jequetepeque-Zaña (PEJEZA) y Chavimochic (PECH). El PEJEZA, en su primera etapa, ha construido un reservorio en la localidad de Gallito Ciego con una capacidad de almacenamiento de 573 millones de m<sup>3</sup> y volumen disponible promedio de 400 millones de m<sup>3</sup>. Por su parte, el PECH capta del río Santa un caudal de 105 m<sup>3</sup>/seg. y contempla, en sus tres etapas, expandir la superficie agrícola en 73,2 mil hectáreas nuevas y mejorar el riego de 108,4 mil hectáreas. En la actualidad, se encuentra culminada la primera (Chao-Virú) y segunda etapa (Virú-Moche) del proyecto, habiéndose transferido al sector privado, a través de subastas públicas, 44,2 mil hectáreas, de las cuales están en producción un poco más de 18 mil hectáreas.

Entre los cultivos con mayor superficie cosechada durante el 2013 se encuentran: caña de azúcar (38,7 mil has.), arroz cáscara (33,5 mil has.), trigo (29,8 mil has.), cebada grano (28,6 mil has.), papa (23,9 mil has.) y maíz amarillo duro (22,9 mil has.). Según cifras preliminares del IV Censo Nacional Agropecuario 2012, en la actividad agropecuaria existen 129,3 mil unidades agropecuarias, 33,7 % más, respecto al censo del año 1994. Cada unidad agropecuaria tiene en promedio 2,1 parcelas, lo cual refleja que la atomización en el sector aún se mantiene (2 parcelas en promedio en 1994).

#### *2.2.1.3.5.1.1 Espárrago.*

La Libertad es el primer productor de espárrago en el Perú, cultivado, principalmente, en los valles de Virú y Chao, habiéndose extendido en los últimos años a los valles de Santa Catalina y Chicama como respuesta a la creciente demanda externa y las favorables ventajas comparativas de la región, reflejadas en suelo y clima apropiado, las cuales permiten obtener dos cosechas al año (contra - estación al mercado americano y mexicano). Entre las principales empresas productoras se encuentran Camposol, Sociedad Agrícola Virú y Danper Trujillo.

En el 2014 se cosechó una superficie de 13,3 mil hectáreas, con una producción de 190,2 mil toneladas, 50,8 % del total nacional y representando el 27,4 % del Valor Bruto de Producción (VBP) agrícola departamental del 2014.

#### *2.2.1.3.5.1.2 Caña de azúcar.*

La Libertad es el primer productor de caña de azúcar del país. El cultivo es uno de los principales soportes de la agricultura departamental, no solamente por insumir una porción importante de los recursos tierra y agua, sino, principalmente, por el hecho de sustentar el 15,7 % del Valor Bruto de Producción (VBP) agrícola de 2014. Las principales zonas de cultivo se encuentran en los valles de Chicama y Santa Catalina donde se ubican importantes ingenios azucareros como Casa Grande S.A., Cartavio S.A. y Agroindustrial Laredo S.A.

Su importancia económica es variada, pues además del azúcar, que es el producto principal, el alcohol etílico es un producto promisorio que en los últimos años ha registrado un alto dinamismo y se destina, principalmente, al mercado externo. Asimismo, subproductos como bagazo y melaza proporcionan materia prima a diversas industrias, y contribuyen a la alimentación de especies pecuarias.

Durante 2014, se cosecharon en el departamento 38,7 mil hectáreas de caña de azúcar con una producción de 5,8 millones de toneladas (51,0 % del total nacional).

#### *2.2.1.3.5.1.3 Arroz.*

El arroz es el segundo cultivo en extensión después de la caña de azúcar, representando el 13,6 % del Valor Bruto de Producción (VBP) agrícola departamental del 2014. Su desarrollo se localiza, principalmente, en el valle de Jequetepeque y en menor medida Chicama. El primer valle cuenta con riego regulado desde 1988 proveniente de la represa de Gallito Ciego. Asimismo, el periodo de siembra comprende desde noviembre hasta abril del año siguiente.

Este cultivo ha permitido la aglomeración de servicios de molinería en la zona norte del departamento, cuyas unidades empresariales han modernizado sus tecnologías, lo que ha permitido alcanzar una alta eficiencia en el descascarado y refinado de arroz, y así obtener granos enteros, blancos y brillosos, reduciendo las mermas (entre el 6 y 7 % frente al 12 a 15 % de plantas no modernas).

La superficie cosechada de arroz en La Libertad ascendió a 33,5 mil hectáreas en el año 2014, y se obtuvieron 362,8 mil toneladas de arroz (12,6 % del total nacional), ubicándose el departamento como el segundo proveedor del país, después de San Martín (22,5 %), Piura (12,4 %) y Lambayeque (11,4 %).

#### *2.2.1.3.5.1.4 Maíz amarillo duro.*

Representa el 8,9 % del VAB departamental. La siembra de maíz amarillo duro se concentra en los meses de diciembre hasta abril en los valles de la costa del departamento (Chicama, Jequetepeque y Virú), el cual varía en función de la disponibilidad de agua de regadío, presentándose las cosechas a partir de mayo hasta setiembre. El dinamismo de la producción de este cultivo se sustenta en la expansión de la actividad avícola y la industria de alimentos balanceados.

El departamento se sitúa como el primer productor de maíz amarillo duro del país, con una producción de 290,4 mil toneladas. Durante 2014, se cosecharon 22,9 mil hectáreas, con rendimientos de 8,4 TM/Ha.

#### *2.2.1.3.5.1.5 Papa.*

La Libertad es el cuarto productor de papa del país con una producción de 440,8 mil toneladas durante el año 2014 (9,3 % de la producción nacional) en una superficie de 18,3 mil hectáreas. El cultivo se desarrolla principalmente en la sierra, en los valles interandinos de las provincias de Sánchez Carrión, Julcán y Santiago de Chuco, alcanzando rendimientos que promedian las 16,3 TM/Ha, superando al promedio nacional (14,4 TM/Ha.). Su contribución al VBP agrícola departamental es 9,2 % en el año 2013.

#### *2.2.1.3.5.1.6 Carne de ave.*

La importancia de la actividad avícola en el departamento, a diferencia de otros productos pecuarios, es su alto nivel de desarrollo tecnológico, en cuanto a genética, equipos y alimentación. La producción departamental creció de manera sostenida en los últimos 7 años, a una tasa promedio anual de 7,3 %, según cifras del Minagri.

La mayoría de granjas se manejan de forma empresarial con un sistema de producción intensivo, generando grandes integraciones que congregan a empresas dedicadas desde los procesos de incubación, producción de reproductores, alimentos balanceados, empresas comerciales y abastecedoras de insumos. Asimismo, las empresas han logrado posicionarse en el mercado nacional y están realizando los primeros esfuerzos para la exportación, tal es el caso de Chimú Agropecuaria y Avícola El Rocío, entre las principales.

En cuanto a producción de carne de ave en el país, La Libertad es la segunda más importante después de Lima. La producción alcanzó las 300 mil toneladas (peso de animales en pie) durante el 2014, lo que representa el 18,7 % del total nacional. La producción de carne de ave contribuye en el departamento con el 71,8 y 30,0 % del VBP pecuario y agropecuario, respectivamente, posicionándose como el principal producto del sector. Cabe señalar que la producción de carne de pollo registra una estacionalidad debido a razones climatológicas. Así, en el verano (primer trimestre) el peso de las aves disminuye debido al calor y a la mayor presencia de enfermedades, mientras que, en invierno con el mismo número de pollos, se puede obtener un 10 % más de carne.

#### *2.2.1.3.5.2 Pesca.*

Representa el 0,3 % del VAB departamental y registró una contracción promedio anual de 14,0 %, entre los años 2007 y 2014. La actividad pesquera se caracteriza

por estar condicionada a efectos climáticos (Fenómenos de “El Niño” y “La Niña”), así como por las vedas que se establecen para favorecer el ciclo reproductivo de especies como la anchoveta, principal recurso marino, el cual se destina principalmente para la elaboración de harina y aceite de pescado, cuyo principal mercado son los países de los continentes de Asia y Europa. En menor medida se desembarca especies para consumo humano directo, principalmente, jurel, bonito, cachema y machete.

La actividad pesquera se desarrolla a nivel industrial y artesanal. En el primer caso, las empresas instaladas cuentan con plantas y embarcaciones dotadas de tecnología de punta. En tanto, la pesca artesanal se caracteriza por utilizar embarcaciones de bajo nivel tecnológico. De otro lado, según los resultados preliminares del I Censo de la Pesca Artesanal 2012, en La Libertad se han registrado 1 223 pescadores artesanales y 367 armadores pesqueros.

El principal terminal portuario de lanchonaje es Chicama (Distrito de Rázuri – Provincia de Ascope), el cual tiene una longitud total de 820 metros y está ubicado a 80 kilómetros al norte de la ciudad de Trujillo y 618 kilómetros de la ciudad de Lima. Según cifras del Ministerio de la Producción, durante el 2014 se desembarcó en el Puerto Chicama 266,5 mil toneladas de anchoveta para la elaboración de harina y aceite de pescado, situando al departamento como el cuarto mayor proveedor de dicha especie en el país (11,8 %), después de Lima (36,4 %), Ica (20,8 %) y Áncash (14,1 %).

#### *2.2.1.3.5.3 Extracción de petróleo, gas y minerales.*

Es la cuarta actividad más importante en términos de contribución al VAB departamental (12,4 %). El sector decreció a un ritmo promedio anual de 1,0 % entre los años 2007 y 2014. Durante el 2014, el departamento produjo 1 485 mil onzas de oro, que representa el 2,1 % de la producción nacional, situándose como el primer productor del país. De otro lado, la unidad la Minera Barrick Misquichilca contribuyó con el 39,2 %, de la producción de oro departamental.

Según cifras del Ministerio de Energía y Minas, las reservas probadas y probables de oro en el país sumaron 89,8 millones de onzas en el año 2013, de las cuales los departamentos que registraron las mayores reservas fueron Cajamarca (21,8 millones de onzas) y La Libertad (19,0 millones de onzas). De otro lado, el Perú tiene



81,6 millones de toneladas finas (TMF) de reservas probables y probadas de cobre, de las cuales, La Libertad registró reservas por 0,9 mil TMF.

La actividad ganó importancia relativa en la estructura económica departamental a partir del 2005, con el inicio de operaciones de la unidad minera Lagunas Norte, cuya propietaria, la empresa Minera Barrick Misquichilca (unidad de negocio en Perú de la canadiense Barrick Gold Corp), invirtió US\$ 340 millones en su fase inicial. Lagunas Norte es una mina de operación a tajo abierto y lixiviación en pilas que se ubica en el distrito de Quiruvilca, provincia de Santiago de Chuco, a una altura entre 3 700 y 4 200 metros sobre el nivel del mar.

Las reservas probadas y probables de Lagunas Norte se estimaron en 5,8 millones de onzas de oro, al 31 de diciembre de 2012, y en base a las reservas existentes y a la capacidad de producción, se espera que la vida útil de la mina sea hasta el año 2022, considerando las nuevas inversiones realizadas, principalmente, en la ampliación del tajo abierto, ampliación del botadero de desmonte y la construcción de una nueva pila de lixiviación. En el 2014, en Lagunas Norte se produjeron 2,8 mil onzas de oro.

#### *2.2.1.3.5.4 Manufactura.*

La manufactura es la segunda actividad en importancia con una contribución de 16,0 % en 2014. El departamento ocupa el cuarto lugar en cuanto a contribución al VAB manufacturero nacional (4,7 %), después de Lima (61,5 %), Moquegua (5,7 %) y Arequipa (5,4 %). El sector registró un crecimiento promedio anual de 3,5 % en el periodo 2007-2014.

La casi totalidad de las empresas manufactureras se ubican en la costa, por razones de infraestructura y mercado. Si bien el sector muestra cierta diversificación, desde bienes de consumo hasta bienes de capital, destaca la agroindustria, particularmente, la fabricación de azúcar, el envasado de hortalizas (espárragos, alcachofas, pimiento piquillo, etc.), molienda de granos (arroz, trigo y maíz), producción de cemento, harina y aceite de pescado, entre otros.

En el caso de la industria pesquera, en el Puerto Chicama (Distrito de Rázuri – Provincia de Ascope) están instaladas diez plantas que procesan harina y aceite de pescado, las cuales produjeron 62,5 mil toneladas de harina de pescado y 11,2 mil toneladas de aceite crudo de pescado, durante el año 2014.

La importancia de la industria departamental se refleja por ser el primer productor a nivel nacional de conservas de espárrago (62,2 %), alcachofas en conservas (45,7 %), pimiento piquillo en conservas (37,6 %) y azúcar (47,4 %); tercero en cemento (18,7 %) y aceite de pescado (11,6 %); y cuarto en harina de pescado (11,9 %).

#### *2.2.1.3.5.5 Construcción.*

La construcción ha registrado entre los años 2007 y 2014, un crecimiento promedio anual de 9,6 %, lo que ha permitido incrementar su participación en el VAB departamental de 5,0 % en 2007 a 7,1 % en 2014. El auge inmobiliario y de edificación de centros comerciales en la ciudad de Trujillo fue coadyuvado por el crecimiento económico, mayor financiamiento y generación de empleo que experimentó el departamento, en los últimos años.

El crédito hipotecario incrementó su participación en el VAB departamental, de 2,6 % a 6,9 % entre los años 2007 y 2014. Cabe destacar el impulso inicial que dio el sector público desde el año 1999 mediante programas de financiamiento como crédito Mivivienda y bonos familiares habitacionales (Techo propio) que ha permitido acumular hasta diciembre de 2013, un financiamiento total de S/. 898,5 millones, distribuidos en 25 505 préstamos en el departamento.

La edificación de centros comerciales coadyuvó al crecimiento del sector. Entre los principales proyectos ejecutados se encuentran: Mall Aventura Plaza, Real Plaza Trujillo, Los Jardines Open Plaza, Plaza Vea Chacarero, Penta Mall Mansiche, entre otros.

#### *2.2.1.3.5.6 Turismo.*

El sector turismo se ha mostrado dinámico en los últimos años, en un contexto de puesta en valor de sus principales restos arqueológicos, como la Huaca del Sol y La Luna, El Brujo (Museo de Sitio de la Señora de Cao) y la ciudadela de Chan Chan, que forman parte de la “Ruta Moche”<sup>3</sup>, aunado a un incremento de su infraestructura turística con el ingreso de nuevos operadores hoteleros, particularmente aquellos orientados a turistas extranjeros.

Según cifras del Ministerio de Comercio Exterior y Turismo (MINCETUR), 1,8 millones de visitantes arribaron a los establecimientos de hospedaje durante el año 2014, de los cuales, el 3,0 % fueron extranjeros. Asimismo, los visitantes a monumentos arqueológicos, museos de sitio y museos ascendieron a 342,6 mil

(269,5 mil nacionales y 73,1 mil extranjeros). En lo referente a infraestructura hotelera, según el MINCETUR, el departamento contó con 855 establecimientos de hospedaje y 19,3 mil camas disponibles al año 2014.

#### *2.2.1.3.6 Transportes y comunicaciones.*

##### *2.2.1.3.6.1 Red vial.*

Según cifras del Ministerio de Transportes y Comunicaciones (2014), el departamento de La Libertad cuenta con una red vial de 8 691,4 km., de los cuales 1 238,2 km. pertenecen a la Red Nacional, 1 765,9 Km a la Red Departamental y 5 687,2 Km. a la Red Vecinal.

La Libertad enfrenta retos de conectividad vial, en particular, de la red vial departamental, principalmente de las vías que permiten unir las provincias de la costa y sierra del departamento. Así, de la red vial nacional, el 50,4 % se encuentra pavimentada, mientras que, de la red vial departamental, solo el 5,2 %. En tanto, de la red vial vecinal, el 2,7 % cuenta con pavimento.

La conexión longitudinal de la región se realiza a través de las carreteras norte-sur como la Panamericana Norte que atraviesa la Costa, y con algunas carreteras oeste-este que la unen con zonas andinas de la región. La carretera Panamericana, principal vía longitudinal costera del país, permite interconectar las principales ciudades del departamento de La Libertad con las capitales de las regiones del norte del país; y constituye uno de los ejes de mayor dinamismo económico y poblacional a nivel nacional También permite la articulación del Perú con los países vecinos del norte: Ecuador, Colombia y Venezuela.

El departamento, a través del eje transversal Lambayeque - Olmos - Bagua - Tarapoto - Yurimaguas y ramal Bagua - Saramiriza, mantiene una estrecha articulación con los departamentos de Cajamarca, Amazonas, San Martín y Loreto, constituyendo parte del Eje Amazonas Norte de IIRSA.

##### *2.2.1.3.6.2 Transporte aéreo.*

El departamento cuenta con un aeropuerto de nivel internacional en la ciudad de Trujillo y diez aeródromos. El aeropuerto internacional “Cap. FAP. Carlos Matínez de Pinillos” está ubicado en el Distrito de Huanchaco a 11 Km. de la ciudad de Trujillo y cuenta con una pista asfaltada de 3 000 metros de largo por 45 de ancho y una Torre

de Control de cinco pisos con 17,5 metros de altura. Actualmente, se encuentra bajo la administración de la empresa privada “Aeropuertos del Perú” (ADP), que logró la concesión en diciembre de 2006, por un período de 25 años y que recientemente ha realizado inversiones para modernizar la infraestructura.

Según la Corporación Peruana de Aeropuertos y Aviación Comercial (CORPAC), entre los años 2007 y 2014, el flujo de pasajeros y de carga se ha incrementado sustantivamente, al pasar de 167,3 mil a 480 mil pasajeros y de 478,1 a 736,9 toneladas de carga, respectivamente.

#### *2.2.1.3.6.3 Transporte marítimo.*

El principal puerto de la región es el Puerto de Salaverry, ubicado a 14 kilómetros de la ciudad de Trujillo, el cual fue construido en 1956 e inició sus operaciones 4 años después. Desde 1970 es administrado por la Empresa Nacional de Puertos (ENAPU). Este puerto fue diseñado con el objetivo de embarcar y desembarcar minerales y productos como azúcar, fertilizantes y cereales. Actualmente, se embarcan principalmente concentrados de cobre, carbón, antracita, harina de pescado, azúcar y alcohol etílico.

El puerto cuenta con dos muelles que son de atraque directo tipo espigón. El muelle N° 1, de una longitud de 225 metros y un ancho de 25 metros; y el muelle N°2, de una longitud de 230 metros y un ancho de 30 metros. Debido a la profundidad del puerto, éste puede recibir buques de hasta 180 metros de eslora. El tipo de construcción es plataforma y pilotes de concreto armado.

En el año 2014, el puerto de Salaverry movilizó 2,3 millones de TM de carga, según cifras de ENAPU. Cabe anotar que en cuanto a tráfico de carga registró un crecimiento promedio anual de 7,3 %, entre los años 2007 y 2014, al pasar de 1,4 millones a 2,3 millones de TM de carga, en los años de referencia.

#### *2.2.1.3.6.4 Telecomunicaciones.*

El número de líneas en servicio de telefonía fija en el departamento de La Libertad ascendió a 161,3 mil en 2014 y registró un crecimiento promedio anual de 0,9 %, de 2007 a 2014, según cifras del Organismo Supervisor de Inversión Privada en Telecomunicaciones (OSIPTEL). En tanto, alcanzó una densidad de 9,4 líneas por cada 100 habitantes en el año 2014, nivel ligeramente inferior al promedio nacional (10,2 líneas por cada 100 habitantes).

En cuanto a telefonía móvil, el número de líneas en servicio pasó de 865,9 mil en 2007 a 1,5 millones en 2014, lo que significó un crecimiento promedio anual de 8,6 %. Al 2014, el número de líneas en el departamento representa el 4,8 % del total nacional y de esta manera, ubica al departamento en el segundo lugar, después de Lima (31,8 %).

#### 2.2.1.3.7 *Servicios financieros.*

El sector financiero ha acompañado el crecimiento económico departamental en los últimos años incrementando el grado de profundización financiera del crédito, medido por el ratio Colocaciones/VAB, que pasó de 16,2 % en 2007 a 26,6 % en 2014. Lo anterior estuvo acompañado del aumento del número de oficinas, que pasó de 94 en 2007 a 195 en 2014.

Cabe señalar que en cuanto a colocaciones, La Libertad (3,1 %) es la tercera plaza financiera con más participación, después de Lima (72,1 %) y Arequipa (3,8 %). Igualmente, con relación a la captación de depósitos del público, se sitúa en el tercer lugar (2,1 %) después de Lima (82,0 %) y Arequipa (3,0 %).

#### 2.2.1.3.8 *Sistema Privado de Pensiones.*

En el departamento se registraron 341,8 mil afiliados activos al Sistema Privado de Pensiones (SPP) a diciembre de 2014, los cuales representaron el 6,0 % del total nacional y ubicaron al departamento en el segundo lugar después de Lima (45,7 %), en la escala nacional.

Con relación a la cobertura del SPP en el departamento, los afiliados activos representan el 34,3 % de la Población Económicamente Activa (PEA). En cuanto a dinamismo, entre los años 2007 y 2014, el número de afiliados activos creció a una tasa promedio anual de 4,7 %, por debajo del promedio nacional de 4,9 %.

#### 2.2.1.3.9 *Inversión.*

##### 2.2.1.3.9.1 *Inversión privada.*

Durante el período 2007- 2014, el departamento de La Libertad ha captado inversiones importantes en sectores como manufactura, minería y comercio, incidiendo en la generación de empleo local.

La inversión ejecutada en el sector manufactura, en base a una muestra de cuatro empresas representativas que publican información financiera en el portal web de la Superintendencia de Mercado de Valores, suma US\$ 542,6 millones. Cabe indicar que la muestra de empresas genera alrededor de 23 mil empleos directos.

Entre las inversiones más importantes destacan las realizadas por el sector azucarero, al ejecutar Casa Grande, Cartavio y Laredo una inversión conjunta de US\$ 458,7 millones en la adquisición y mejora de maquinarias para la fábrica, infraestructura y tecnología de riego, maquinaria agrícola, ampliación de la frontera agrícola y administración, permitiendo un incremento de la productividad en los últimos años.

En cuanto a la agroindustria de hortalizas, la empresa Camposol invirtió alrededor de US\$ 177 millones, principalmente, en obras de infraestructura de riego, en maquinaria y equipos, así como en la ampliación de la frontera agrícola de palta, uva y arándanos<sup>4</sup>. La empresa ha programado invertir US\$ 100 millones para la instalación de 2 000 hectáreas de arándanos, inversión que abarcará los próximos tres años. Es de resaltar que a través de esta inversión la compañía se encontrará entre los líderes mundiales en las plantaciones de esta baya y se espera que brinde empleo a 20 mil personas.

En el sector minero, según cifras del Ministerio de Energía y Minas (MINEM) las empresas del sector realizaron inversiones por un monto de US\$ 2 910 millones entre los años 2007 y 2014. Entre ellas destacan las empresas Barrick Misquichilca – en su unidad Lagunas Norte- y la Compañía Minera Poderosa, quienes invirtieron en conjunto US\$ 862,5 millones en el periodo de referencia, en mejoras de la infraestructura y desarrollo de exploración.

En la actividad comercial destaca las inversiones realizadas en la construcción de centros comerciales y tiendas por departamentos en la ciudad de Trujillo. En el primero destacan Mall Aventura Plaza Trujillo, Real Plaza Trujillo y Los Jardines Open Plaza, cuyas inversiones sumaron US\$ 104 millones y para su operatividad demandan alrededor de 3,6 mil trabajadores directos. En cuanto a las tiendas por departamentos, la inversión en la ejecución de proyectos como Oeschle, Plaza Vea Chacarero, Cassinelli, Hipermercados Metro y Maestro totalizó US\$ 39 millones y generó alrededor de mil empleos. De otro lado, la expansión del retail moderno continuó de manera dinámica durante el año 2012, al invertirse alrededor de US\$ 40

millones en la construcción de las tiendas Promart, Penta Mall Mansiche, Makro y la ampliación del Mall Aventura Plaza Trujillo.

#### *2.2.1.3.9.1.1 Concesión de Proyecto Chavimochic.*

El consorcio Río Santa - Chavimochic, integrado por Odebrecht Participacoes e Investimentos S.A, Constructora Norberto Odebrecht S.A y Graña y Montero S.A.A, se adjudicó el proyecto Chavimochic que incorporará a la agricultura 63 mil hectáreas de tierras nuevas y mejorará el riego de otras 48 mil hectáreas en la región La Libertad.

El consorcio ofertó US\$ 373 millones 813 mil 112 por cofinanciamiento (inc. IGV); US\$ 25 millones por retribución por inversiones (sin IGV) y US\$ 8 millones 249 mil 421 (sin IGV) por retribución por operación y mantenimiento de la obra.

Como resultado de esta propuesta económica se estima que la inversión aproximada en este proyecto, según Proinversión, será de US\$ 606 millones (sin IGV). Cabe señalar que el valor de la inversión definitiva se conocerá cuando se aprueben los expedientes técnicos para la ejecución de las fases I y II cuyo plazo vence en un año desde suscrito el contrato. La concesión comprende un periodo de 24 años.

El consorcio deberá hacerse cargo de:

- ✓ Diseñar y construir las obras de la tercera etapa: la presa Palo Redondo, la tercera línea de cruce del río Virú, la ampliación del Canal Madre Moche-Chicama-Urricape, la conducción lateral para el sector Urricape por debajo del Canal Madre, la remodelación integral del sistema de tomas y el sistema de control, medición y automatización integral para la infraestructura hidráulica del proyecto.
- ✓ Operar y mantener las obras nuevas y las existentes.
- ✓ Prestar el servicio de suministro de agua a los usuarios del proyecto.

#### *2.2.1.3.9.1.2 Proyectos en cartera.*

La empresa canadiense Barrick Gold Corporation tiene previsto ampliar la vida útil de la mina Lagunas Norte. Actualmente la empresa está evaluando alternativas para extraer y procesar el cuerpo mineral refractario que está debajo de la mina actual. De tener éxito, este proyecto tiene el potencial de extender la vida útil de la mina en aproximadamente 12 años<sup>5</sup> (la fecha de culminación de la vida útil pasó de 2018 a 2030). Según la empresa, si esto avanza, este proyecto tendrá la capacidad de explotar el valor potencial de otros depósitos de mineral refractario de la zona.

Basado en su análisis preliminar, la empresa estima una inversión de alrededor de US\$ 500 millones.

PROINVERSION tiene en cartera la concesión del Terminal Portuario de Salaverry, que consiste en la modernización, rehabilitación, instalación de grúas, y operación del terminal. El periodo estimado de la concesión es por lo menos 30 años. Según cifras de la Autoridad Portuaria Nacional (APN), se estima una inversión aproximada de US\$ 133,6 millones (sin IGV), de las cuales US\$ 58,4 millones serán para la construcción de infraestructura y US\$ 75,2 millones para equipos. Según el Ministerio de Transportes y Comunicaciones, prevé entregar en concesión la iniciativa privada en mayo de 2016; sin embargo, la fecha dependerá de que no existan más interesados en la iniciativa.

#### *2.2.1.3.9.1.3 Concesión de la carretera Longitudinal de la Sierra - Tramo 2.*

El consorcio Consierra Tramo II, integrado por las empresas Sacyr Concesiones SL y la Constructora Málaga Hnos S.A., se adjudicó el proyecto de la Carretera Longitudinal de la Sierra - Tramo 2, que contempla una inversión estimada de US\$ 552 millones (sin IGV), a lo que se suma los gastos de operación y mantenimiento a cargo del inversionista.

El Tramo 2 de la Longitudinal de la Sierra, que tiene una extensión de 875 km., atraviesa los departamentos de La Libertad y Cajamarca. En su recorrido conecta numerosas localidades de ambos departamentos, beneficiando a más de un millón y medio de peruanos, por lo que su ejecución fortalecerá la integración regional del norte del país.

El consorcio ganador ejecutará las siguientes intervenciones:

- ✓ Rehabilitación y mejoramiento: ejecución de obras necesarias para devolver a la infraestructura vial sus características originales y adecuarla a su nuevo periodo de servicio. Incluye obras que elevan el estándar de las vías, lo que implica la modificación sustancial de la geometría y la estructura del pavimento; así como la construcción y/o adecuación de puentes, túneles, drenaje, muros y señalización.
- ✓ Mantenimiento periódico inicial: ejecución de trabajos en la vía existente en los primeros años de la concesión a fin de alcanzar y/o superar los niveles de servicio exigidos en el contrato.
- ✓ Operación y mantenimiento: Se realizará durante los 25 años de la concesión a lo largo de los 875 km del tramo para mantenerlo en óptimas condiciones.



#### 2.2.1.3.9.2 *Inversión pública.*

Respecto a la inversión pública, durante el periodo 2009 - 2014 se ejecutó S/. 6 587,7 millones, de los cuales, el 64,2 % lo realizaron los gobiernos locales; 20,3 %, el gobierno nacional; y el 15,5 % restante, el gobierno regional.

Entre las principales obras ejecutadas durante el 2014 destacan: “Rehabilitación de la carretera Panamericana Norte, tramo km 557+000 al km. 886+600” (S/. 151,3 millones); “Mejoramiento y construcción de la carretera Ruta 10, tramo: Huamachuco-Puente Pallar-Juanjuí, sector Huamachuco-Sacsacocha-Puente Pallar” (S/. 48,2 millones); “Creación del intercambio vial de las avenidas América Sur, La Marina, Moche y la calle Manco Inca en el Óvalo Grau, distrito de Trujillo, provincia de Trujillo” (S/. 41,0 millones); “Concesiones viales” (S/. 32,9 millones); entre otras.

### 2.2.2 **SELECCIÓN DE ZONA GEOGRÁFICA.**

Después de analizar las alternativas para la zona geográfica de ubicación de nuestra planta, Se ha seleccionado estratégicamente el departamento de Lambayeque, debido a que el sector agrícola es más estable en la siembra de arroz cascara, así mismo se tiene la mayor concentración de plantas procesadoras o molinos de arroz más importantes de la zona, a los cuales acuden agricultores de la región y del interior del país, lo cual brinda mayor acceso a la materia prima. Otro punto a tomar en cuenta es que desde la ciudad de Lambayeque se puede optar por la utilización de puertos marítimos tanto como los actualmente disponibles en los departamentos de Piura y La Libertad.

## 2.3 **UBICACIÓN DE LA PLANTA**

### 2.3.1 **ALTERNATIVAS DE UBICACIÓN (MICRO LOCALIZACIÓN).**

En el departamento de Lambayeque podemos destinar para la ubicación de nuestra planta en las provincias de:

- ✓ Chiclayo
- ✓ Lambayeque
- ✓ Ferreñafe

#### 2.3.1.1 **CHICLAYO.**

La Provincia de Chiclayo es una de las tres que conforman el Departamento de Lambayeque, bajo la administración del Gobierno Regional de Lambayeque, en el Perú.

Limita por el norte con la provincia de Lambayeque y la provincia de Ferreñafe; por el este con el Departamento de Cajamarca; por el sur con el Departamento de La Libertad; y, por el oeste con el océano Pacífico.

Desde el punto de vista jerárquico de la Iglesia Católica, forma parte de la Diócesis de Chiclayo



Figura 2.4: Provincia de Chiclayo.

Fuente: <http://www.lambayeque.net/> (2005)

#### 2.3.1.1.1 Datos generales.

La provincia tiene una extensión de 3 288,07 km<sup>2</sup> y se divide en veinte distritos.

Cuadro 2.1 Distritos de la provincia de Chiclayo

Chiclayo	Puerto Eten	Monsefú	Pucalá
Cayaltí	José Leonardo Ortiz	Nueva Arica	Reque
Chongoyape	La Victoria	Oyotún	Santa Rosa
Eten	Lagunas	Pátapo	Tumán
Picasi	Pimentel	Pomalca	Zaña

Fuente: Banco Central de Reserva Del Perú-sucursal Piura (2003)

#### 2.3.1.1.1.1 *Vías de acceso.*

**Terrestre:** Lima - Chiclayo (770 Km) utilizando la Carretera Panamericana Norte con una duración de 10 horas aprox. en auto.

**Aérea:** Existen vuelos diarios desde la ciudad de Lima (1 h aprox.).

Si llega a la ciudad por vía terrestre, encontrará que los terminales de ómnibus están ubicados muy cerca del centro de la ciudad. Si lo hace en auto le será muy fácil llegar al centro donde se concentra el comercio y sus habitantes. Chiclayo está ubicado a 770 Km. al norte de Lima y a 509 Km. al sur de la frontera con el Ecuador.

Su Aeropuerto Internacional José Abelardo Quiñones Gonzales, dista 5 minutos del centro de la ciudad y está capacitado para brindar todas las facilidades al visitante.

#### 2.3.1.1.1.2 *Clima.*

La principal y más extensa región natural es la Chala o Costa, comprendida entre los 0 m. y 500 msnm., en tanto la Yunga Marítima, es pequeña y corresponde a los contrafuertes andinos ubicados en los distritos de Chongoyape, Oyotun y Nueva Arica.

Su clima es templado, seco, con algunos fuertes vientos que se denominan ciclones, de buen sol la mayor parte del año, no hay heladas ni granizadas, generalmente tampoco hay precipitaciones pluviales que alcancen siquiera lavar las polvorientas hojas de la vegetación, salvo aquellas que se presentan en los periodos denominados fenómenos del Niño, que son de regular intensidad y sorprenden a los desprevenidos pobladores ocasionando cuantiosos daños en las viviendas, caminos e infraestructura agrícola...

#### 2.3.1.1.1.3 *Hidrografía.*

Gran parte de su territorio está regado por los ríos Saña y Chancay. También dispone de una rica napa freática o corrientes de agua subterránea, la cual es extraída para complementar el agua de los ríos.

#### 2.3.1.1.1.4 *Transporte.*

Transporte aéreo: La ciudad cuenta con el Aeropuerto Internacional Capitán FAP José A. Quiñones, alberga principalmente a las líneas aéreas nacionales y sirve a algunas líneas internacionales en el abastecimiento de combustible, este terminal

aéreo cuenta dos pistas de aterrizaje, la principal pista de 2520x45 m<sup>2</sup>, siendo máximo tipo de aeronave permitido.

Existen cuatro aerolíneas comerciales que actualmente brindan sus servicios en la ciudad de Chiclayo, algunas de ellas realizan el servicio diario y otras interdiario, este servicio además se realiza en dos horarios, uno por la mañana y otro por la tarde. Asimismo, existen vuelos hacia la ciudad de Tumbes y esporádicamente a la ciudad de Iquitos.<sup>35</sup>

Transporte terrestre: Chiclayo, por su ubicación sirve como punto de interconexión para diferentes ciudades del norte y nororiente del país, así tenemos que existen diferentes agencias de transporte que brindan servicios a diferentes destinos nacionales como: Lima, Trujillo, Piura, Cajamarca, Chota, Cutervo, Bagua Grande, Jaén, Chachapoyas y Tumbes.

Para atender adecuadamente la demanda de transporte, la ciudad cuenta con dos terminales terrestres, uno de ellos ubicado en la salida hacia el sur, que reúne a algunas empresas de transporte que tienen como destino principal la ciudad de Lima y el segundo terminal se ubica en la carretera Panamericana Norte y agrupa a las empresas que tienen como destino las ciudades del nororiente del país como Jaén, Bagua Grande o Chachapoyas.

Un buen número de empresas de transporte terrestre, cuentan con sus propios terminales, muchas de ellas incluso se ubican dentro del centro de la ciudad de Chiclayo y en zonas aledañas a ésta. Por lo que se puede ver un desplazamiento frecuente de buses interprovinciales por esta zona.

Regionalmente, existen diferentes servicios de transporte público (autobuses, furgonetas, taxis y mototaxis o trimóviles) que realizan desplazamientos dentro de la ciudad de Chiclayo, pero fuera del cercado, entre los principales distritos y provincias de Lambayeque. Hay un buen número de taxis privados que incesantemente toquen sus cláxones en el centro de Chiclayo, causando una gran cantidad de contaminación acústica no deseado.

### **2.3.1.2 LAMBAYEQUE.**

La provincia de Lambayeque se encuentra ubicada en el norte de la costa peruana, aproximadamente entre las coordenadas geográficas 5 28'36" y 7 14'37" de latitud Sur y 79 41'30" y 80 37'23" de longitud oeste del Meridiano de Greenwich,

específicamente, en el noroeste y este de la región Lambayeque; al lado izquierdo del río Lambayeque a una altura de 18 m.s.n. y a 11,4 Km. de la ciudad de Chiclayo.



*Figura 2.5: Provincia de Lambayeque*

Fuente: <http://www.lambayeque.net/> (2005).

#### *2.3.1.2.1 Datos generales.*

Su extensión es de 11,217.36 km<sup>2</sup> es la más extensa del departamento, posee el 67.63% de la superficie departamental, por decreto del Gobierno Militar, se le recortó 2849 km<sup>2</sup>, si se atiende a esa resolución su extensión sería de 8,368.36 km<sup>2</sup>.

Se divide en 12 distritos:

*Cuadro 2.2 Distritos de la provincia de Lambayeque*

LAMBAYEQUE	JAYANCA	MOTUPE	SALAS
CHOCHEPE	MOCHUMI	OLMOS	SAN JOSÉ
ILLIMO	MORROPE	PACORA	TUCUME

Fuente: Banco Central de Reserva Del Perú-sucursal Piura (2006).

Limita por el Noroeste con Piura y Morropón, por el norte con Huancabamba – Piura, por el sur con Chiclayo y Ferreñafe, por el este con Jaén y Ferreñafe, y por el oeste con Océano Pacífico.

#### *2.3.1.2.2 Clima.*

Estación muy marcada, el verano con poca presencia de lluvias, donde la temperatura se eleva hasta alcanzar los 34° C. el resto el año presenta un clima otoñal, con permanente viento y temperaturas que oscilan entre los 17° y 25° C. En general el Departamento presenta un clima benigno, con bajo porcentaje de humedad y con una media anual de 23° C.

#### 2.3.1.2.3 *Relieve.*

Su suelo tiene extensas planicies, de mayor dimensión que de las provincias de Chiclayo y Ferreñafe, la fertilidad de sus tierras es extraordinaria, sobre todo en Olmos, y Mórrope, pero de escasos recursos hídricos superficiales. Las planicies se ven interrumpidas por cerros rocosos no muy elevados. En Mórrope, se presenta una extensa depresión, que se aprecia en épocas de intensas lluvias como las de 1983 y 1984, por la formación de grandes lagunas de agua dulce. Sus valles principales con La Leche y Motupe., el de Olmos y Cascajal son pequeños.

#### 2.3.1.3 **FERREÑAFE.**

La provincia de Ferreñafe es una de las tres provincias que conforman el Departamento de Lambayeque, bajo la administración del Gobierno regional de Lambayeque, al noroeste del Perú. Limita por el norte y por el oeste con la provincia de Lambayeque; por el este con el Departamento de Cajamarca; y, por el sur con la provincia de Chiclayo.



*Figura 2.6 Provincia de Ferreñafe*

Fuente: <http://www.lambayeque.net/> (2005).

#### 2.3.1.3.1 *Datos generales.*

La extensión territorial de la Provincia de Ferreñafe es de 1.578.60 km<sup>2</sup> (11% de la superficie departamental) divididos en seis distritos:

- ✓ Ferreñafe
- ✓ Pueblo nuevo
- ✓ Kañaris
- ✓ Incahuasi
- ✓ Mesones Muro
- ✓ Pítipo

#### 2.3.1.3.2 *Limites.*

Los límites de Ferreñafe, teniendo en cuenta las Provincias y Distritos colindantes, son:

- Por el Norte: Distritos de Jayanca, Salas y Pacora (Lambayeque)
- Por el Sur: Distrito de Picsi, Tumán y Pátapo (Lambayeque)
- Por el Este: Distrito de Chongoyape (Lambayeque) y Dpto. de Cajamarca.
- Por el Oeste: Distritos de Pacora, Illimo, Túcume y Mochumí y Lambayeque (Lambayeque).

#### 2.3.1.3.3 *Altitud.*

Tomando como referencia el Distrito capital (Ferreñafe) la Provincia de Ferreñafe, se ubica a 67 m.s.n.m. En relación al punto geográfico más alto, este se localiza en el Distrito de Incahuasi, ubicado a 3,078 m.s.n.m., siendo además el punto más alto de la Región Lambayeque.

#### 2.3.1.3.4 *Regiones de la Provincia de Ferreñafe.*

La Provincia de Ferreñafe dentro del ámbito nacional, políticamente, es parte de la Región Lambayeque y geográficamente de acuerdo a la posición tradicionalista, es decir; por Regiones Naturales o simplista, se ubica en la Región Costa.

Por otro lado, hay que aclarar que de manera particular; la Provincia de Ferreñafe, cuenta con dos Regiones Naturales: Región Costa (Distritos de Ferreñafe, Pítipo, Pueblo Nuevo y Mesones Muro) y Región Andina (Distritos de Incahuasi y Cañaris). Con respecto a la tesis de Pulgar Vidal, es decir; "Las Ocho Regiones Naturales del Perú", (Para el Prof. Sifuentes Regiones Geográficas) esta Provincia sólo cuenta con cuatro: Costa, Yunga, Quechua y Suni.

#### 2.3.1.3.5 *El relieve.*

Los Distritos de Pueblo Nuevo, Ferreñafe, parte de Pítipo y Mesones Muro presentan relieve llano o plano, en los que alternan valles, pampas, interrumpidas por algunas estribaciones andinas o montañas de poca elevación.

Otra parte del espacio geográfico de Pítipo, pertenece a la Región Yunga y casi la totalidad de los Distritos de Incahuasi y Cañaris pertenece a la Región Quechua y la otra porción restante de terreno, a la Región Suni; observándose el terreno accidentado.

#### 2.3.1.3.6 *El Clima.*

Los Distritos de Ferreñafe, Pueblo Nuevo, Mesones Muro y gran parte de Pítipo, presentan un clima cálido-semi-tropical, propio de la Región Costa o Chala (que significa en runa simi (quechua), plantas de maíz que crecen muy juntas. En aymara, amontonamiento) con temperaturas entre los 18° al 24° C durante los meses de verano. Esta temperatura, ligeramente alta se debe a la influencia de la Corriente del Niño, de aguas cálidas.

Una mínima parte del Distrito de Pítipo y parte baja de Incahuasi, pertenece a la Región Yunga (En runa simi equivale a valle cálido; en aymara a mujer estéril), presentando un clima Templado-cálido. Durante los meses de verano hay lluvias regulares, su intensidad va aumentando con la altitud.

En la mayor parte de los Distritos de Incahuasi y Cañaris el clima es frío y seco o templado propio de la Región Quechua y suni (En runa simi significa lugar de altura, relacionado con el frío), durante el día, en los meses de invierno, el cielo es limpio y azulino. Durante la noche desciende considerablemente. A la sombra se siente mucho frío, mientras que en áreas expuestas al sol se siente calor. El aire es seco, es decir tiene poca humedad, la evaporación es intensa dando origen a masas de



nubes y por consiguiente dan lugar a las lluvias muy frecuentes y de relativa intensidad.

### **2.3.2 ANÁLISIS DE FACTORES PARA UBICACIÓN DE LA PLANTA.**

#### **2.3.2.1 MATERIA PRIMA.**

Un factor importante para disminuir los costos de transporte y almacenaje de materia prima, es el fácil acceso a la misma, es decir tener cercanía a los proveedores de dicha materia prima.

Las plantas procesadoras de arroz cáscara o también llamados molinos arroceros, son principales proveedores de materia prima, puesto que de ellos se obtiene la cascarilla de arroz necesaria para llevar a cabo el proceso. Se considera una ubicación estratégica con fácil acceso a estas zonas molieras.

#### **2.3.2.2 MERCADO.**

La proximidad a los principales mercados es una ventaja deseable que debe de obtenerse en la selección del lugar en que se ubicará el proyecto.

Se debe contar con vías de acceso terrestre para los vehículos, así mismo en caso de realizarse una exportación, se debe tener salida a los puertos ya sea del departamento de Piura o de la libertad.

#### **2.3.2.3 MANO DE OBRA.**

Tanto para la construcción y la operatividad continua de la planta se necesitará mano de obra calificada y no calificada, generalmente la mano de obra calificada no es procedente de la zona, pero en el caso de la mano de obra no calificada debe ser de zonas o distritos cercanos a la planta, se debe tener en cuenta el número de trabajadores y la disponibilidad de los mismos, así mismo de la legislación local y las costumbres sindicales.

#### **2.3.2.4 CONDICIONES SOCIOECONÓMICAS.**

Las provincias de Ferreñafe y de Lambayeque, como en sus distritos tienen una constante en su actividad y producción agrícola de arroz, maíz y otros cereales, que asegura la disponibilidad de materia prima constante.

Tanto como en clima característico de la zona y proyectos de irrigación ya a puertas en olmos, sobresalen las empresas agroindustriales procesadoras de productos frescos, refrigerados y en conserva que ya son pioneras en producción y exportación en el departamento de Lambayeque.

#### **2.3.2.5 ENERGÍA ELÉCTRICA.**

Un punto a tomar en cuenta es el costo de la energía eléctrica de la zona, lo cual ayudara a decidir no solo el lugar de ubicación sí no que además si es más factible comprar la energía eléctrica de alta tensión a la empresa que lo suministra o la instalación de una central eléctrica la cual permita generarla.

#### **2.3.2.6 SUMINISTRO DE AGUA.**

Una planta industrial necesita o consume agua a grandes volúmenes esencialmente para la producción de vapor que servirá como suministro de energía, como medio de enfriamiento o refrigeración, como agua de lavado, entre otros usos y necesidades. Las provincias seleccionadas en las zonas de posible ubicación de la planta cuentan con líneas municipales de abastecimiento de agua, pero además también se puede realizar perforaciones en el suelo que permita contar con un pozo tubular que abastezca del líquido vital.

#### **2.3.2.7 TRANSPORTE.**

Un costo a tener en cuenta es el de transporte no solo de materia prima, además de insumos y del producto terminado, por lo que esto influenciara la ubicación de la planta, la misma que debe contar con forma de transporta principales como son las vías terrestres: a través de una carretera central, y una marítima: salida o facilidad a un puerto.

#### **2.3.2.8 SERVICIO COMUNITARIO.**

La cercanía a centros médicos, mercados, centros de entretenimiento, centros policiales, etc. Es importante para cualquier necesidad o imprevisto que suscite dentro de nuestra planta.

**2.3.2.9 CLIMA.**

Un lugar con condiciones climáticas adversas aumentará los costes. Temperaturas anormalmente bajas requieren un aislamiento adicional y un calentamiento especial para que el equipo y las tuberías funcionen. En zonas sujetas a grandes vientos o terremotos son necesarias estructuras más resistentes.

**2.3.2.10 CONTAMINACIÓN.**

El nivel de contaminación de cada de las posibles ubicaciones de la planta se debe considerar, así como quema de basura, emisiones de gases contaminantes, contaminación de suelos y acuática por arrojo de basura, etc. Es importante para un buen ambiente de trabajo y además para la salud de las personas que operan en la planta. Se debe promover programas y cultura de protección ambiental.

**2.3.2.11 COMBUSTIBLE.**

Para el normal funcionamiento de algunos equipos y operatividad de la planta, esta debe estar próxima a una fuente de abastecimiento de hidrocarburos que cubran la demanda en cuanto a combustible de nuestra planta.

**2.3.2.12 EVACUACIÓN DE DESECHOS.**

Se debe realizar un análisis de impacto ambiental para la evacuación de líquidos que sean perjudiciales, así mismo de vapor y gases que resulten de la operación de nuestra planta, para minimizar el impacto de los mismos en el ambiente y de esta manera no perjudicar la zona donde se llevará a cabo las operaciones de la planta.

### 2.3.3 SELECCIÓN DEL LUGAR (TABLA DE DECISIONES)

*Tabla 2.7 Matriz de enfrentamiento de micro localización.*

FACTORES	MP	MD	SA	EL	CL	MO	T	CS	NC	SC	CB	ED	TOTAL	PONDERADO (%)
MP	0	1	1	1	1	0	1	1	1	0	1	1	9	16.07
MD	1	0	0	0	1	0	1	1	0	0	0	0	4	7.14
SA	1	0	0	1	1	0	0	1	0	0	0	1	5	8.93
EL	1	0	1	0	1	0	0	1	0	0	1	0	5	8.93
CL	1	1	1	1	0	0	1	0	1	0	0	0	6	10.71
MO	0	0	0	0	0	0	1	1	0	1	0	0	3	5.36
T	1	1	0	0	1	1	0	0	0	0	1	0	5	8.93
CS	1	1	1	1	0	1	0	0	1	0	0	0	6	10.71
NC	1	0	0	0	1	0	0	1	0	1	0	1	5	8.93
SC	0	0	0	0	0	1	0	0	1	0	0	0	2	3.57
CB	1	0	0	1	0	0	1	0	0	0	0	0	3	5.36
ED	1	0	1	0	0	0	0	0	1	0	0	0	3	5.36
<b>TOTAL</b>													<b>56</b>	<b>100</b>

Fuente: Elaborado por los autores (2016)

#### Leyenda:

MP: Materia prima

MD: Mercado

SA: Suministro de agua

EL: Energía eléctrica

CL: Clima

MO: Mano de obra

T: Transporte

CS: C. socioeconómicas

NC: Nivel de contaminación

SC: Servicios comunitarios

CB: Combustible

ED: Evacuación de desechos

*Tabla 2.8 Evaluación de los factores para la determinar la ubicación de la planta.*

FACTORES	VALOR PONDERABLE	VALOR ASIGNADO		
		CHICLAYO	LAMBAYEQUE	FERREÑAFE
Materia prima	9	7	9	6
Mercado	4	2	2	1
Suministro de agua	5	3	3	3
Energía eléctrica	5	3	5	2
Clima	6	4	5	4
Mano de obra	3	3	3	2
Transporte	5	3	5	3
C. socioeconómicas	6	5	3	3
Nivel de contaminación	5	2	3	4
Servicios comunitarios	2	2	2	1
Combustible	3	3	3	1
Evacuación de desechos	3	2	3	1
TOTAL		39	46	31

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

### **2.3.3.1 CONCLUSIÓN.**

Según el análisis de los factores para determinar la ubicación de la planta productora de bioetanol de segunda generación a partir de material lignocelulósico (cascarilla de arroz) llevado a cabo en las tablas 2.8 y 2.9 la mejor alternativa es en la provincia de Lambayeque, la cual cuenta con una zona donde se concentran la mayoría de plantas procesadoras de arroz mayor importancia y de gran demanda, la misma que tiene acceso inmediato a la carretera principal como es la panamericana norte.

### 2.3.4 MAPA GEOGRÁFICO.

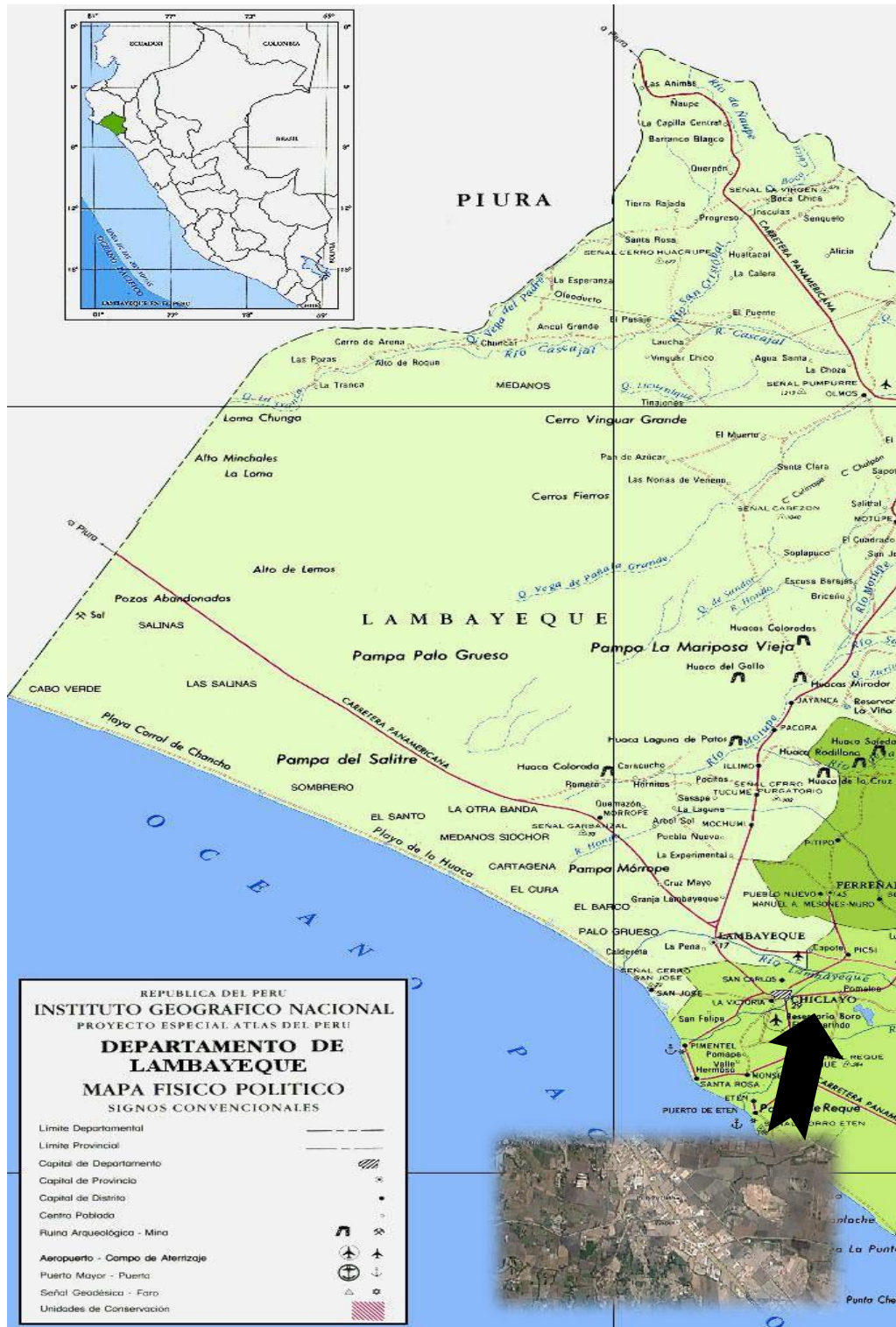


Figura 2.7: Zona geográfica seleccionada para ubicación de planta (Lambayeque).

Fuente : instituto geografico nacional (2008).

## **CAPÍTULO 3 : SELECCIÓN Y DISEÑO DEL PROCESO**

### **3.1 INTRODUCCIÓN**

El presente capítulo tiene por finalidad seleccionar el método más adecuado para la obtención de etanol de segunda generación. Para ello se ha investigado los procesos y pretratamientos más adecuados para nuestra materia prima como es la cascarilla de arroz, procesos que también se describen y se analizan tanto ventajas y desventajas para determinar su factibilidad en nuestro proyecto y obtener mayores beneficios en cuanto al rendimiento de la materia prima.

Una vez seleccionado el proceso más adecuado, se realizará una descripción detallada del mismo, con sus condiciones de operación, rendimiento total y parcial, propiedades termodinámicas y otros aspectos que permitirán conocer a profundidad la planta. Además, se presentan los respectivos cálculos de los balances de materia y energía representados en un software de computadora y esquematizados en el diagrama de bloques respectivo.

### 3.2 PROCESOS PARA LA OBTENCIÓN DE BIOETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN

En la producción de etanol a partir de material lignocelulósico, se describe básicamente en los procesos de pretratamiento, hidrólisis, fermentación y destilación. En el pretratamiento lo que se hace es alterar la estructura macroscópica y microscópica del material lignocelulósico, así como su composición química y estructural de esta manera, facilitar la rápida y eficiente hidrólisis de los carbohidratos a azúcares fermentables. La hidrólisis se refiere a los procesos que convierten los polisacáridos en azúcares monoméricos. Los azúcares fermentables obtenidos en el proceso de hidrólisis pueden ser fermentados en etanol por microorganismos productores de etanol, el cual puede ser producido naturalmente o genéticamente modificados. En la destilación se separa el etanol desde el mosto de fermentación, para obtener como destilado etanol en una concentración cercana a su punto azeotrópico (95,6% en peso) (Cardona y Sánchez, 2006)

Dentro de las posibilidades para el aprovechamiento de los materiales lignocelulósicos. La cascarilla de arroz está compuesta principalmente:

*Tabla 3.1: Composición promedio de la cascarilla de arroz.*

Componente	Promedio, % (bh)
<b>Celulosa</b>	31.5
<b>Hemicelulosa</b>	21.5
<b>Lignina</b>	16.5
<b>Cenizas</b>	16.3
<b>Agua</b>	13.0
<b>Impurezas, insolubles</b>	1.20

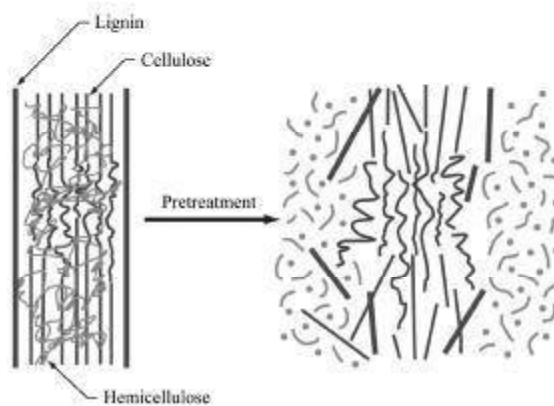
Fuente: Sánchez y colaboradores (2010).

En la tabla 2.1 se hace referencia de los principales componentes de la cascarilla de arroz, estudio que se tomó referencia a una fuente confiable. Si analizamos los datos, la cascarilla constituye un sustrato adecuado para la producción de azúcares, dada su accesibilidad en nuestra región y su bajo costo. Sin embargo, estas características se ven afectadas y limitadas por la fuerte asociación que existe en su estructura, es decir entre la celulosa, hemicelulosa y lignina. Es aquí donde se hace necesario un pre tratamiento, es decir un proceso que permita desintegrar esta matriz compleja y así mejorar la hidrólisis enzimática para la producción de azúcares especialmente glucosa.



### 3.2.1 PRETRATAMIENTO.

Debido a la complejidad estructural y química del material lignocelulósico, hacen que los azúcares necesarios para la fermentación se encuentren atrapadas dentro de la estructura de la reticulación de la lignocelulosa. Por lo tanto, el pretratamiento de la biomasa es siempre necesario para eliminar y/o modificar la matriz circundante de lignina y hemicelulosa antes de la hidrólisis enzimática de los polisacáridos (celulosa y hemicelulosa) en la biomasa (Zheng y colaboradores, 2009).



*Figura 3.1 Efecto del pretratamiento en el material lignocelulósico.*

Fuente. Zheng y colaboradores (2009).

Una técnica de pretratamiento ideal debería ser capaz de maximizar la recuperación de carbohidratos disponibles, tales como la celulosa y hemicelulosa, minimizando la degradación de los azúcares y la generación de posibles inhibidores (Zheng y colaboradores, 2009).

Es importante mencionar que el proceso de pretratamiento es la etapa donde se requiere mayor inversión en el proyecto, esto debido a su vital importancia para dar inicio a las condiciones de la materia prima en los procesos siguientes.

#### 3.2.1.1 PRETRATAMIENTO FÍSICO.

##### 3.2.1.1.1 Trituración mecánica.

Para tal objetivo la materia prima es sometida a reducción de partícula mediante molinos ya sean de martillos, de bolas o de varillas vibratorias entre los más comunes. El efecto que se busca es la transformación de la cristalinidad de la celulosa, disminuir el grado de polimerización, la reducción de la biomasa en partículas más

pequeñas, de esta manera aumentar la superficie específica de la biomasa, para su posterior hidrólisis enzimática (Yoshida y colaboradores, 2008).

En este caso de pretratamiento debe ser analizada su necesidad en nuestro proyecto, ya que además de ser un sistema que demanda no solo uso continuo de energía, sino también de capital, ya sea de instalación o de mantenimiento de sus accesorios. Cabe resaltar que esta operación no presenta cambios significativos en la composición o modificación en la estructura de la lignina, la cual es la principal barrera para el aprovechamiento de la celulosa y hemicelulosa, durante procesos posteriores.

#### 3.2.1.1.2 *Alta radiación de energía.*

Esta tecnología aplicada en este método, ha mostrado significativos cambios y mejora en la digestibilidad de la materia prima, en sus diferentes variantes como son  $\gamma$ -rayos, ultrasonido, haz de electrones, el campo eléctrico de impulsos, UV, y el calentamiento por microondas. Las ventajas que ofrecen son cambios en la estructura celulósica, como por ejemplo aumento de la superficie específica, disminución de los grados de polimerización, entre otros (Zheng y colaboradores, 2008).

Sin embargo, este método resulta ser muy lento, exceso de consumo de energía y recursos, lo que a escala comercial lo hace menos atractivo.

#### 3.2.1.1.3 *Pretratamientos térmicos.*

##### 3.2.1.1.3.1 *Pretratamiento con agua líquida a alta temperatura (LHW).*

La biomasa se somete a cocción con agua caliente a altas temperaturas y elevada presión para mantenerla en su estado líquido, por un tiempo determinado.

La bibliografía reporta que este pretratamiento LHW tiene el potencial para aumentar la digestibilidad de la biomasa, favorece la extracción de azúcares y la recuperación de pentosas, además de producir prehidrolizantes con poco o casi nula cantidad de inhibidores que puedan afectar el rendimiento en el proceso de fermentación de los azúcares (Allen y colaboradores, 2001).

El azúcar prehidrolizado enriquecido puede fermentar directamente a etanol, además se reportan datos en las referencias, de rendimiento de hemicelulosa de 80%, recuperación de xilosas de 91% y aumento de digestibilidad en fibra de maíz y

bagazo de caña sometidos a este pretratamiento. Este método utilizado en paja de trigo se obtiene una recuperación de derivados de hemicelulosa de 53% y en la hidrólisis enzimática un rendimiento de 96% (Laser y colaboradores, 2002).

Una de las principales ventajas de este método es que reduce o minimiza la neutralización de los flujos líquidos o químicos debido a que no se adiciona ácido durante la etapa de acondicionamiento.

#### 3.2.1.1.3.2 *Pretratamiento con explosión por vapor.*

Este es uno de los métodos más utilizados en la actualidad, es también denominado proceso de autohidrólisis, ya que solo utiliza vapor de agua. El agua posee ciertas propiedades ácidas a altas temperaturas, que catalizan la hidrólisis de la hemicelulosa. Por lo tanto, la degradación de los azúcares puede suceder durante la explosión de vapor debido a condiciones ácidas (Chandra y colaboradores, 2007).

La materia prima se somete a temperaturas de entre 160°C hasta 260°C, mediante inyección directa de vapor saturado, en intervalos de entre 1 a 10 minutos, de esta manera promoviendo la hidrólisis de la hemicelulosa. Seguidamente la materia prima es llevada a una rápida descompresión hasta la presión atmosférica (también llamada descompresión explosiva) (Cullis y colaboradores, 2004).

Este proceso al usar solo vapor de agua para el calentamiento de la biomasa, permite que en el reactor halla menor humedad, obteniendo así, azúcares más concentrados. Cabe resaltar que el uso de partículas pequeñas en el reactor no favorece la optimización en el rendimiento de este proceso ya que la rápida expansión térmica de la biomasa abre la estructura de partículas que conducen a la reducción del tamaño de las partículas y el aumento de volumen de poro (zheng y colaboradores 2009).

Como resultado se obtiene biomasa con alteraciones físicas (desagregación y ruptura de las fibras), y químicas (despolimerización y rotura de enlaces) y una celulosa más accesible a la hidrólisis enzimática y la transformación de la lignina. Las variables a controlar en este tipo de procedimiento son la temperatura, el tiempo de residencia, el tamaño de partícula, y la humedad.

Se reportan datos de digestibilidad enzimática de virutas de álamo pretratados que alcanzaron el 90%. (Grous, 1986). La principal desventaja que presenta este pretratamiento es el bajo rendimiento de azúcares derivados de la hemicelulosa,

frente al alto contenido de nuestra materia prima (21.5% de hemicelulosa), hace de esta opción un punto a tomar en cuenta y analizar su factibilidad.

### **3.2.1.2 PRETRATAMIENTO FÍSICO-QUÍMICO.**

#### **3.2.1.2.1      *Proceso de explosión de fibra con amoníaco (AFEX).***

Este proceso está basado en el pre tratamiento de explosión con vapor, en el AFEX la biomasa está expuesta a amoníaco líquido caliente y elevada temperatura, continuación se libera rápidamente la presión. Lo que hace es que la digestibilidad de la biomasa aumente, ya que deslignifica, solubiliza la hemicelulosa y elimina la cristalinidad de la celulosa, pero no elimina considerablemente en forma de ácido a la hemicelulosa (Mosier, 2005).

El pretratamiento con amoníaco se realiza con cargas de amoníaco en torno a 1:1 (amoníaco Kg/Kg peso biomasa seca) a temperaturas que van desde la temperatura ambiente con lo que el proceso puede durar de 10 a 60 días, a temperaturas de hasta 120 °C, con una duración de solo minutos. También se da un aumento de 6 veces la hidrólisis enzimática y un rendimiento de 2,5 veces el rendimiento a etanol después de este pretratamiento (Sánchez y colaboradores, 2010)

Entre las principales ventajas se obtiene que la producción de inhibidores es casi nula, por lo que no se tendría que someter a un lavado posterior con agua y que no es necesaria la reducción del tamaño de partícula durante el acondicionamiento de la materia prima.

AFEX ha sido aplicado a diversos materiales lignocelulósicos, incluida la paja de arroz, residuos sólidos municipales, periódico, pulpa de remolacha, bagazo de caña de azúcar, panca de maíz, virutas de alamo, cultivos herbáceos y residuos agrícolas, etc .Sin embargo, la AFEX funciona sólo moderadamente y no es atractiva para la biomasa con alto contenido de lignina, es decir con contenidos de entre 18%-30% de contenido de lignina, ya que según la bibliografía se reporta rendimientos de 40% y menores de 50%. (BiofuelsDiges, 2008).

Se debe tener en cuenta además que el amoníaco debe reciclarse después del pretratamiento AFEX en base a las consideraciones de costo el amoníaco y la protección del medio ambiente.

#### **3.2.1.2.2      *Explosión por vapor con catalizador.***

Este método es una variante del proceso de pretratamiento de explosión de vapor debido a su modo de acción, excepto que algunas sustancias ácidas (gases y líquidos), incluyendo principalmente SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, ácido oxálico, etc. se utilizan como catalizadores para impregnar la biomasa antes de la explosión de vapor. Es reconocida como uno de los más rentables en el método de pretratamiento ya que ha sido llevada ya en varios proyectos a escala piloto, sobre todo con catalizadores como SO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Se lleva a cabo con alta presión y altas temperaturas de hasta 200 °C, con una duración de varios minutos. Este pretratamiento produce líquidos que pueden ser ácidos, estos ácidos hidrolizan especialmente la hemicelulosa.

A comparación de método de explosión por vapor que no lleva catalizador, este realiza una extracción más completa de la hemicelulosa, lo cual se refleja en la mayor digestibilidad enzimática de la biomasa y produciendo menores compuestos inhibitorios (Zheng y colaboradores, 2009).

Sin embargo, tanto el SO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> son altamente tóxicos y pueden representar un riesgo en la seguridad durante la operación, así mismo la liberación de calor y el impacto ambiental son puntos a considerar. Al mismo tiempo, la explosión de vapor catalizado también genera algunos inhibidores derivados de la degradación de los hidratos de carbono. Ciertas estrategias de desintoxicación podrían ser necesaria los inhibidores son perjudiciales para los procesos posteriores.

### **3.2.1.3 PRETRATAMIENTO QUÍMICO.**

#### **3.2.1.3.1      *Pretratamiento ácido.***

Este proceso deriva de la hidrólisis ácida, este proceso químico emplea catalizadores ácidos para transformar las cadenas de polisacáridos que forman la biomasa (hemicelulosa y celulosa) en sus monómeros elementales. Este tipo de hidrólisis utiliza diferentes clases de ácidos: sulfuroso, clorhídrico, sulfúrico, fosfórico, nítrico y fórmico. Siendo solamente usados a nivel industrial los ácidos clorhídrico y sulfúrico (Galbe y Zacchi, 2002).

Los métodos industriales de hidrólisis ácida se agrupan en dos tipos: en lo que se utilizan ácidos concentrados y otro en que se usan ácidos ya diluidos.

Los ácidos concentrados (10-30%), trabajan a bajas temperaturas (170-190°C) y mayor tiempo de residencia, ha sido aplicado inicialmente a extraer hemicelulosa en combinación con la hidrólisis de la celulosa en glucosa o antes de diluir hidrólisis ácida de la celulosa (Liu y Wyman, 2003).

Aunque es potente y eficaz para la hidrólisis de la celulosa, el ácido concentrado es tóxico, corrosivo y peligroso y requiere reactores que necesita costosos materiales de construcción resistentes a la corrosión. Además, el ácido concentrado debe ser recuperado y reciclado después de hidrólisis para representar el proceso económicamente viable

Los ácidos diluidos (1-5%), a temperaturas más altas (160-240°C), y tiempo de reacción de 6-12 segundos. Este método actúa solubilizando la hemicelulosa, mientras que la celulosa y lignina permanecen intactas para que la digestibilidad enzimática se realice (Cullis y colaboradores, 2004).

En pruebas según bibliografía con ácido sulfúrico diluido, la xilosa se mostró con rendimientos del 80% - 90% del valor teórico. Este pretratamiento es el que ha sido ampliamente estudiado, utilizando ácido sulfúrico diluido, debido a que representa menor costo y es más eficaz. Ha sido aplicada a materias primas como madera blanda, madera, cultivos herbáceos, residuos agrícolas, el papel usado y residuos sólidos municipales (BiofuelsDiges, 2008).

Para el uso de ácido sulfúrico diluido tenemos que tener en cuenta algunos aspectos, lo primero a tener en cuenta es la corrosión, lo que demanda mayor inversión en los materiales de construcción para los equipos. Los ácidos pre hidrolizados deben ser neutralizados antes de proceder a la fermentación de los azúcares, lo que conlleva al diseño de un sistema de eliminación de sales de neutralización. Una característica importante de este proceso es la formación de productos de degradación y liberación de los inhibidores de la fermentación de la biomasa natural. Se debe mencionar que como acondicionamiento de la materia prima es necesaria la reducción de tamaño de partícula.

#### 3.2.1.3.2 *Pretratamiento alcalino.*

Este proceso es básicamente un proceso de deslignificación, en la que una cantidad significativa de hemicelulosa es disuelta, para lo cual emplea diversas bases, incluyendo el hidróxido de sodio, el hidróxido de calcio, hidróxido de potasio, amoníaco acuoso, hidróxido de amonio, hidróxido de sodio y en combinación con peróxido de hidrógeno u otros. Donde se sumerge el material lignocelulósico, produciendo un hinchamiento de la biomasa disminuyendo su cristalinidad, aumento de la superficie interna, la desorganización de la estructura de la lignina, y la separación de los vínculos estructurales entre la lignina y carbohidratos, teniendo

lugar reacciones como solvatación y saponificación, lo que la hace más accesible para enzimas y bacterias (Sánchez y colaboradores, 2010).

La eficacia del pretratamiento alcalino varía, dependiendo del sustrato y las condiciones del tratamiento. En general, pretratamiento alcalino es más eficaz en los cultivos herbáceos, madera y residuos agrícolas con bajo contenido de lignina. Los datos bibliográficos reportan la digestibilidad de la madera tratada con NaOH aumentó de 14% a 55% con la disminución del contenido de lignina del 24%-55% a 20%. Además, que al diluir el NaOH en una etapa previa, pretratando el rastrojo de maíz se obtuvo una eliminación de lignina hasta 87,5 % a 55 °C durante cuatro semanas con aireación. El uso de cal en el pretratamiento a condiciones ambientales durante 192 horas, mejoran la digestibilidad enzimática del bagazo de caña de 20% a 72 %. Para el pretratamiento de paja de arroz se ha utilizado experimentalmente productos químicos como hidróxido de sodio, el hidróxido de calcio, hidróxido de potasio, durante 24 horas a 25°C, se reporta que el hidróxido de sodio ( 6 % de carga química, g / g paja de arroz seco) es el producto químico alcalino que obtuvo mejores resultados, logrando 85 % de aumento del rendimiento de la glucosa mediante hidrólisis enzimática. El amoníaco acuoso es también una forma común de pretratamiento químico alcalino (Kim y Holtzapple, 2006).

En comparación con otras tecnologías el pretratamiento alcalino, usualmente trabaja a bajas temperaturas y presiones, incluso en condiciones ambientales. Sin embargo, el tiempo de pretratamiento se registra en términos de horas o días que son mucho más largas que otros procesos de pretratamiento.

Una desventaja significativa de pretratamiento alcalino es la conversión de álcali en sales irre recuperables, debido a la incorporación de estas sales en la biomasa durante las reacciones de pretratamiento, de modo que el tratamiento de una gran cantidad de las sales se hace muy complicada y costosa.

Es importante resaltar que las disoluciones de álcalis fuertes dan lugar a hidrólisis alcalina, degradación y descomposición de polisacáridos y rompimiento de radicales finales. La pérdida de polisacáridos es causada principalmente por el rompimiento de radicales finales y reacciones hidrolíticas.

#### 3.2.1.3.3 *Oxidación húmeda.*

Un pretratamiento oxidativo consiste en la adición de un compuesto oxidante, como el peróxido de hidrógeno o ácido per acético a la biomasa, que está sumergida en el

agua. Durante el pretratamiento oxidativo puede tener lugar reacciones como sustitución electrofílica, el desplazamiento de cadenas laterales, rompimientos de vínculos de alquil, aril, éter o de núcleos aromáticos (Hon y Shiraishi, 2001).

#### 3.2.1.3.4 *Tratamiento con ozono.*

El ozono es un proceso donde la degradación se limita esencialmente a la lignina y hemicelulosa, pero que la celulosa es ligeramente afectada. La tasa de hidrólisis enzimática aumentó hasta un 60% de la extracción de lignina de la paja de trigo y en aserrín de álamo aumentó del 0% al 57% el porcentaje de lignina. Pretratamiento Ozonólisis tiene ventajas como la eliminación eficaz de la lignina; no produce residuos tóxicos para los procesos posteriores y las reacciones se realizan a temperatura ambiente y presión. Sin embargo, una gran cantidad de ozono es necesaria, haciendo el proceso costoso y poco rentable (Ye Sun y Jiayang, 2002).

#### 3.2.1.3.5 *Tratamiento con solventes orgánicos (organosolv).*

Este tratamiento ofrece una mejora en el tratamiento adecuado para la hidrólisis enzimática de la celulosa, mediante solventes para remover la lignina. Lignina (Pan y colaboradores, 2006).

En el proceso, un compuesto orgánico o acuoso se mezcla con un ácido inorgánico (HCl o  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ), este se utiliza para romper el interior de la lignina y puentes de hemicelulosa. Los disolventes orgánicos utilizados en el proceso incluyen metanol, etanol, acetona, etilenglicol, el trietilenglicol, alcohol, glicerol, fenol acuoso, n-butanol acuoso. Por razones económicas, el uso de alcoholes con bajo peso molecular como el etanol y el metanol son los más rentables (Taherzadeh y Karimi, 2008).

Esta mezcla se calienta para disolver la lignina y parte de la hemicelulosa y dejando así una torta reactiva de celulosa. Además, a veces se añade un catalizador para reducir la temperatura de funcionamiento o para mejorar el proceso de deslignificación. La mayoría de estos procesos producen resultados similares. La deslignificación de materiales lignocelulósicos se ha sabido que se producen en un gran número de sistemas de disolventes orgánicos o acuoso-orgánicos con o sin catalizadores añadidos a temperaturas de entre 150-200 ° C (Zheng y colaboradores, 2009).

Se encontró en la bibliografía, que cuando la temperatura de operación es superior a 185°C, la adición de catalizador no es necesaria ya que no presenta mejoras para



una deslignificación satisfactoria. Los disolventes orgánicos son costosos y su uso requiere de equipos de alta presión debido a su alta volatilidad. Los disolventes utilizados en el proceso necesitan ser drenados del reactor, evaporados, condensados y reciclada para reducir los costos de operación. La extracción de disolventes de la biomasa pretratada es necesaria porque los disolventes residuales pueden ser inhibidores de hidrólisis enzimática y posterior fermentación.

#### 3.2.1.3.6 *PH controlado para agua líquida a altas temperaturas.*

Como se trató en el apartado de pretratamientos físicos, el método LHW, el valor de pH en el contenido en el reactor en ocasiones puede caer por debajo de 4 lo que conduce a la formación de inhibidores debido a la degradación de los hidratos de carbono. A fin de controlar el valor del pH del agua caliente líquido entre 5 y 7, algunas bases como KOH suelen agregarse en LHW proceso de pretratamiento no como catalizador, su función es la de mantener el valor de pH en el pretratamiento alcalino. En este método de pretratamiento, la base difiere en función de los productos químicos añadidos como catalizadores en métodos de pretratamiento químico, ya que su función es de mantener constante el valor del pH por encima de 5 y por debajo de 7, a fin de minimizar la hidrólisis a monosacáridos (Zheng y colaboradores, 2009). Se reporta datos que usando esta modificación en el pretratamiento a materiales lignocelulósicos a 160°C y un valor pH por encima de 4.0 se encontró que el 50% de la fibra fue disuelto en 20 min. El pretratamiento también permitió la posterior hidrólisis enzimática completa del resto de los polisacáridos en monosacáridos. Se reporta además que este pretratamiento logra un rendimiento óptimo a condiciones de 190°C y 15 min de operación, en el cual el 90% de la celulosa se hidroliza a glucosa por 15FPU celulasa/g-glucano. Tanto la xilosa y glucosa en esto sin diluir hidrolizante, mostraron ser fermentado por levadura recombinante 424A (LNH-ST, *Saccharomyces cerevisiae*) en etanol al 88% de rendimiento teórico (Mosier y colaboradores, 2005).

#### 3.2.1.3.7 *Pretratamiento con líquidos iónicos.*

Esta técnica ha recibido especial atención en los últimos años, ya que se muestra como una alternativa que no tiene impacto mayor con el medio ambiente. Se puede disolver cantidades considerables de celulosa en condiciones moderadas y la

posibilidad de recuperar casi el 100% de los líquidos iónicos a su pureza inicial (Heinze y colaboradores, 2005).

Como disolventes de celulosa, los líquidos iónicos poseen varias ventajas sobre disolventes orgánicos volátiles regulares de biodegradabilidad, baja toxicidad, una amplia selección de combinaciones de cationes y aniones, baja hidrofobicidad, baja viscosidad, estabilidad electroquímica mejorada, estabilidad térmica, altas tasas de reacción, baja volatilidad posiblemente con el mínimo impacto ambiental, propiedad y no inflamable (Feng y Chen, 2008).

El mecanismo de disolución de la celulosa en líquidos iónicos, implica la interacción de la celulosa-OH y líquidos iónicos, los enlaces de hidrógeno se rompen, resultando en la apertura de los enlaces de hidrógeno entre cadenas moleculares de la celulosa. La interacción finalmente, resulta en la disolución de la celulosa. Solubilizada la celulosa pueden ser recuperados por la rápida precipitación con algunos anti-solventes tales como agua, etanol, metanol o acetona.

Aplicación de líquidos iónicos ha abierto nuevos caminos para la utilización eficiente de los materiales lignocelulósicos tales como la biomasa y fraccionamiento de pretratamiento. Sin embargo, aún quedan algunos desafíos para el aprovechamiento y mejor eficiencia de este método, tales como el elevado costo de los líquidos iónicos, exigencia de regeneración, la falta de datos toxicológicos y de conocimientos básicos acerca de las características físico-químicas, el modo de acción de hemicelulosa y/o contenido de lignina de los materiales lignocelulósicos y generación inhibidores de los mismos (Zhu, 2008).

#### **3.2.1.4 PRETRATAMIENTO BIOLÓGICO.**

Pretratamiento biológico emplea microorganismos degradantes, incluido el blanco, marrón, hongos y bacterias para modificar la composición química y/o la estructura de la biomasa lignocelulósica degradando la lignina y hemicelulosa, haciendo del material lignocelulósico más susceptible a la digestión enzimática, para este fin generalmente es necesario hacer primero un tratamiento con hongos y posteriormente con enzimas (Kurakake y colaboradores, 2007; Singh y colaboradores, 2008).

##### **3.2.1.4.1 Tratamiento con hongos.**

Utiliza microorganismos como hongos de podredumbre marrón, blanco y suave se usa para degradar lignina y hemicelulosa en los materiales de desecho. La podredumbre marrón ataca la celulosa, mientras que la podredumbre blanca y suave ataca tanto la celulosa como la lignina. Hongos de pudrición blanca (basidiomicetos) son los más eficaces para el pretratamiento biológico de materiales lignocelulósicos (Zheng y colaboradores, 2009).

#### *3.2.1.4.2 Tratamiento con bio-solventes orgánicos.*

Emplea solventes orgánicos y hongos, el primero para permitir la acción de hidrólisis en la hemicelulosa y el segundo para la descomposición de la red de lignina. Se han realizado estudios con etanol como solvente y podredumbre blanca para la degradación de lignina en madera, los hongos usados fueron *Ceriporiopsis subvermispora*, *Dichomitus squalens*, *Pleurotus ostreatus*, y *Coriolus versicolor*. El pretratamiento biológico puede ahorrar el 15% de la electricidad necesaria en la etanolisis, el etanol puede ser reutilizado y es amigable con el medio ambiente (Itoh y colaboradores, 2003).

### **3.2.2 HIDRÓLISIS.**

Posterior a la etapa de pretratamiento, el material lignocelulósico es hidrolizado con la finalidad de romper la estructura de los dos polímeros principales, la celulosa y la hemicelulosa, de esta manera obtener azúcares convertibles en bioetanol, esto se da mediante la combinación de procesos de despolimerización y sacarificación, para lo cual es necesario utilizar catalizadores que generalmente pueden ser ácidos o enzimas.

#### **3.2.2.1 HIDRÓLISIS ÁCIDA**

Este tipo de hidrólisis puede realizarse empleando diferentes clases de ácidos: sulfurosos, clorhídrico, sulfúrico, fosfórico, nítrico y fórmico. Sin embargo, sólo los ácidos clorhídricos y sulfúricos han sido empleados a escala industrial, dividiéndose en dos grupos, ácidos concentrados y los que utilizan ácidos diluidos (Galbe y Zacchi, 2002).

Amos principios fueron ya analizados en el apartado de pretratamientos, teniendo el mismo objetivo.

La Hidrólisis con ácidos concentrados operan a baja temperatura, pudiendo obtenerse altos rendimientos de hidrólisis (superiores al 90% de la glucosa potencial). Sin embargo, la gran cantidad de ácido empleado es costoso, esto sumado a que se debe diseñar etapas tanto para la recuperación del ácido y una etapa de neutralización previa a la fermentación. Es imprescindible tomar en cuenta los efectos corrosivos de los ácidos concentrados que obliga a altas inversiones en los equipamientos (Keller, 1996).

La Hidrólisis con ácidos diluidos, tienen un empleo bajo de ácidos, por contrario tienen un requerimiento de temperatura elevado para obtener rendimientos aceptables de conversión de celulosa a glucosa, este proceso se lleva a cabo en tiempos de residencia cortos a una temperatura de 240 °C, una concentración de ácido de 1 % (p/v) y un tiempo de reacción de 6-12 segundos. Aun así, bajo estas condiciones los mejores rendimientos alcanzados están en torno al 60% del rendimiento teórico (Wyman, 1996).

Con objeto de disminuir la degradación de los azúcares originados en la hidrólisis, se puede utilizar un proceso en dos etapas. En la primera etapa y bajo condiciones más suaves, se produce la hidrólisis de la hemicelulosa, que por su estructura resulta más fácilmente hidrolizable. Esto permite que, durante la segunda etapa, y bajo unas condiciones más severas, se produzca la hidrólisis de la celulosa, evitándose la degradación de los azúcares hemicelulósicos producidos en la primera etapa. Mediante los procesos en dos etapas es posible conseguir hasta un 98% de recuperación de los azúcares hemicelulósicos. Sin embargo, los rendimientos en glucosa no superan el 50% (Nguyen y col., 1999).

Las altas temperaturas que se requieren para la hidrólisis de la celulosa hacen que se originen productos de degradación de los azúcares, que además de disminuir el rendimiento del proceso, pueden afectar a la posterior etapa de fermentación.

### **3.2.2.2 HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA.**

La hidrólisis enzimática de celulosa a glucosa es llevada a cabo por un grupo de enzimas llamadas celulasas que son en realidad, una mezcla de distintas actividades enzimáticas cuya acción conjunta produce la degradación de la celulosa. La hidrólisis se realiza bajo condiciones moderadas (pH 4.5-5.0 y temperatura de 40-50°C). Por lo tanto, se puede esperar bajos problemas de corrosión, bajo consumo de energía,

utilidad y baja toxicidad de los hidrolizados como las principales ventajas de este proceso (Oliva, 2003).

Las plantas superiores, algunos invertebrados y principalmente microorganismos (hongos y bacterias) son productores de este tipo de enzimas. Las celulasas de origen fúngico, principalmente de los géneros *Trichoderma*, *Phanerochaete* y *Fusarium*, han sido las más estudiadas por la capacidad de estos microorganismos de producirlas en grandes cantidades y de forma extracelular, facilitando su separación en los medios de cultivo (Oliva, 2003).

El complejo celulolítico de hongos está formado por distintos componentes que actúan sinérgicamente. Este sistema enzimático tiene tres tipos diferentes de actividad cuya denominación y mecanismo de acción se describen:

Endo- $\beta$ -glucanasas

$\beta$ - (1,4)-glucanglucanohidrolasa

Exo- $\beta$ -glucanasas.

a.  $\beta$ -(1,4)-glucancelobiohidrolasas

Celobiohidrolasa (CBH)

b.  $\beta$ -(1,4)-glucanglucanohidrolasas

Glucohidrolasa (GGH)

$\beta$ - glucosidasa

La endoglucanasa actúa al azar en el interior del polímero, hidrolizando enlaces  $\beta$ -(1,4) y generando nuevos finales de cadena no reductores. Puede actuar sobre celodextrinas y derivados sustituidos como carboximetilcelulosa (CMC) e hidroximetilcelulosa (HMC), así como celulosa amorfa, pero no actúa ni sobre celulosa cristalina ni sobre celobiosa. Supone, aproximadamente un 20% del total de proteínas del complejo.

La celobiohidrolasa actúa sobre los extremos no reductores de la cadena generados por la endoglucanasa, liberando moléculas de celobiosa. Este enzima tiene actividad sobre celulosa cristalina y amorfa, y sobre celodextrinas, pero no actúa sobre derivados sustituidos ni sobre celobiosa. Este enzima constituye del 50-80% del complejo celulolítico.

La glucohidrolasa se encuentra en pequeña proporción y actúa sobre los extremos no reductores liberando unidades de glucosa. Tiene actividad sobre celulosa amorfa, celo-oligosacáridos y CMC.

La  $\beta$ -glucosidasa hidroliza celobiosa y oligosacáridos de pequeño tamaño, y es absolutamente necesaria para evitar la fuerte inhibición que sobre las endo y exoglucanasas produciría la celobiosa si se acumulara en el medio de reacción (Oliva, 2003).

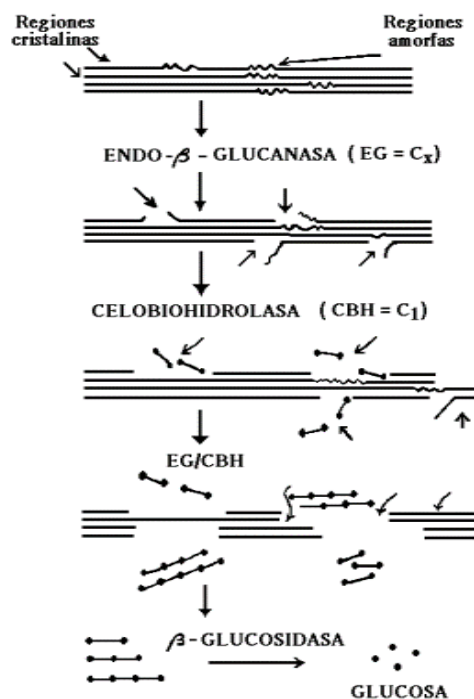


Figura 3.2: Mecanismo de acción de las celulasas.

Fuente: Oliva (2003).

### 3.2.3 DETOXIFICACIÓN-NEUTRALIZACIÓN.

En esta etapa se realiza la eliminación de inhibidores específicos antes de la fermentación de los hidrolizados, que pudieron formarse durante el sometimiento de la materia prima al pre-tratamiento y la hidrólisis, y que resultan tóxicas e inhibitorias en la fermentación.

Distintos tipos de compuestos inhibidores pueden llegar a formarse, los más reconocidos son el furfural formado a partir de la degradación de las pentosas (xilosa

y arabinosa) y el hidroximetil furfural (HMF), formado como consecuencia de la degradación de las hexosas (glucosa, manosa y galactosa) (Oliva, 2003).

Dichas sustancias suelen formarse debido a las altas temperaturas y condiciones ácidas en las que se desarrollan las anteriores etapas.

### 3.2.3.1 EFECTOS DE COMPUESTOS TÓXICOS

*Cuadro 3.1 Efectos negativos de los compuestos tóxicos conforme a su clasificación.*

Clasificación	Efectos	Observaciones
Furfural e hidroximetilfurfural (HMF)	Reducción de la tasa específica de crecimiento.	Los efectos producidos por el HMF son menores que el furfural, pero son los mismos. El furfural inhibe el alcohol deshidrogenasa, induciendo la formación de acetaldehído. En anaerobiosis el furfural se degrada a alcohol furfurílico y furoico. (Oliva, 2003).
	Disminución de la productividad volumétrica y específica de etanol.	
	Disminución de la producción de biomasa.	
	Producen daños en la membrana plasmática celular.	
Ácidos alifáticos	Inhiben la acción de enzimas.	El mecanismo de inhibición de estos es aún confuso. Existen teorías tales como: Del acoplamiento acumulación intracelular de aniones (Oliva, 2003).
	Descenso del rendimiento en etanol.	
	Disminución de la producción de biomasa.	
	Reducción de la tasa específica de crecimiento.	
Compuestos fenólicos.	Muerte celular.	Son los más tóxicos para los microorganismos. Su efecto inhibitorio es aún desconocido; al parecer afecta la célula alterando su especificidad. Se cree que actúan de manera similar que los alifáticos (Oliva, 2003).
	Daño en la membrana plasmática celular.	
	Descenso del rendimiento en etanol.	
	Disminución de la producción de biomasa.	
Combinación de varios compuestos tóxicos	Reducción de la tasa específica de crecimiento.	Estos efectos se conocen como "efecto sinérgico", ya que el efecto combinado de estos compuestos en conjunto es más alto que el ocasionado por cada uno de manera individual (Mussatto y Roberto, 2004).
	Muerte celular.	
	Furfural y ácido acético:	
	Descenso de la tasa de crecimiento	
	Disminución del rendimiento de biomasa.	
	Descenso del rendimiento en etanol.	
	Furfural, ácido acético y derivados de lignina.	
	Descenso del rendimiento en etanol.	
	Descenso de la tasa de crecimiento	
	Disminución del rendimiento de biomasa.	

Fuente: Sánchez y colaboradores (2010).

### **3.2.3.2 MÉTODOS DE DETOXIFICACIÓN.**

Son variadas las opciones de detoxificación, las mismas están clasificadas según el tipo de sustancias y acciones que las constituyen, se agrupan en físicas, químicas y biológicas.

#### **3.2.3.2.1 Métodos biológicos.**

Este método involucra el uso de enzimas y microorganismos específicos (obtenido a partir del hongo *Trametes ligninolítica* versi) que actúan sobre los compuestos tóxicos cambiando su composición.

Para el caso de la detoxificación con enzimas se encuentran principalmente el uso de peroxidasas y lacasas. Las primeras, transforman primordialmente fenoles y aminas aromáticas; estas son de gran efectividad e incluyen enzimas tales como horseradish peroxidasa (HP), lignin peroxidasa (LiP), manganeso peroxidasa (MnP), entre otras; y son producidas por distintos microorganismos en especial de tipo fúngico (Hamid y Rehman, 2009). En cuanto a las Lacasas, son conocidas bajo el término Sistemas Mediadores de Lacasas (LMS), ya que reúne un complejo enzimático conformado por distintas enzimas. Son muchas las fuentes ó microorganismos productores de lacasas un completo listado de ellos lo presenta Rodríguez y Toca (2006).

En cuanto a los microorganismos empleados para detoxificación se encuentran tanto de tipo bacteriano como fúngico. Para el caso de los fúngicos existen investigaciones como Nichols et al. (2008), donde emplean una cepa aislada de *Coniochaeta ligniaria* NRRL30616, para tratar los inhibidores presentes en un hidrolizado de maíz después de pre-tratamiento ácido-diluido. En el caso del uso de bacterias, está Okuda et al. (2008), en el cual utilizan una cepa de *Ureibacillus thermosphaericus*, para detoxificar hidrólizado de madera pre-tratado con ácido diluido (Sánchez, 2010).

#### **3.2.3.2.2 Métodos físicos y químicos.**

Se describe cada uno de estos métodos de detoxificación:



Cuadro 3.2 Métodos físicos y químicos para detoxificación

MÉTODO	DESCRIPCIÓN	COMPONENTES QUE DEGRADA	MICROORGANISMO QUE FAVORECE	EJEMPLO	FUENTE
Tratamientos con hidróxidos	Emplea hidróxidos de cualquier tipo. Forma precipitados con sales de calcio, los cuáles son retirados antes de la fermentación. El pH de trabajo es igual a 10	Furfural, HMF, ácido acético. En baja proporción los azúcares fermentables.	E. colli, Z.mobilis, P. stipitis, S. cereviceae.	(Purwadi <i>et al.</i> , 2004)	(Oliva, 2003) (Sánchez y Cardona, 2008)
Overliming	Ca(OH) <sub>2</sub> , pH = 9–10,5, luego el pH es ajustado a 5,5–6,5 con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ó HCl.	Ácido acético, furfural y compuestos fenólicos.	S. cereviceae recombinante y E. colli recombinante.	(Saha <i>et al.</i> , 2005); (Hodge <i>et al.</i> , 2009); (Cantarella <i>et al.</i> , 2004)	
Evaporación	Debe realizarse a pH bajo. Es poco efectivo	Furfural, ácido acético y ácido fórmico. No elimina HMF, ácido levulínico y compuestos fenólicos.	S. cereviceae; P. stipitis		(Oliva, 2003) (Sánchez y Cardona, 2008)
Carbón activo	Su efectividad depende el tipo de material a tratar.	Algunos compuestos orgánicos e iones de metales.	S. cereviceae.	(Hodge <i>et al.</i> , 2009)	(Oliva, 2003) (Sánchez y Cardona, 2008)
Carbón vegetal	Obtenido a partir de madera de abeto a 600°C.	Furfural, HMF y derivados fenólicos.	S. cereviceae.	(Miyafuji <i>et al.</i> , 2003)	(Oliva, 2003)
Resinas de intercambio iónico	Se emplean tanto catiónicas como aniónicas (mejores a pH 10). Tienen alto costo.	Principalmente fenoles, seguido de furanos y ácidos alifáticos. Afectan los azúcares.	Z. mobilis, recombinante y S. cereviceae.	(Palmqvist y Hahn-hägerdal, 2000a)	(Oliva, 2003) (Sánchez y Cardona, 2008)
Lignina Residual (Björklund y col., 2002)	La lignina actúa como absorbente en una extracción en fase sólida por sus propiedades hidrofóbicas.				(Oliva, 2003)
Utilización de zeolitas	Son minerales naturales ó sintéticos, de estructura tridimensional. Poseen alto intercambio iónico, notable superficie específica y lugares activos que permiten actividad catalítica.	Metales tóxicos: cromo, cobalto, níquel.		(Sivaraman <i>et al.</i> , 1994)	(Oliva, 2003)

Oxidación avanzada	Se basa en la generación de radicales hidroxilo. Reacción de Fenton. Emplean: O <sub>3</sub> , O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /UV (en ausencia y presencia de catalizadores TiO <sub>2</sub> o ZnO).	Todo tipo de compuestos orgánicos (en especial el método con radicales libres OH)		Este método no ha sido aplicado en hidrolizados, pero ha sido de gran utilidad en aguas residuales.	(Herrera y Cifuentes, s.f.); (Oliva, 2003)
Extracción	Solventes Orgánicos (dietil éter, etil acetato, 3:1 Fase orgánica: Tasa fase acuosa volumétrica	Ácido acético, furfural, vanilina, ácido hidroxibenzoico, y compuestos fenólicos de bajo peso molecular. Remoción de furanos	S. cerevisiae; P. stipitis	(Cantarella <i>et al.</i> , 2004)	(Sánchez y Cardona, 2008)
Nanofiltración	Emplea membranas (NF ó NK), operadas bajo presión y retenien en solutos de bajo peso molecular (1000 daltons).	Ácido acético	P. stipitis	(Wenga <i>et al.</i> , 2009)	(Wenga <i>et al.</i> , 2009)
Electrodiálisis	Es un proceso químico que emplea membranas cargadas eléctricamente y con diferencia potencial eléctrica, para separar soluciones y componentes no cargados. Se emplean 20V de electricidad, y un flujo y concentración de compartimentos de 50L/h.	Ácido acético; recuperación de ácido empleado en pre-tratamiento.	Pachysolen tannophilus	(Cheng <i>et al.</i> , 2008)	(Cheng <i>et al.</i> , 2008)

Fuente: Sánchez y colaboradores (2010).

Cuadro 3.3 Métodos de detoxificación según materia prima.

MATERIA PRIMA	TÉCNICA	OBSERVACIÓN	FUENTE
Cascarilla de arroz	Overliming y Neutralización con NaOH	Pretratado con ácido diluido. Comparando rendimientos en etanol con cada técnica y <i>P. stipitis</i> .	Huang, et al., (2009),
	Overliming	Pretratado con ácido diluido. Reducción de [ ] de HMF y Furfural.	Karimi, et al., (2006)
	Control de pH y T° en la sacarificación y fermentación. En combinación con pre-tratamiento.	Puede evitar la formación de inhibidores.	Saha y Cotta (2007 y 2008),
	pretratamiento combinado explosión de vapor con ácido diluido en una y dos etapas	Las [ ] de HMF, a. acético y Furfural. Furfural, dependen de: la presión de hidrólisis, la concentración de ácido y el tiempo de retención.	Karimi, et al., (2006).
	Biológico con hongos	<i>P. ostreatus</i> (presenta actividad de Lignin peroxidasa, manganesa peroxidasa y lacasas).	Yu, et al., (2009).

Fuente: Sánchez y colaboradores (2010).

### 3.2.4 FERMENTACIÓN.

La fermentación alcohólica es un proceso biológico de fermentación en plena ausencia de aire, originado por la actividad de algunos microorganismos que procesan los hidratos de carbono (por regla general azúcares: como pueden ser por ejemplo la glucosa, la fructosa, la sacarosa, el almidón, etc.) para obtener como productos finales: un alcohol en forma de etanol, dióxido de carbono en forma de gas y unas moléculas de ATP que consumen los propios microorganismos en su metabolismo celular energético anaeróbico.

Cuando se trata de la producción de etanol, hay diferentes microorganismos que pueden producir etanol a partir de hexosas y unos pocos microorganismos que pueden utilizar pentosas como sustrato (Sánchez y colaboradores, 2010).

#### 3.2.4.1 FERMENTACIÓN DE HEXOSAS

Las hexosas son monosacáridos (glúcidos simples) formados por una cadena de seis átomos de carbono. Su fórmula general es  $C_6H_{12}O_6$ . Su principal función es producir energía. Un gramo de cualquier hexosa produce unas 4 kilocalorías de energía. Las

más importantes desde el punto de vista biológico son: glucosa, galactosa y fructosa (Sánchez y colaboradores, 2010).

#### **3.2.4.2 FERMENTACIÓN DE PENTOSAS.**

La interconversión de la pentosa y la hexosa sin oxidación-reducción tiene lugar por la vía de la pentosa-fosfato. Esta vía permite la síntesis de la hexosa por bacterias que crecen sobre la pentosa, y también permite la síntesis de otros dos azúcares, la pseudoheptulosa-7-fosfato y la eritrosa-4-fosfato. Esta última es una precursora en la biosíntesis de los aminoácidos aromáticos. La fracción de pentosas en la hemicelulosa consiste principalmente de xilosas, pero depende del origen de la materia prima ya que la fracción de arabisona puede ser importante. Han sido estudiados diferentes microorganismos para fermentación, entre ellos bacterias, levaduras y hongos (naturales y recombinados) (Sánchez y colaboradores, 2010).

#### **3.2.4.3 CLASES DE MICROORGANISMOS.**

Las investigaciones desarrolladas sobre este tema se han dirigido a la solución de distintas problemáticas. Por un lado, se encuentra la capacidad natural de acción del microorganismo empleado (velocidad de procesamiento, temperatura óptima de trabajo, tipos de sustrato a emplear, entre otros factores), y el análisis de los inconvenientes que genera en la biomasa y en las etapas posteriores del proceso el tipo de pre-tratamiento dado a la biomasa y específicamente a su estructura. Por lo cual han recurrido a diferentes técnicas de mejoramiento de cepas (etanolgénicas, termotolerantes, etc.), y al uso de distintas clases de microorganismos como bacterias, levaduras y hongos (Sánchez y colaboradores, 2010).

##### **3.2.4.3.1 Bacterias empleadas en la fermentación.**

Se han empleado bacterias de los géneros *Clostridium* (*sporogenes*, *indolicus*, *sphnoides*, *saccharobutyricum*, *Thermohydrosulfuricum* y *Thermocellum*), que degradan grandes cantidades de celulosa y otros polisacáridos. Otras bacterias empleadas son: *Zimomonas mobilis*, *Erwinia amilovora*, *Spirocheta aurantia*, *Streptococcus lactis*, *Spirocheta litorales* y *Spirocheta stenostrepta*, con resultados satisfactorios en cuanto a productividad. Igualmente, se han empleado bacterias modificadas genéticamente para la degradación tanto de hexosas como de pentosas, y con características de resistencia (Sánchez y colaboradores, 2010).

#### 3.2.4.3.2 *Levaduras empleadas en la fermentación.*

Aunque más lentas en la ejecución del proceso de fermentación, las levaduras son los microorganismos de mayor uso en la producción de etanol, debido a su productividad, baja producción de inhibidores y facilidad de separación después de la fermentación. En dichos procesos se emplean levaduras de los géneros *Candida* (*seudotropicalis*), *Saccharomyces* (*ceresviceae*, *ellipsoideus*, *anamensisi*, *carlsbergensis*) y *Kluyveromyces marxianus* y *fragilis* (Krishna et al., 2001), que además de altas eficiencias, son capaces de trabajar a temperaturas superiores a los 40°C. Otras son *Candida bytyrii*, *Pichia stipitis*, *Schizosaccharomyces pombe* y *Pichia membranaefaciens*.

#### 3.2.4.3.3 *Cultivos fúngicos empleados en la fermentación.*

Aunque no se encuentran tan ampliamente difundidos a nivel industrial como las levaduras o las bacterias, éstos ofrecen ventajas como reducción de costos, fácil adquisición, entre otras; que coexisten con desventajas como los largos tiempos de residencia que requieren. Dentro de ellos se encuentran hongos como *Mucor racemosus*, del género *Rhizopus* y *Aspergillus* (Karimi y colaboradores, 2006).

#### 3.2.4.3.4 *Uso de co-cultivos*

El uso de co-cultivos o cultivos mixtos de microorganismos ya sean del mismo o diferente tipo también ha sido empleado, con el fin de acelerar el proceso de fermentación o de complementar la acción de los microorganismos para obtener mayores rendimientos en la tasa de conversión de azúcares a etanol. Muestra de ello, es el uso de dos levaduras, una que fermenta las hexosas, como *S. ceresviceae*, y otra que fermenta las pentosas, como *P. stipitis*, aunque se han tenido mejores resultados en co-cultivos de *P. stipitis* con *K. marxianus* (Iraj et al., 2007); o cultivo mixto de bacteria y levadura, como *Clostridium* y/o *Zymomonas mobilis* y/o *E. coli* y *S. ceresviceae*. También se han reportado estudios de cultivos mixtos de hongos y levaduras como *Trichoderma viride* y *Pachysolen tannophilus*, *Aspergillus niger* y *Saccharomyces cerevisiae*, desarrollados con el mismo propósito (Hernández, 2007).

### 3.2.5 INTEGRACIÓN DE LAS ETAPAS DE PROCESO.

#### 3.2.5.1 HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA Y FERMENTACIÓN SEPARADAS (SHF).

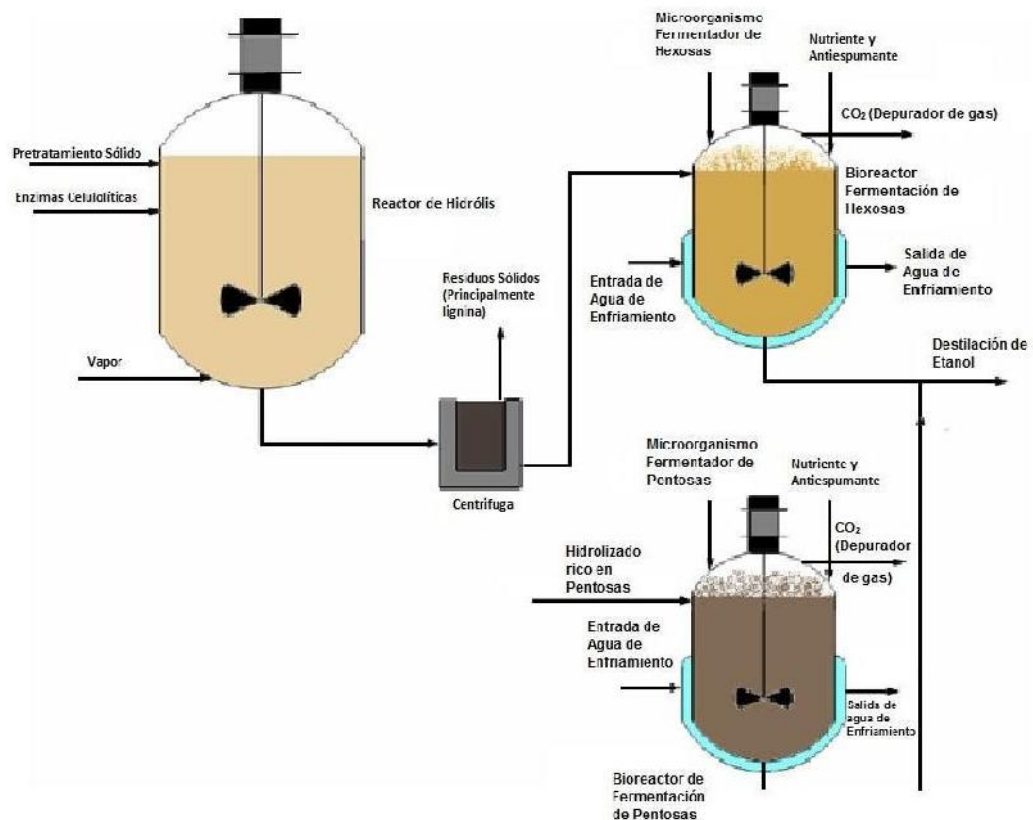


Figura 3.3 Diagrama de flujo de proceso simplificado para separar la hidrólisis y fermentación enzimática (SHF).

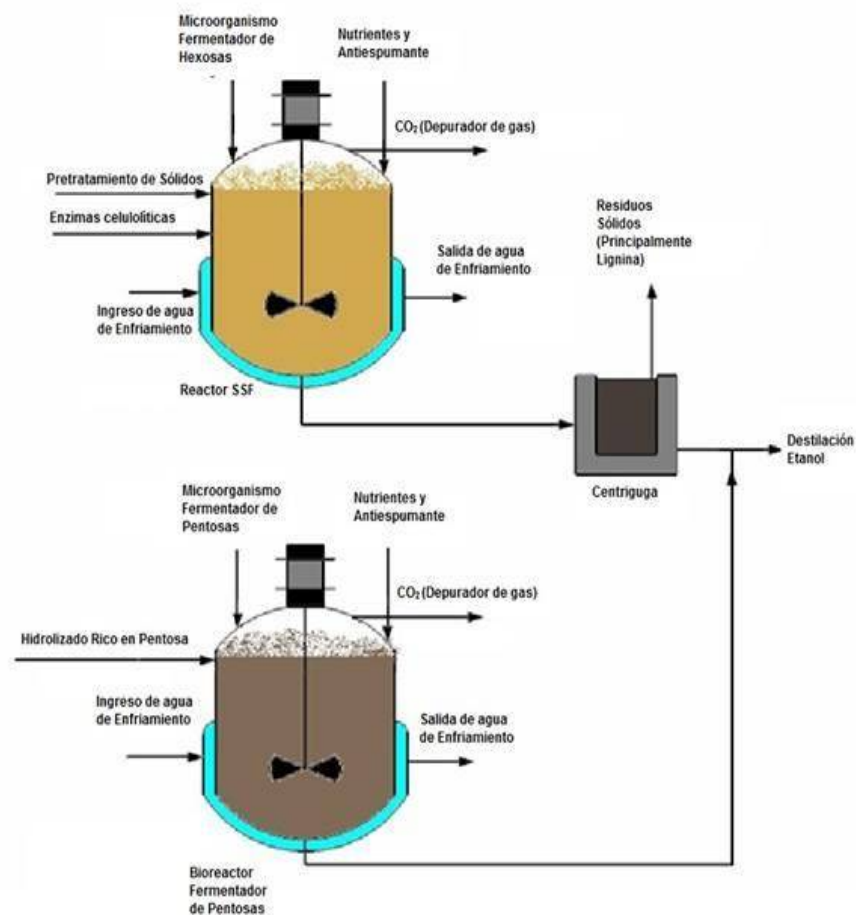
Fuente: Taherzadeh y Karimi (2007).

En este proceso, la lignocelulosa pretratada se hidroliza a glucosa y posteriormente fermentado a etanol en unidades separadas. La mayor ventaja de este método es que es posible llevar a cabo la hidrólisis y la fermentación de la celulosa en sus propias condiciones óptimas. La temperatura óptima para la celulasa está entre 45 Y 50°C, dependiendo del microorganismo productor de celulosa. Sin embargo, la temperatura óptima para la mayoría de los microorganismos que producen etanol está entre 30 y 37 ° C (Olsson y colaboradores, 2006; Saha y colaboradores, 2005; Söderström y colaboradores, 2003; Wingren y colaboradores, 2003).

La inhibición de la actividad celulásica por los azúcares liberados, principalmente celobiosa y glucosa, es el principal inconveniente de SHF. Con una concentración de celobiosa de 6 g / l, La actividad de la celulasa se reduce en un 60%. Aunque la

glucosa disminuye la actividad de la celulasa. Además, el efecto inhibitor de este azúcar es menor que el de la celobiosa. Por otro lado, la glucosa es un fuerte inhibidor de la  $\beta$ -glucosidasa. A un nivel de 3 g / l de glucosa, la actividad de la  $\beta$ -glucosidasa se reduce en un 75%. Otro problema posible en SHF es el de las contaminaciones. El tiempo de hidrólisis es bastante largo, aproximadamente cuatro días, y una solución diluida de azúcar siempre tiene riesgo de contaminación microbiana, una incluso a temperatura bastante alta tal como 45-50 ° C. una posible fuente de contaminación podrían ser las enzimas. En la práctica, es difícil Esterilizar la celulasa a gran escala, ya que debe ser filtrada debido a su desactivación en una autoclave. (Taherzadeh y Karimi, 2007).

### 3.2.5.2 LA SACARIFICACIÓN Y FERMENTACIÓN SIMULTÁNEAS (SSF).



*Figura 3.4 Diagrama de flujo de proceso simplificado para la sacarificación y fermentación simultáneas (SSF).*

Fuente: Taherzadeh y Karimi (2007).

Uno de los métodos más exitosos para la producción de etanol a partir de lignocelulósicos, es la combinación de la hidrólisis enzimática de las lignocelulosas pretratadas y fermentación en una etapa, denominada SSF.

En este proceso, la glucosa producida por las enzimas hidrolizantes se consume inmediatamente por el microorganismo fermentante presente en el cultivo. Esto representa una ventaja para SSF en comparación con SHF, ya que los efectos de inhibición de celobiose y glucosa a las enzimas se minimizan manteniendo una concentración baja de estos azúcares. El SSF da mayores rendimientos reportados de etanol que la SHF y requiere Cantidades más bajas de enzima. El riesgo de contaminación en SSF es menor que en el SHF, ya que la presencia de etanol reduce la posibilidad de contaminación. Además, el número de reactores requeridos para SSF se reduce en comparación con SHF, lo que resulta en un menor costo de capital del proceso (Eklund y Zacchi, 1995; Karimi y colaboradores, 2006a; McMillan et al. 1999; Sun y Cheng, 2002).

Una estrategia importante en SSF, es tener las condiciones óptimas para la hidrólisis enzimática y fermentación tan cerca como sea posible, particularmente con respecto al pH y temperatura. Sin embargo, la diferencia entre las temperaturas óptimas de la hidrólisis de las enzimas y microorganismos de fermentación sigue siendo un inconveniente de SSF. La temperatura óptima para las celulasas es usualmente entre 45 y 50 °C, mientras que *S. cerevisiae* tiene una Temperatura óptima entre 30 y 35 °C y es prácticamente inactiva a más de 40 °C (Tengborg, 2000)

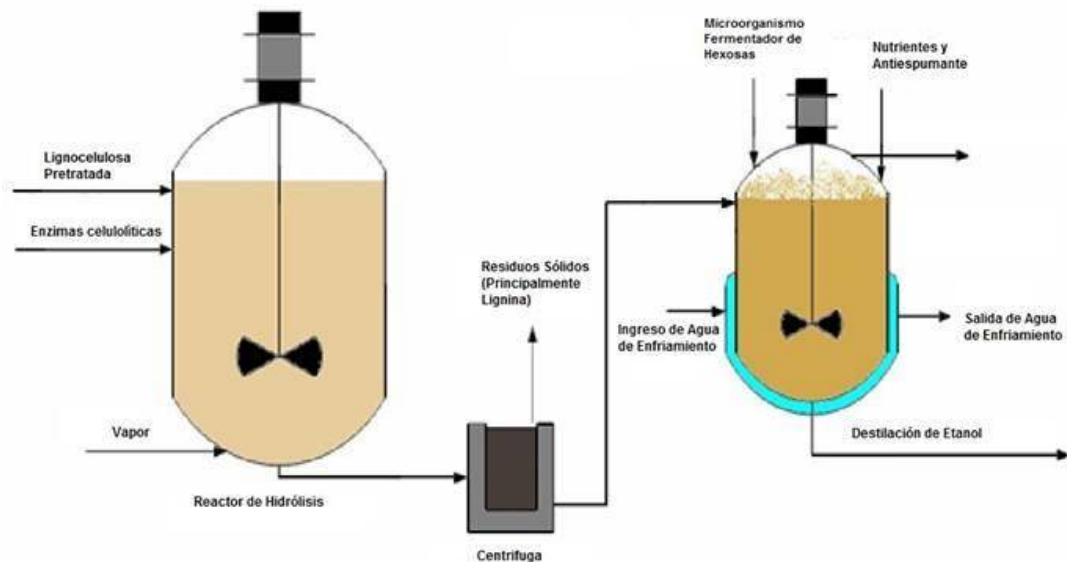
La temperatura óptima para SSF mediante la celulasa de *T. reesei* y *S. cerevisiae* se indica que es de alrededor de 38 ° C, lo que es un compromiso entre las temperaturas óptimas para la hidrólisis y la fermentación. La hidrólisis suele ser la limitación de la velocidad en SSF. Varias bacterias termotolerantes y levaduras, p. *Candida acidothermophilum* y *Kluyveromyces marxianus* han sido propuestas para su uso en SSF para elevar la temperatura próxima a la temperatura óptima de hidrólisis (Ballesteros y colaboradores, 2004; Golias y colaboradores, 2002; Hari Krishna y colaboradores, 2001; Hong y colaboradores, 2007; Kadam y Schmidt, 1997).

La inhibición de la celulasa por el etanol producido podría ser también un problema en SSF. Datos bibliográficos Informan que 30 g/l de etanol reduce la actividad enzimática en un 25%. La inhibición puede ser un factor limitante para producir una alta concentración de etanol. Sin embargo, hay menos atención a la inhibición del etanol de la celulasa, ya que prácticamente no es posible trabajar con una



concentración de sustrato muy alta en SSF debido al problema con mezcla mecánica y transferencia de masa insuficiente. A pesar de los problemas mencionados, SSF es el método preferido en muchos estudios de laboratorio y estudios piloto para producción de etanol. En el caso de la producción de etanol a partir de residuos de La hemicelulosa contiene principalmente pentosas. Si la pentosa se separa durante el pretratamiento, el hidrolizado rico en pentosas (hidrolizado hemicelulósico) puede convertirse a etanol en un biorreactor de fermentación de pentosa separado (Taherzadeh y Karimi, 2007).

### 3.2.5.3 SACARIFICACIÓN Y FERMENTACIÓN SIMULTÁNEAS NO ISOTÉRMICAS (NSSF)



*Figura 3.5 Diagrama de flujo simplificado para el proceso de sacarificación y fermentación simultáneas no isotérmicas (NSSF).*

Fuente: Taherzadeh y Karimi (2007).

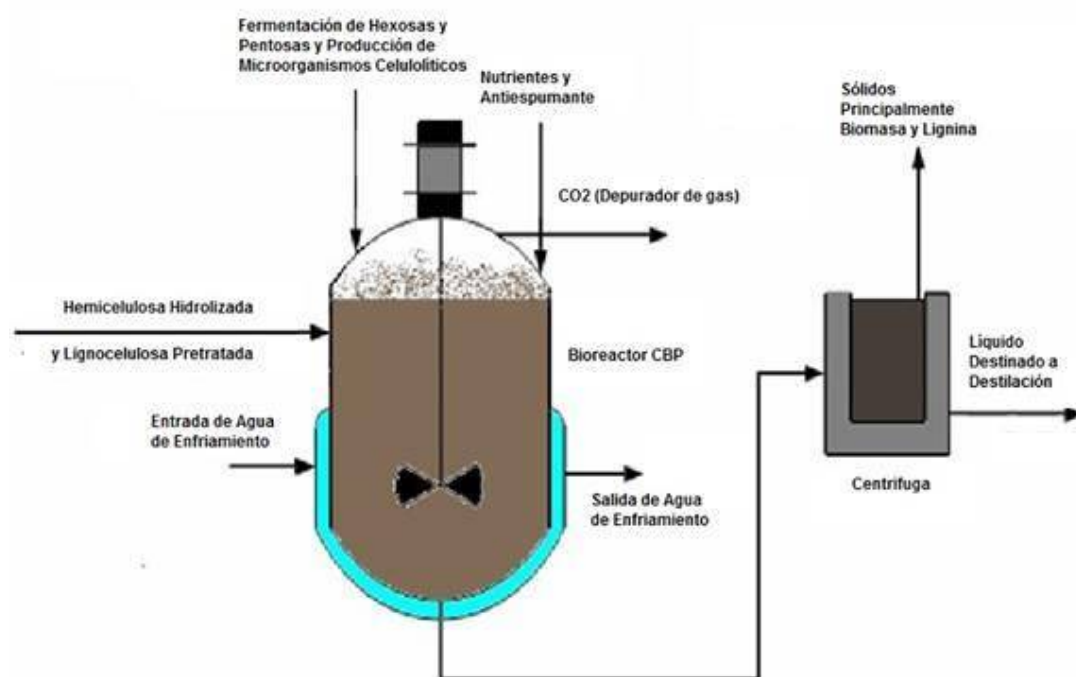
La reacción de hidrólisis enzimática en el proceso SSF se hace funcionar a una temperatura inferior al nivel óptimo de hidrólisis enzimática. Esto fuerza la actividad enzimática a estar muy por debajo de su potencial, lo que resulta en el aumento de la exigencia enzimática. A fin de superar este problema, una sacarificación y fermentación simultánea no isotérmica (NSSF) fue sugerido.

En este proceso, la sacarificación y la fermentación ocurren simultáneamente, pero en dos reactores separados a diferentes temperaturas. La lignocelulosa se retiene dentro de un reactor de hidrólisis y se hidroliza a la temperatura óptima para las

reacciones enzimáticas (por ejemplo, 50°C). El efluente del reactor se recircula a través de un fermentador, que funciona a su temperatura óptima (p. 30 °C). La actividad celulasa aumenta 2-3 veces cuando la temperatura de hidrólisis es elevada de 30 a 50 °C (Taherzadeh y Karimi, 2007).

El proceso NSSF ha mejorado la reacción enzimática cinética en comparación con SSF, dando como resultado una reducción de la necesidad enzimática global en un 30-40%. Se sugiere que el efecto de la temperatura sobre la actividad  $\beta$ -glucosidasa es el más significativo entre las enzimas celulasas individuales. Se ha observado un mayor rendimiento y productividad del etanol en la NSSF en comparación con SSF a una carga enzimática tan bajo como 5 IFPU/g de glucano. con 10 IFPU / g glucano, la mejora en la productividad se observó claramente para la NSSF. Además, el tiempo total en NSSF fue significativamente menor que SSF. El rendimiento terminal, que, obtenido en 4 días con el SSF, se obtuvo en 40 h con el NSSF (Wu y Lee, 1998).

#### 3.2.5.4 SACARIFICACIÓN Y CO-FERMENTACIÓN SIMULTÁNEA (SSCF).



*Figura 3.6: Diagrama de flujo de proceso simplificado para la sacarificación y cofermentación simultáneos (SSCF)*

Fuente: Taherzadeh y Karimi (2007).

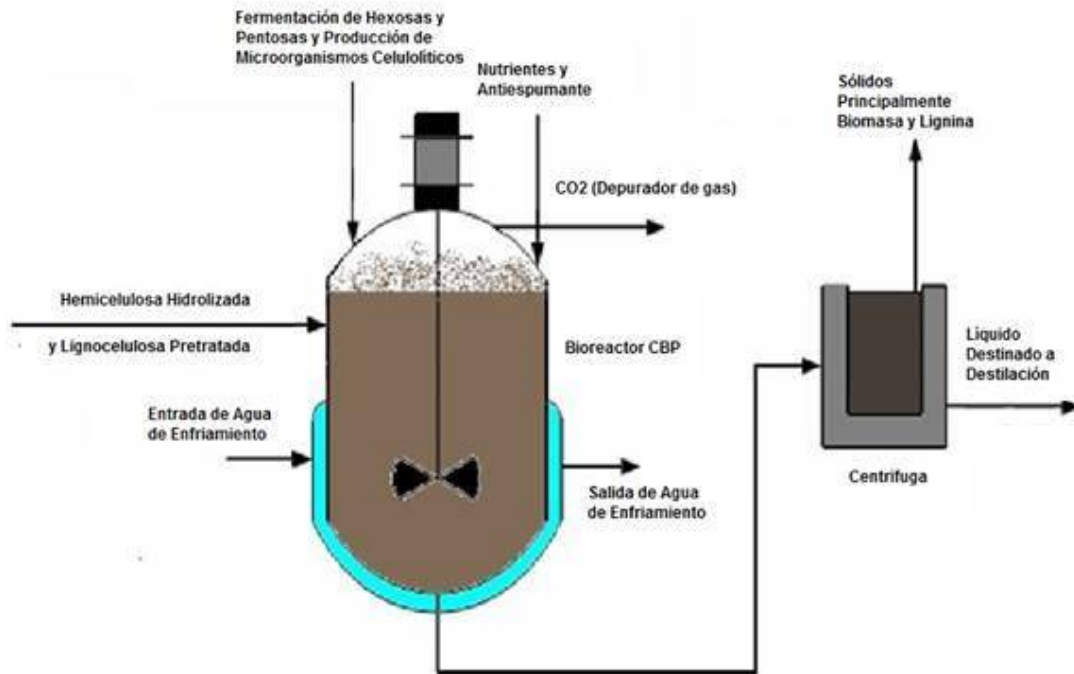
Otro modo de operación es la sacarificación y cofermentación simultáneas (SSCF), en el que la cofermentación se refiere a la fermentación de azúcares, tanto de cinco carbonos como de seis carbonos a etanol. La hemicelulosa hidrolizada durante el pretratamiento y el sólido no se separan después del pretratamiento, permitiendo que los azúcares hemicelulósicos sean convertidos en etanol junto con SSF de la celulosa (Teixeira y colaboradores, 2000).

El proceso SSCF se considera una mejora de SSF (Hamelinck et al. 2005) ya que en un Biorreactor SSF, sólo las hexosas se convierten en etanol, y las pentosas se pueden fermentar en otro biorreactor con diferentes microorganismos. Por lo tanto, dos biorreactores y dos configuraciones de producción de biomasa es necesaria en SSF.

En el proceso SSCF, se sugiere fermentar tanto las hexosas como las pentosas en un biorreactor único con un solo microorganismo. Por lo tanto, sólo se requiere una sola etapa de fermentación para procesar fracciones hidrolizadas y sólidas de la lignocelulosa pretratada.

En el National Renewable Laboratorio de Energía (NREL). El proceso aplica un proceso ácido diluido para el pretratamiento y SSCF para la conversión de glucosa y xilosa en etanol. El diseño del proceso también Incluye el manejo y almacenamiento de materia prima, la purificación del producto, el tratamiento de aguas residuales, La combustión de lignina, el almacenamiento de productos y todas las demás utilidades requeridas (Kim y colaboradores, 2006b).

### 3.2.5.5 BIOPROCESAMIENTO CONSOLIDADO (CBP).



*Figura 3.7: Diagrama de flujo del proceso simplificado de bioprocésamiento consolidado (CBP).*

Fuente: Taherzadeh y Karimi (2007).

En los procesos considerados, una producción de enzima separada en una unidad de operación es necesario, o las enzimas deben ser proporcionados externamente. En Bioprocésamiento (CBP), el etanol junto con todas las enzimas requeridas se produce Único bioreactor por la comunidad de un solo microorganismo. El proceso es también conocido como conversión microbiana directa (DMC). Se basa en la utilización de monocultivos o cocultivos de microorganismos que fermentan celulosa a etanol. CBP parece ser un enfoque alternativo con potencial excepcional y el punto final lógico en la evolución de la producción de etanol a partir de materiales lignocelulósicos. La aplicación de la CBP implica costos de operación o inversión de capital para la compra de enzimas o su producción. (Hamelinck y colaboradores, 2005; Lynd y colaboradores, 2005).

Se han identificado dos caminos potenciales para la obtención de organismos para su uso en la CBP. El primer camino implica la modificación de excelentes productores de etanol, de modo que también productores de celulasas eficaces, mientras que el segundo implica la modificación de excelentes productores de celulasa, para que

también se conviertan en productores eficientes de etanol. Este tipo de actividad se muestra por diversas bacterias anfóteras termófilas, tales como *Clostridium thermocellum*, así como por algunos hongos filamentosos, incluyendo *Neurospora Crassa*, *Monilia SP.*, Y *Paecilomyces SP.* Sin embargo, el proceso de fermentación estos microorganismos son muy lentos (por ejemplo, 3-12 días), y da como resultado a un rendimiento pobre etanol, además, varios subproductos principalmente láctico y acético. Con el fin de obtener un alto rendimiento de etanol a partir de los materiales lignocelulósicos por CBP, Se ha llevado a cabo una investigación intensiva para nuevas cepas termófilas. Microorganismos han sido buscados que no producen ácidos orgánicos y son más resistentes a etanol. El sistema SSF logró conversiones de sustrato que varían desde 31% en 9 h de tiempo de retención a 86% a 48 h de tiempo de retención. En un sustrato comparable concentraciones (4-5 g / l) y tiempos de residencia (12-14 h), conversión de sustrato en la CBP (77%) fue significativo mayor que en el sistema SSF (31%). Todavía no existen organismos o combinaciones compatibles de microorganismos disponibles que producen celulasa y otras enzimas a los altos niveles requeridos y también producción de etanol a los altos rendimientos y concentraciones requeridos, aunque organismos ya combinan múltiples funciones (Taherzadeh y Karimi, 2007).

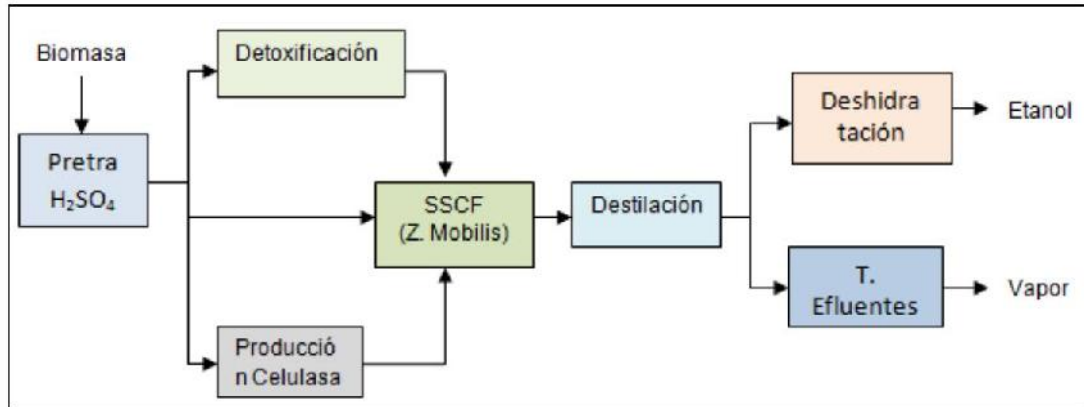
### **3.2.6 PURIFICACIÓN.**

Al final del proceso de fermentación, la concentración de etanol que suele obtenerse es de 10-15% (w/w). Como biocombustible, especialmente para los automóviles, el etanol debe ser separado del agua para su posible uso. La mezcla etanol/agua posee un azeótropo, el cual limita la concentración de etanol mediante destilación, siendo necesario una deshidratación posterior para poder así cumplir con las especificaciones de pureza del etanol, la cual como mínimo debe de ser del 99% (w/w).

Dicha destilación puede llevarse a cabo en una columna de rectificación de platos o de relleno. La mezcla etanol-agua que se encuentra hirviendo genera un vapor ascendente rico en etanol, así como un líquido descendente reflujo a la columna con menor contenido en etanol (Arcelus, 2015).

### 3.2.7 TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS.

#### 3.2.7.1 PROCESO NREL



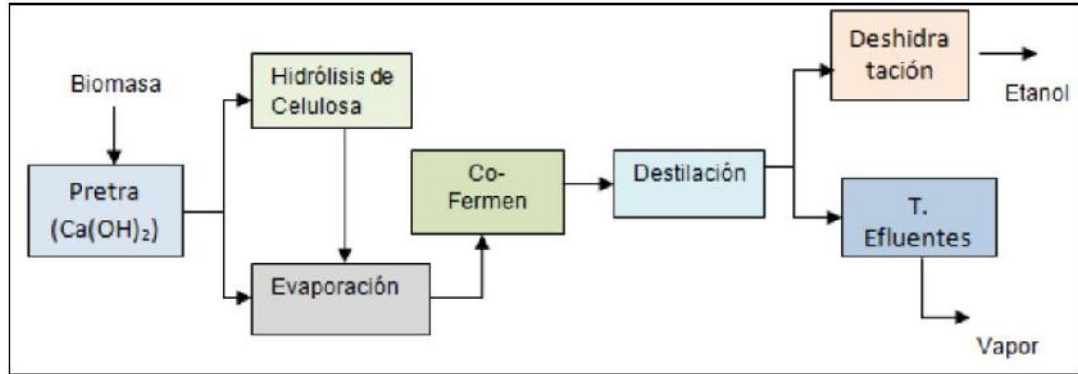
*Figura 3.8 Proceso NREL*

Fuente: National Renewable Energy Laboratory (2004).

El proceso pertenece a un modelo diseñado por National Renewable Energy Laboratory (NREL) en los Estados Unidos, donde se utiliza como materia prima madera. El proceso combina un pretratamiento con hidrólisis ácida, seguido de una sacarificación y cofermentación simultánea. Se trata de un proceso de utilización de celulasas producido, in situ teniendo en cuenta una modificación genética de la *Z. Mobilis* que tiene la capacidad de transformar la glucosa y la xilosa en etanol.

La integración energética del proceso se realiza a través del aprovechamiento del calor generado durante la combustión de metano, (compuesto formado en el tratamiento de las aguas residuales provenientes de la etapa del pretratamiento y la destilación; y la quema de la lignina). Esto proporciona una producción de energía para el proceso y un excedente en forma de electricidad (Quintero, 2009).

### 3.2.7.2 PROCESO PROPUESTO POR REITH ET AL. (2002).



*Figura 3.9 Proceso propuesto por Reith et al 2002.*

Fuente: Reith y colaboradores (2002).

En este proceso como se muestra en la figura 3.9, se utilizó como materia prima residuos de la molienda de trigo, hierba y partes de sauce. En la etapa del pretratamiento utilizaron  $\text{Ca(OH)}_2$  mostrando como ventaja que no se produce compuestos inhibitorios, lo que implica que el paso de la desintoxicación no es necesario. Además, se presenta la evaporación de la corriente de salida de la sacarificación de tal manera que la concentración de azúcar en etanol permite una concentración de al menos 8,5% en volumen.

La evaluación de la ruta tecnológica se hizo utilizando Excel y mostró que del 36 al 45% de los costos en la producción de etanol, están referidos hacia las enzimas utilizadas. Con relación a estos resultados se proponen diversas alternativas de solución, como, por ejemplo: la estabilidad térmica de celulasas, teniendo en cuenta que el aumento de la temperatura en que las enzimas pueden operar implica un importante aumento de la tasa de hidrólisis de la celulosa; otro ejemplo es el aumento de la actividad específica de la enzima, lo que proporcionaría un ahorro de más de 15,85 centavo de dólar en los costos de producción (Quintero, 2009).

### 3.2.7.3 PROCESO IOGEN.

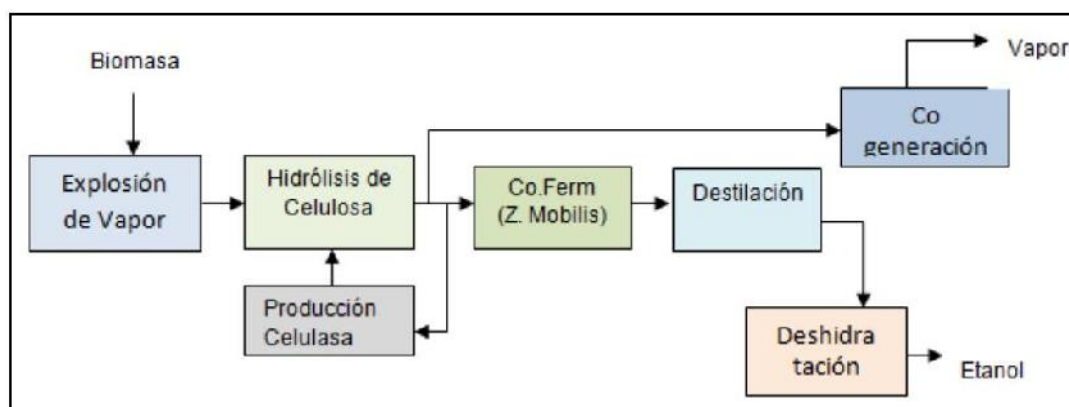


Figura 3.10: Proceso IOGEN.

Fuente: Iogen Corporation (2000).

El proceso desarrollado por Iogen Corporation una industria canadiense, comprende un pretratamiento con la combinación de la explosión de vapor y una solución catalizada por ácido, y el análisis de dos alternativas con respecto a la hidrólisis y fermentación. La primera una combinación SHF, utilizando *Saccharomyces cerevisiae*, en la etapa de fermentación y el segundo con una combinación SSCF, utilizando cepas 54 recombinantes de *Z. Mobilis*. Como resultado de este análisis los autores demostraron mejores rendimientos para la segunda alternativa, debido a que se aprovecha todos los azúcares disponibles (Quintero, 2009).

### 3.2.7.4 PROCESO BCI.

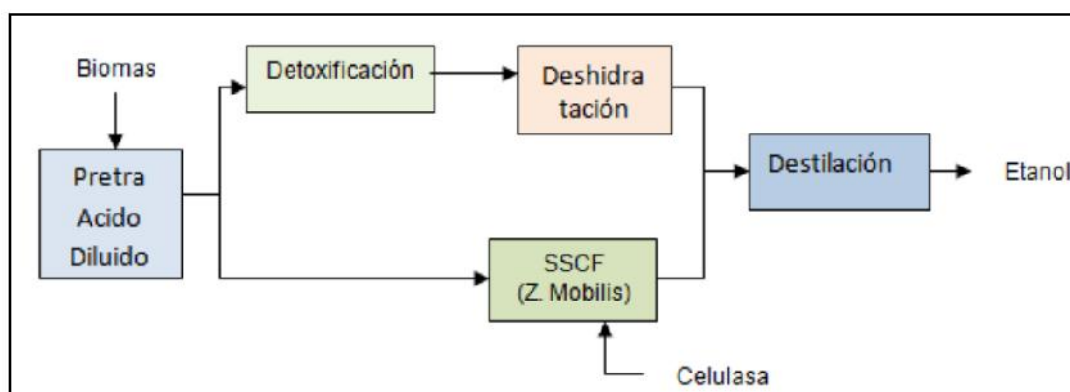


Figura 3.11 Proceso BCI.

Fuente: BC International BCI, Oficina de Desarrollo del Combustible DOE (2001).



Utiliza una hidrólisis ácida en dos etapas: la primera etapa libera la hemicelulosa y la segunda los azúcares de la celulosa. La fermentación de la xilosa a etanol se lleva a cabo por medio de la bacteria *E. coli* modificada para la fermentación del etanol, donde en etapas previas se emplea una combinación de pretratamiento con explosión de vapor y una hidrólisis con ácido diluido para la liberación de los azúcares.

El principal inconveniente del proceso NREL y el BCI son las grandes cantidades de materiales residuales producidos. Por el proceso NREL, la hidrólisis ácida usa 0,1 Kg  $H_2SO_4$ /Kg de etanol y subsecuentemente 0,04 Kg de cal/Kg de etanol. Esta cal también se utiliza para la eliminación de inhibidores de la fermentación formados en la hidrólisis ácida. La cantidad total de residuos generados es 0,13 Kg/Kg etanol. (Quintero, 2009).

### 3.2.7.5 PROCESO DELHI IIT.

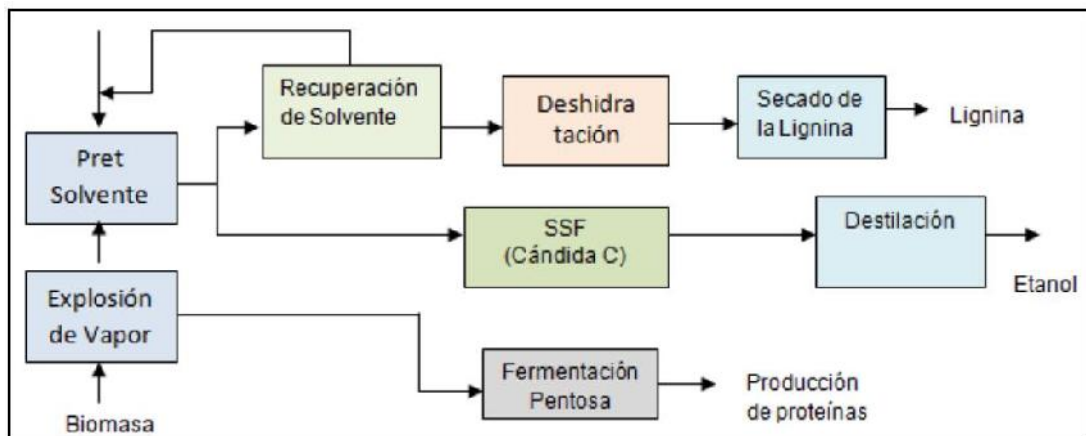


Figura 3.12: Proceso DELHI IIT

Fuente: Instituto de Tecnología nueva Delhi (2005).

Este proceso corresponde a una alternativa propuesta por el Instituto de Tecnología (IIT) en nueva Delhi (India), el cual consta de dos etapas de pretratamiento: la explosión de vapor para la producción de xilosa seguido por el tratamiento previo que utiliza un disolvente para la deslignificación de la biomasa. Las pentosas liberadas se utilizan para la producción de proteínas, mientras que la celulosa sufre simultánea sacarificación y fermentación.

El proceso ha sido probado en planta piloto que utiliza paja de arroz como materia prima. Sin embargo, el producto obtenido es el etanol hidratado (95%v/v) y los costos de producción (EE.UU.\$0,544/L)son superiores a los reportados en el modelo de proceso de NREL (EE.UU. \$ 0.395), para etanol deshidratado. La consideración de la etapa de separación de adsorción (en lugar de destilación) aumenta el costo del etanol en un 50% (Quintero, 2009).

### 3.3 SELECCIÓN DEL PROCESO

*Cuadro 3.4 Comparación de pretratamientos físicos.*

PRETRATAMIENTO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
Trituración mecánica	Reducción del tamaño de partícula de la biomasa, aumenta la superficie específica, disminuye el grado de polimerización para su posterior hidrólisis, ya que disminuye el tiempo de digestión.	Consumo continuo de energía, no influencia en la modificación estructural y química significativa en nuestra materia prima.
Alta radiación de energía	Significativos cambios y mejora en la digestibilidad de la materia prima	Este método resulta ser muy lento, exceso de consumo de energía y recursos, lo que a escala comercial lo hace menos atractivo.
LHW	Aumenta la digestibilidad de la biomasa, favorece la extracción de azúcares y la recuperación de pentosas, además de producir prehidrolizantes con poco o casi nula cantidad de inhibidores que puedan afectar el rendimiento en el proceso de fermentación de los azúcares. Respecto al pretratamiento con vapor, este tiene la ventaja de solubilizar productos de hemicelulosa y lignina en concentraciones más bajas.	Control en el PH, debido a las bajas concentraciones se reduce el riesgo de degradación de productos como furfural y la condensación y la precipitación de compuestos de lignina.
Explosión por vapor	Degradación de los azúcares, promueve la hidrólisis de la hemicelulosa, permite que en el reactor halla menor humedad, obteniendo así azúcares más concentrados, no es necesaria la reducción de partícula.	Bajo rendimiento de azúcares derivados de la hemicelulosa, frente al alto contenido de nuestra materia prima (28% de hemicelulosa). Generación de inhibidores que afectan el proceso de fermentación. Debe combinarse con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , SO <sub>4</sub> ó CO <sub>2</sub> para mejorar la eficiencia.

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Cuadro 3.5 Comparación de pretratamientos físico-químicos.

PRETRATAMIENTO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
AFEX	la digestibilidad de la biomasa aumenta, solubiliza la hemicelulosa y elimina la cristalinidad de la celulosa, aumentó de 6 veces la hidrólisis enzimática y un rendimiento de 2,5 veces el rendimiento a etanol después de este pretratamiento, producción casi nula de inhibidores, no es necesaria la reducción del tamaño de partícula	Funciona sólo moderadamente y no es atractiva para la biomasa con alto contenido de lignina, es decir con contenidos de entre 18%-30% de contenido de lignina, no se solubiliza la hemicelulosa, el amoníaco debe reciclarse después del pretratamiento.
Explosión por vapor con catalizador	Reconocida como uno de los más rentables, extracción más completa de la hemicelulosa, lo cual se refleja en la mayor digestibilidad enzimática de la biomasa y produciendo menores compuestos inhibitorios.	El SO <sub>2</sub> y el H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> son altamente tóxicos, la liberación de calor y el impacto ambiental son puntos a considerar. También genera algunos inhibidores derivados de la degradación de los hidratos de carbono, Rendimientos relativamente bajos comparados con la explosión por vapor y el proceso AFEX.

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Cuadro 3.6 Comparación de pretratamientos químicos.

PRETRATAMIENTO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
ácido	Los tiempos de residencia pueden variar de acuerdo a la concentración del ácido, Ácidos concentrados: se obtienen rendimientos de hidrólisis superiores al 90%. Ácidos diluidos: bajo consumo de ácidos; hidrólisis del 80 al 100% de la hemicelulosa; la T <sup>0</sup> alta favorece la hidrólisis de la celulosa.	Ácidos concentrados: la gran cantidad de ácido requerido; los costos de la recuperación del ácido; los efectos corrosivos de los ácidos concentrados que conllevan a altas inversiones en los equipamientos; es necesaria una costosa etapa de neutralización antes de la fermentación. Existe el riesgo de formación de inhibidores. Ácidos diluidos: Requiere altas temperaturas
alcalino	La eficacia dependiendo del sustrato y las condiciones del tratamiento, trabaja a bajas temperaturas y presiones, incluso en condiciones ambientales, aumento del área superficial interna, Separación de las uniones estructurales entre la lignina y los carbohidratos. Rotura de la estructura de la lignina	El tiempo de pretratamiento se registra en términos de horas o días, conversión de álcali en sales irre recuperables, el tratamiento de una gran cantidad de las sales se hace muy complicada y costosa, la efectividad de este pretratamiento depende del contenido de lignina del material a tratar, que debe ser máximo de 18%.
Oxidación húmeda	Este tratamiento tiene la ventaja de no generar prácticamente productos de degradación como el furfural, y HMF	Durante un pretratamiento oxidativo una gran cantidad de azúcares se pierden, porque no es un proceso selectivo. También se forman los compuestos solubles de lignina, lo que puede dar la inhibición en la conversión posterior de hemicelulosa en etanol
Tratamiento con ozono	la eliminación eficaz de la lignina; no produce residuos tóxicos para los procesos posteriores y las reacciones se realizan a temperatura ambiente y presión	Gran cantidad de ozono es necesaria, haciendo el proceso costoso y poco rentable.
Tratamiento con solventes orgánicos	Solubilizarían de la lignina e hidrólisis de la hemicelulosa casi total.	Los disolventes orgánicos son costosos y su uso requiere de equipos de alta presión debido a su alta volatilidad, los disolventes utilizados en el proceso necesitan ser drenados del reactor, evaporados, condensados y reciclada para reducir los costos de operación.
PH controlado en LHW	controlar el valor del pH del agua caliente líquido entre 5 y 7, minimiza la hidrólisis a monosacáridos	Condiciones de operación son de altas temperaturas y presión.
líquidos iónicos	No tiene impacto mayor con el medio ambiente. Se puede disolver cantidades considerables de celulosa en condiciones moderadas y la posibilidad de recuperar casi el 100% de los líquidos iónicos a su pureza inicial	el elevado costo de los líquidos iónicos, exigencia de regeneración

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Cuadro 3.7 Comparación de pretratamientos biológicos.

pretratamiento	ventajas	desventajas
hongos bio-solventes orgánicos	Bajo requerimiento energético, producción del proceso a condiciones ambientales.	La tasa de hidrólisis es demasiado lenta

Fuente: Sánchez y colaboradores (2010).

### 3.3.1 APLICACIÓN DEL MÉTODO DE CRITERIO TÉCNICO PARA SELECCIÓN DE PROCESO.

#### 3.3.1.1 PRETRATAMIENTO.

Para realizar la elección del pretratamiento mediante el método de criterio técnico, posteriormente analizarlo y determinar su aplicación en nuestro proyecto, consideramos factores que influyen en el proceso tales como uso de insumos químicos, necesidad de reducción de partícula, producción de posibles inhibidores que afecten el rendimiento en la hidrólisis enzimática, posterior lavado para eliminar posibles inhibidores, tiempo de residencia necesario en el método a aplicar, condiciones de operación, el consumo de energía, control de PH, costo de insumos químicos en el mercado, complejidad del proceso, entre otros. Los cuales ayudaran a tomar la decisión o elección del proceso más viable y que permita obtener mayor rendimiento de la materia prima durante al pretratamiento de nuestra planta.

*Tabla 3.2: Aplicación de criterio técnico para selección el pretratamiento.*

PRETRATAMIENTO		VALOR POND	FACTORES										total
			F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	
FÍSICO	Trituración mecánica	4	1	1	1	2	1	1	2	1	4	2	16
	Alta radiación de energía	5	2	2	4	4	2	4	5	3	4	2	32
	LHW	10	6	9	7	7	6	9	9	5	8	3	69
FÍSICO	explosión por vapor	10	6	8	7	8	6	9	9	5	8	3	69
	AFEX	9	5	8	7	7	8	2	5	5	3	3	53
	Explosión por vapor con catalizador	7	5	5	7	6	5	2	6	5	2	2	45
QUÍMICO	ácido	7	4	2	6	6	2	1	4	3	1	2	31
	alcalino	6	5	3	3	5	2	2	2	4	2	3	31
	Oxidación húmeda	6	4	3	3	4	3	2	3	3	3	2	30
QUÍMICO	Tratamiento con ozono	5	4	4	4	4	4	1	3	2	2	1	29
	Tratamiento con solventes orgánicos	10	7	8	8	8	6	5	8	8	8	8	74
	PH controlado en LHW	9	8	8	7	7	7	6	9	7	8	3	70
BIOLÓGICO	líquidos iónicos	8	6	6	7	6	5	2	6	5	5	2	50
	hongos	5	4	4	3	3	4	3	1	3	4	3	32
	bio-solventes orgánicos	5	4	3	4	4	3	3	1	2	4	3	31

**Leyenda:**

F1= condiciones de operación

F2= inhibidores

F3= rendimiento de celulosa

F4= extracción de lignina

F5= necesidad de neutralización

F6= costos de insumos químicos

F7= tiempo de operación

F8= complejidad

F9= impacto en el medio ambiente

F10= consumo de energía

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

De acuerdo a los valores obtenidos en la tabla 3.9, el método de pretratamientos más adecuado para el tipo de materia prima con la que se trabajara, es el método de pretratamiento con solventes orgánicos, también conocido como Organosolv, como se describe hay una tasa de hidrólisis de la hemicelulosa casi total, además de obtención de lignina de alta pureza lo que permitirá darle un mayor valor comercial en la misma planta o venderlo a otros procesadores.

Los inconvenientes que se presentan los disolventes orgánicos son costosos y su uso requiere de equipos de alta presión debido a su alta volatilidad, para ello se puede optar que dichos los disolventes utilizados en el proceso necesitan ser drenadas del reactor, evaporados, condensados y reciclada para reducir los costos de operación, además de evitar la inhibición en la etapa de fermentación.

Los costos de inversión y operación son relativamente altos, pero se pueden disminuir con la aplicación de tecnologías más eficientes que utilicen menos equipos para el procesamiento, como es el caso de los digestores compactos (Valmet, 2014). Por lo tanto, se decide en este proyecto utilizar el proceso Organosolv.

### 3.3.1.2 SELECCIÓN DE MICROORGANISMO PARA FERMENTACIÓN.

Una gran cantidad de microorganismos se reportan en la literatura para la producción de etanol a escala de laboratorio, pero muy pocos de estos tienen aplicación actualmente a nivel industrial. Cepas silvestres de diferentes microorganismos, por sus características bioquímicas, asimilan diferentes compuestos transformándolos en etanol, pero sus bajos rendimientos, su difícil propagación, la generación de subproductos, el estrecho abanico de sustratos asimilables, su baja tolerancia a distintas sustancias y condiciones, entre otras características, hacen que solo unas pocas tengan actual y exitosa aplicación a escala piloto o industrial (Mariscal, 2011).

Tabla 3.3 Aplicación de criterio técnico para selección microorganismo para fermentación.

MICROORGANISMOS		FACTORES DE EVALUACIÓN						TOTAL
		F1	F2	F3	F4	F5	F6	
BACTERIAS	<i>Zymomonas mobilis</i>	7	8	7	7	7	6	42
	<i>Zymobacter palmae</i>	7	6	6	7	7	7	40
	Recombinant <i>E. coli</i>	7	6	6	6	7	7	39
	<i>Clostridium thermohydrosulfuricum</i> , <i>Thermoanaerobacter thermosaccharolyticum</i>	6	5	6	7	7	6	37
	<i>Clostridium thermocellum</i>	6	6	6	6	7	8	41
	<i>Escherichia coli</i>	6	6	7	7	7	7	40
	<i>Klebsiella oxytoca</i>	5	7	7	6	7	7	39
	<i>Escherichia coli</i> LY180	7	8	7	7	8	6	43
LEVADURAS	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	7	7	6	6	7	7	40
	Recombinant <i>S. cerevisiae</i>	7	7	6	7	7	7	41
	<i>Pichia stipitis</i>	7	7	6	6	7	6	39
	<i>Pachysolen tannophilus</i>	6	5	6	6	7	6	36
	<i>Candida shehatae</i>	7	6	6	7	7	6	39
	<i>Kluyveromyces marxianus</i>	6	6	6	7	7	6	38
	<i>K. fragilis</i>	6	6	6	6	7	6	37
	<i>Candida acidothermophilum</i>	6	6	6	6	7	6	37
	<i>Candida lusitanae</i>	8	6	6	7	7	6	41
	<i>Candida tropicalis</i>	7	6	6	7	7	6	39
	<i>Pachysolen tannophilus</i>	6	6	6	6	7	6	37
	<i>Kluyveromyces marxianus</i>	6	6	6	7	7	6	38
	<i>Fusarium oxysporum</i>	6	6	6	5	6	6	35
HONGOS	<i>Neurospora</i> , <i>Monilia</i> , <i>Paecilomyces</i> and <i>Fusarium</i>	6	6	6	5	6	6	35
	<i>Neocallimastix</i> sp.	6	5	6	6	6	6	35
	<i>Trichoderma reesei</i>	6	5	6	5	6	6	34
	<i>Mucor indicus</i>	7	5	6	5	6	6	35
	<i>Chalara parvispora</i>	6	5	6	5	6	6	34

Fuente: Elaborado por los autores (2016).



Leyenda:

F1 = Sustratos asimilables (Glucosa, Xilosa, Arabinosa, Manosa, Sacarosa, etc.). Se considerarán más importantes la Hexosas y Pentosas

F2 = Rendimiento Teórico de producción de etanol mayor a 85 %

F3 = Resistencia a la concentración de alcohol

F4 = Tiempo de Fermentación

F5 = Condiciones de operación fáciles de manejar (Ph, Temperatura y Presión)

F6 = Costo de las cepas

De acuerdo con el análisis realizado en la tabla 3.3, el desarrollo de procesos de bioconversión de sustratos para la producción de bioetanol hace necesario la búsqueda de nuevas alternativas a los procesos tradicionales, razón por la cual, el estudio del comportamiento de microorganismos fermentadores y la búsqueda de mejores especies es de gran utilidad.

Por lo tanto, se decide en este proyecto utilizar el microorganismo para la etapa de fermentación *Escherichia coli* LY180.

### 3.3.1.3 SELECCIÓN DE PROCESO – COMPARACIÓN PROCESOS INTEGRADOS.

*Tabla 3.4: Aplicación de criterio técnico para selección de proceso.*

PROCESOS	FACTORES DE EVALUACIÓN						TOTAL
	F1	F2	F3	F4	F5	F6	
Hidrólisis enzimática y fermentación separadas (SHF)	8	3	5	6	5	5	32
La sacarificación y fermentación simultáneas (SSF)	3	7	7	7	7	7	38
Sacarificación y fermentación simultáneas no isotérmicas (NSSF)	7	8	7	6	5	7	40
Sacarificación y Co-fermentación Simultánea (SSCF)	7	5	6	6	7	7	37
Bioprocesamiento consolidado (CBP)	5	7	5	5	5	4	31
Proceso Organosolv, Recirculación de solvente (Etanol) Sacarificación y co-fermentación simultanea	6	8	7	6	7	8	42

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Leyenda:

F1 = Condiciones óptimas de operación (P°, T°, Ph, etc.)

F2 = Tiempo de Operación

F3 = Inhibición de formación de hexosas/pentosas

F4 = Formación de furfural y HMF

F5 = Contaminación Microbiana

F6 = Costos de Energía

Tras analizar los diversos factores en la integración de procesos en la tabla 3.4 se determinó que, este proyecto se basará en el proceso Organosolv, Recirculación de solvente (Etanol) Sacarificación y co-fermentación simultanea

### 3.4 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

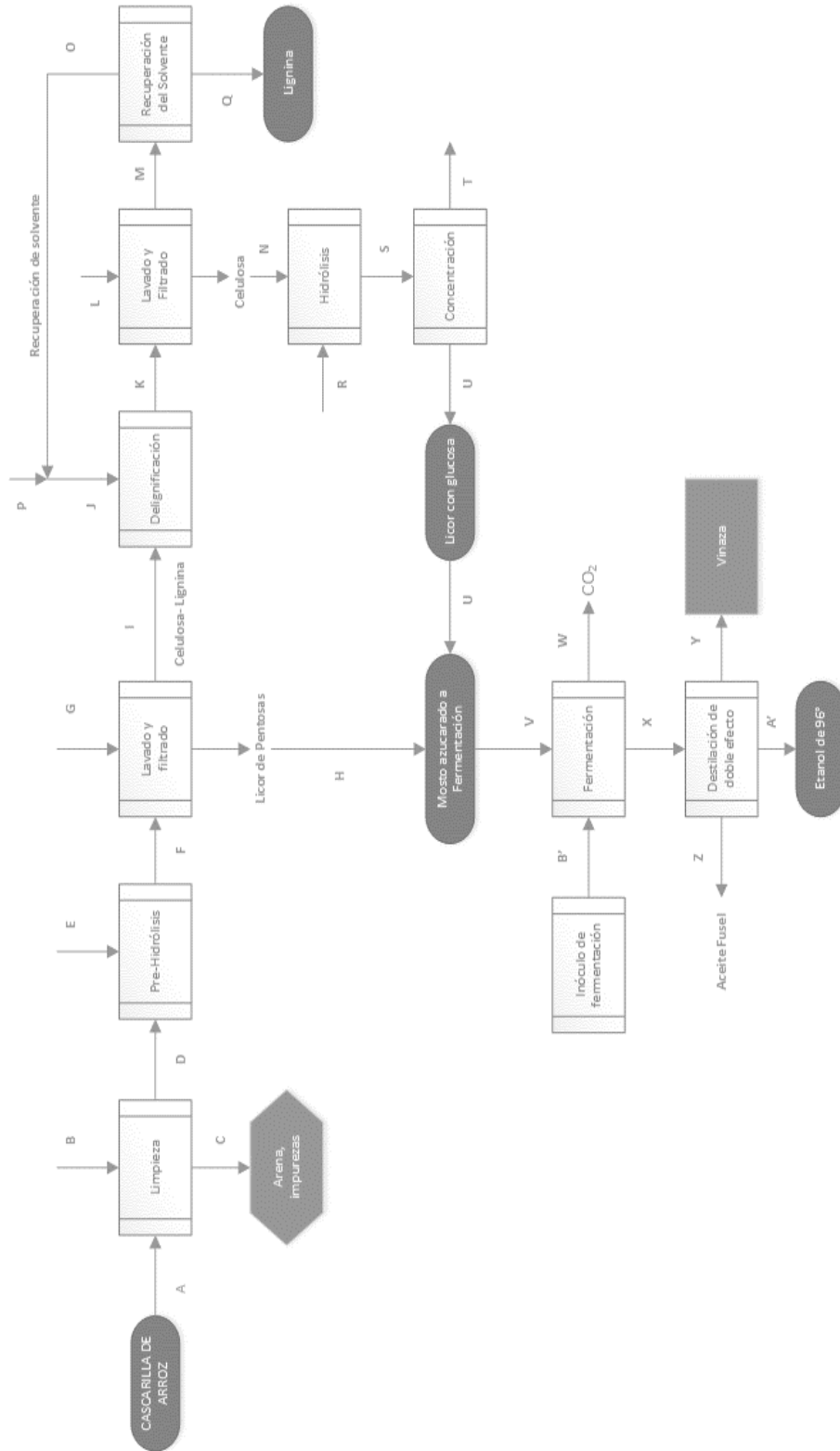


Figura 3.13: Diagrama de flujo de proceso para la obtención de bioetanol de segunda generación a partir de cascarilla de arroz basado en el pretratamiento organosolv.

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

### 3.5 DIAGRAMA DE EQUIPOS DEL PROCESO

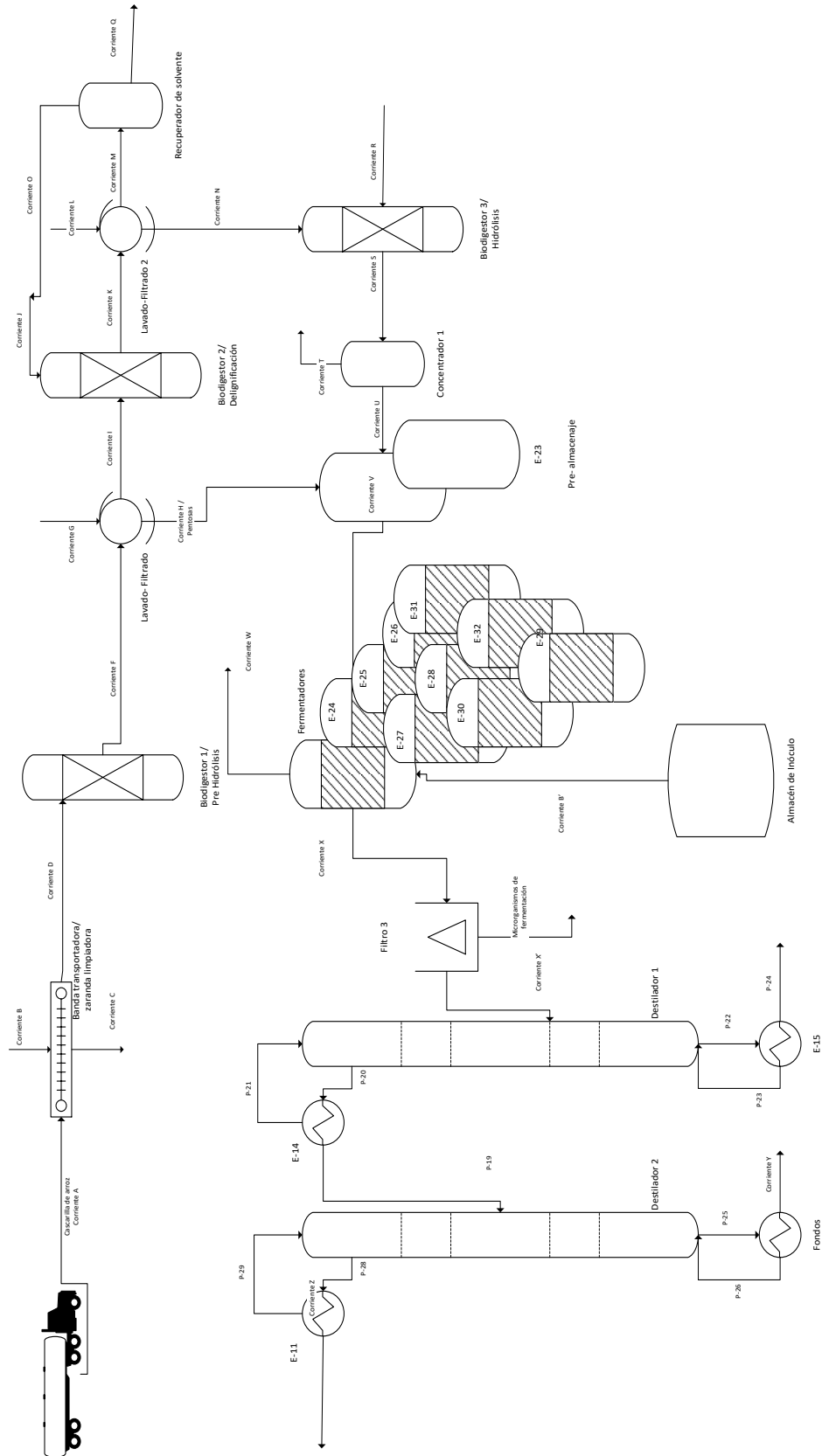


Figura 3.14 Diagrama de equipos de proceso para la obtención de bioetanol de segunda generación a partir de cascarilla de arroz basado en el pretratamiento organosolv..

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

### **3.6 DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO**

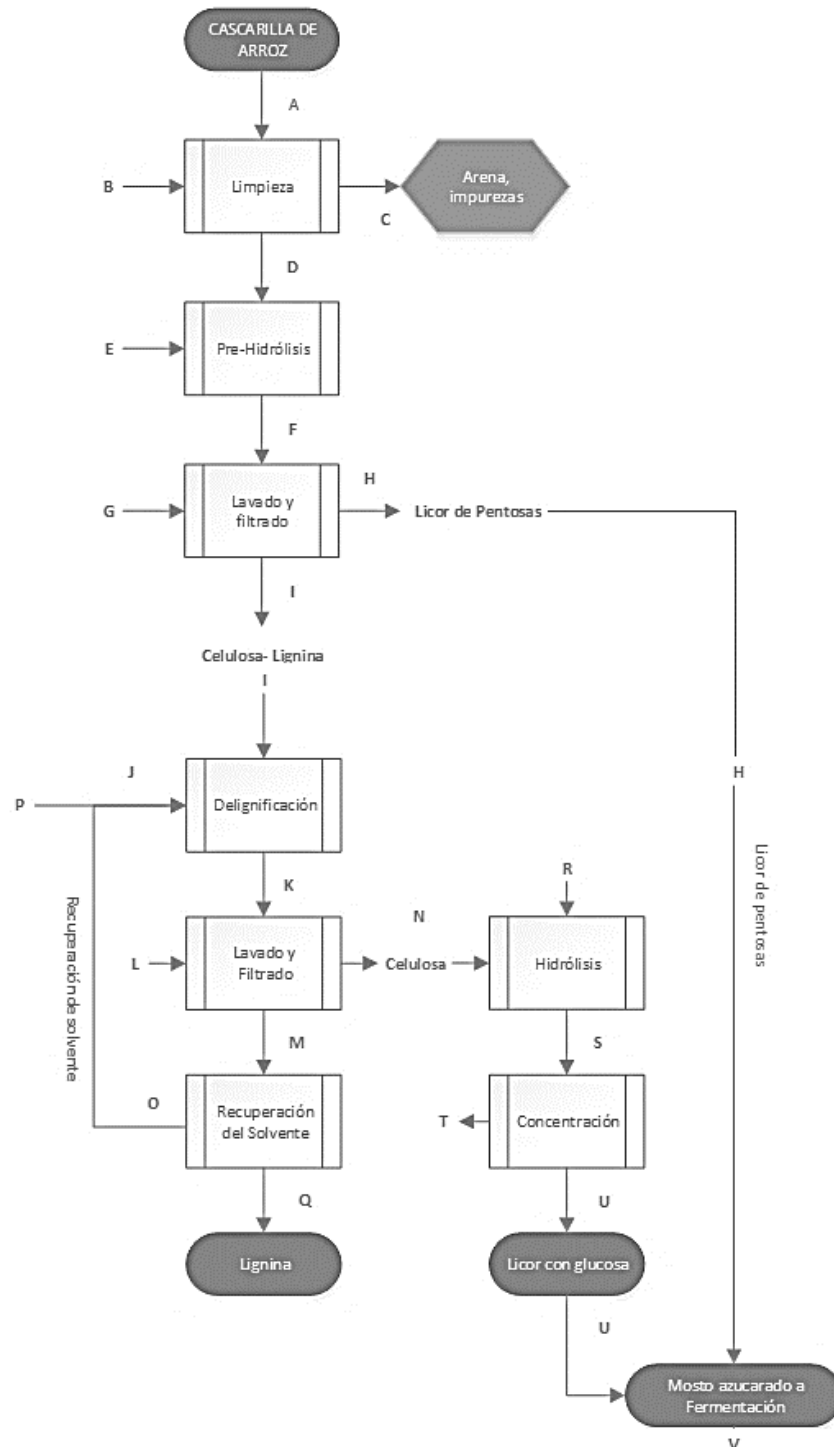
#### **3.6.1 OBTENCIÓN DE MOSTO AZUCARADO DE LA CASCARILLA DE ARROZ.**

El proceso se describe en base al proceso Organosolv que utiliza una hidrólisis con ácido diluido. El proceso consta de tres etapas: un pre-hidrólisis separada, delignificación e hidrólisis. El diagrama que se presenta en la Figura 3.15. Esta configuración permite la remoción de pentosas antes de realizar la hidrólisis de la celulosa con condiciones extremas, de esta manera se disminuye la descomposición de las pentosas y por lo tanto se evita la formación de inhibidores de la fermentación tales como el furfural, dejando las fracciones de celulosa y lignina inalterables. Desde que la reacción de hidrólisis utiliza  $H_2SO_4$  como catalizador, esta configuración también permitirá la producción de lignina libre de sulfatos, por lo que la lignina recuperada podría ser quemado en calderas convencionales sin riesgos de corrosión (Balat & Öz, 2008).

##### **3.6.1.1 LA PRE-HIDRÓLISIS DE LA HEMICELULOSA.**

La cascarilla de arroz la cual contiene 40.33% de humedad (después del lavado) es calentado por inyección de vapor hasta 122°C. Se adiciona ácido sulfúrico a la cascarilla caliente, y la mezcla es alimentada al reactor de pre-hidrólisis, el cual opera a 200 kPa y aproximadamente 122°C. El reactor opera como un flash, a fin de mantener una temperatura constante. Los productos de la reacción son lavados y filtrados para la recuperación de las pentosas producidas.

Según el estudio realizado por Aguilar et. al (2002) las condiciones óptimas para la pre-hidrólisis de la cascarilla de arroz son 2% en peso de  $H_2SO_4$  y tiempo de residencia en el reactor de 24.1 minutos. Se obtiene una conversión de la hemicelulosa a pentosas de 91.4%, con una descomposición a furfural y ácido acético muy bajo valorizados en 0.8 y 0.4 % respectivamente. Un buen porcentaje de la hemicelulosa, aproximadamente 2.7% se convierte en glucosa. Se llega a esta conclusión porque las condiciones de la pre-hidrólisis de la cascarilla no atacan a la celulosa. El licor de pentosas obtenido después de la filtración contiene cerca de 5 a 9% de pentosas, especialmente xilosa.



*Figura 3.15 Obtención de mosto azucarado por proceso organosolv.*

Fuente: Adaptado por los Autores (2016).

En el digestor continuo se alimenta la cascarilla de arroz, vapor y ácido sulfúrico a un ritmo constante. La cascarilla de arroz y los líquidos se mezclan en la zona de

impregnación, en la parte superior del digestor, y entonces se van desplazando desde la zona superior de cocción a la inferior y a la zona de lavado, antes de soplarlas al tanque de almacenamiento. De este último tanque se lava y se filtra para separar las pentosas que resultan de la hidrólisis de la porción de hemicelulosa de la cascarilla.

### **3.6.1.2 DELIGNIFICACIÓN.**

Después de las reacciones de pre-hidrólisis, la mezcla de lignina y celulosa (celulignina), la cual contiene aproximadamente 50% de agua, sufre una etapa de delignificación usando una solución Organosolv que contiene alrededor de 60% de etanol (base volumen). La celulignina es mezclada con la solución a una relación de 5 metros cúbicos de solución por toneladas de cascarilla de arroz pre-hidrolizado (Rossell et al., 2005), seguida de una presurización hasta 19 bar, a fin de mantener la mezcla en estado condensado y luego es calentado hasta 180°C por 5 minutos. Después, la mezcla se flashea y la fase líquida es filtrada produciendo una suspensión de celulosa de alta calidad. La lignina disuelta en el solvente Organosolv es obtenida en el separador flash y filtrado alimentándola a una columna de destilación para recuperar el solvente Organosolv.

### **3.6.1.3 HIDRÓLISIS DE LA CELULOSA Y RECUPERACIÓN DEL SOLVENTE.**

La celulosa es mezclada con agua hasta la concentración de sólidos alcanzando el 10% en peso. Se adiciona ácido sulfúrico a la corriente de celulosa diluida hasta aumentar la concentración de ácido a 0.07%. La mezcla es presurizada (cerca de 36 bares), calentada (205°C) y alimentada al reactor de hidrólisis. Bajo estas condiciones, una conversión de la celulosa grado químico igual a 90.6% es alcanzadas, obteniéndose hexosas básicamente en su totalidad como glucosa (Xiang et al, 2003). Se considera que 2% de celulosa se convierte en hidroximetilfurfural (HMF), así como la hemicelulosa que no reaccionó en la etapa anterior se convierte totalmente a pentosas de los cuales 80% se convierte a furfural (Rodríguez, 2007). El producto de la reacción de hidrólisis (extracto) es enfriado en intercambiador de calor con la corriente de lignina disuelta alimentada a la columna de destilación, de esta manera se detiene las reacciones de hidrólisis. Después del enfriamiento es filtrado para separar los sólidos sin reaccionar y se obtiene el licor de hexosas que posteriormente se va mezclar con el licor de pentosas que constituye el mosto azucarado que pasara a la etapa de fermentación.

La columna de recuperación de solvente opera bajo presión de 5 bares para evitar la precipitación de la lignina. El destilado contiene el solvente Organosolv (etanol) recuperado, mientras que el fondo contiene lignina disuelta en agua. Lignina (con 50% de agua) se obtiene después que el producto de fondo es flasheado y filtrado. La solución acuosa obtenida es mezclada con el solvente Organosolv, reponiendo así la solución Organosolv utilizada en la etapa de delignificación.

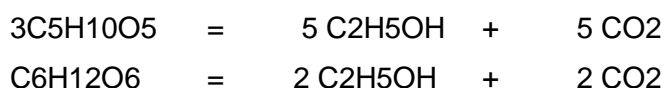
El licor de hexosas contiene aproximadamente 22% de glucosa, de modo que debe ser concentrado antes de la fermentación. La concentración se realiza en un evaporador flash y en evaporadores de múltiple efecto, similares a los usados en la concentración de jugo de caña. Una fracción de licor es concentrada hasta 64% en peso de glucosa y mezclada con el licor flasheado, hasta producir un licor con 13.33% de glucosa y pentosas que se envía a fermentación. Previamente debe ser enfriado a 28°C.

### 3.6.2 FERMENTACIÓN.

Para la fermentación simultanea de hexosas y pentosas se va utilizar una bacteria mutante de *Escherichia coli* LY180, designada como MM160. Esta cepa modificada tiene una gran resistencia a inhibidores de fermentación como furfural, hidrometilfurfural y ácido acético. El rendimiento reportado es 0.27 gramos de etanol por gramos de cascarilla seca (Geddes et al, 2011). En recientes investigaciones se está reportando rendimientos de 0.39 a 0.47 gramos de etanol por gramos de cascarilla seca que representan 76% y 92% del teórico posible (Georgieva & AHing, 2007). Para el proyecto se considera 92% de rendimiento.

Una suspensión de *Escherichia coli* LY180 mutante, designada como MM160, conteniendo cerca de 28% de bacterias (v/v) es alimentada como inóculo al reactor de fermentación en una cantidad de cerca del 10% del volumen del reactor. Luego es alimentado en forma continuada el mosto que contiene las hexosas y pentosas. El tiempo de fermentación del proceso batch tradicional demora cerca de 48 horas (Geddes, Shanmugam & Ingram, 2015). Sin embargo, se considera que, para una operación con recirculación de la bacteria, como se estila en el proceso Melle Boinot, el tiempo de fermentación será de 36 horas.

Durante la fermentación ocurren las siguientes reacciones:





La conversión a etanol que se logra es 92% basado en el consumo de los azúcares fermentables. 3% de los azúcares no se consumen y el 5% restante se convierten en subproductos, debido a reacciones de fermentación paralelas, crecimiento de células e impurezas del mosto preparado. Entre los subproductos que se forman tenemos glicerol (2.51%), ácido succínico (0.25%), ácido acético (1.11%), alcohol isoamílico (0.03%) y biomasa (1.1%). Algunos de ellos como el alcohol isoamílico constituyen el aceite fusel (Pan et al, 2005). También se forma en pequeñas cantidades algunos congénicos que salen con el destilado como son el acetaldehído, éster acetato de metilo, éster acetato de etilo, metanol, n-propanol, i-butanol y otros alcoholes superiores.

La temperatura de fermentación representa una etapa crítica en la producción de etanol, desde que temperaturas altas afecta al comportamiento de la bacteria, disminuyendo el contenido de etanol en el vino. Se considera que la temperatura recomendable para la fermentación debe estar entre 28 a 30°C. Durante la fermentación se va eliminando dióxido de carbono la cual arrastra pequeñas cantidades de etanol, en especial cuando la fermentación se realiza a temperaturas superiores a 30°C. En este caso es recomendable enviarlo los gases a un absorbedor para recuperar el etanol arrastrado y lo que se recupera mezclarlo con el vino que sale al finalizar la fermentación.

### **3.6.3 DESTILACIÓN**

El vino conteniendo aproximadamente algo menos de 5.62% en peso de etanol se precalienta y se alimenta a la primera columna de destilación. Se obtiene un destilado de entre 40 – 50% en peso de etanol. En la parte lateral de la columna se obtiene aceite fusel. El destilado se envía a rectificar a una segunda columna donde se obtiene un destilado con 92.8 – 93.5% de etanol en peso.

### 3.7 BALANCE DE MASA

#### 3.7.1 BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE LA PREHIDROLISIS DE LA CASCARILLA DE ARROZ(Kg/H)

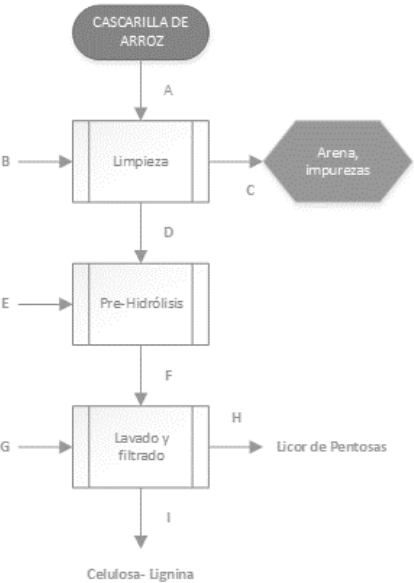
**PROYECTO:** 50 000 Litros de etanol 96°GL/día

*Rendimiento: 0.25 lt. de etanol 96°GL / Kg. de cascarilla seca.*

Tabla 3.5: Composición de las corrientes en la etapa de prehidrolisis de la cascarilla de arroz.

COMPONENTES	A	B	C	D	E	F	G	H	I
Agua	947.8339	10936.545	7655.5815	4228.7974	23976.3115	28205.1089	2773.6402	26331.9367	4646.8124
Celulosa	2296.6744			2296.6744		2296.6744			2296.6744
Hemicelulosa	1567.5714			1567.5714		89.3516			89.3516
Lignina	1203.02			1203.02		1203.02			1203.02
Tierra	87.4924		87.4924						
Cenizas	1188.4379			1188.4379		1188.4379			1188.4379
Ac. Sulfúrico					209.69	209.69		207.5931	2.0969
Pentosas						1417.0846		1402.9137	14.1708
Furfural						12.5406		12.4152	0.1254
Ac. Acético						6.2703		6.2076	0.0627
Hexosas						42.3244		41.9012	
<b>TOTAL</b>	<b>7291.03</b>	<b>10936.545</b>	<b>7743.0739</b>	<b>10484.5011</b>	<b>24186.0015</b>	<b>34670.5026</b>	<b>2773.6402</b>	<b>28002.9675</b>	<b>9441.1753</b>

Fuente: Elaborado por los autores (2016).



### 3.7.2 BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE LA HIDROLISIS DE LA CASCARILLA DE ARROZ(Kg/H)

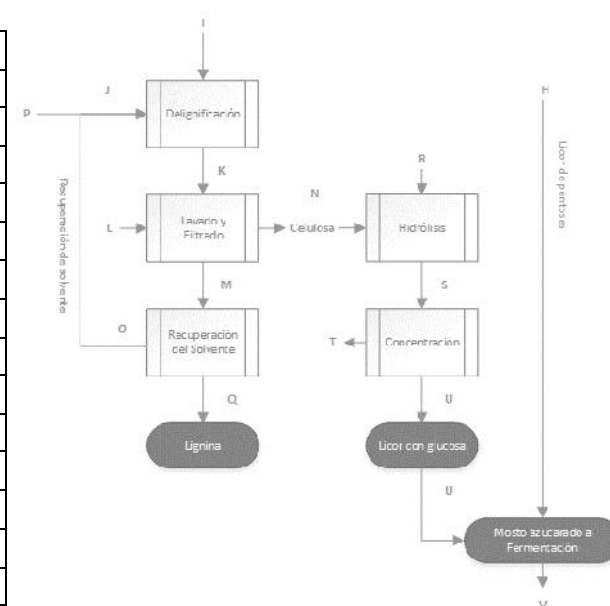
**PROYECTO:** 50 000 Litros de etanol 96°GL/día

Rendimiento: 0.25 lt. de etanol 96°GL / Kg. de cascarilla seca.

Tabla 3.6: Composición de las corrientes en la etapa de hidrolisis de la cascarilla de arroz.

Componentes	J	K	L	M	N	O	P
Agua	19369.464	24016.2764	7431.5398	27485.1306	3962.6856	19272.5736	96.8904
Celulosa		2296.6744			2296.6744		
Hemicelulosa		89.3516			89.3516		
Lignina		1203.02		1203.02			
Tierra							
Cenizas		1188.4379		594.2189	594.2189		
Ac. Sulfúrico		2.0969		2.0969			
Pentosas		14.1708		14.1708			
Furfural		0.1254		0.1254			
Ac. Acético		0.0627		0.0627			
Etanol	21065.4667	21065.4667		21065.4667		20960.1394	105.3273
Hexosas		0.4232		0.4232			
HMF							
TOTAL	40434.9308	49876.1061	7431.5398	50364.7153	6942.9306	40232.713	266.26202.2178

Fuente: Elaborado por los autores (2016).



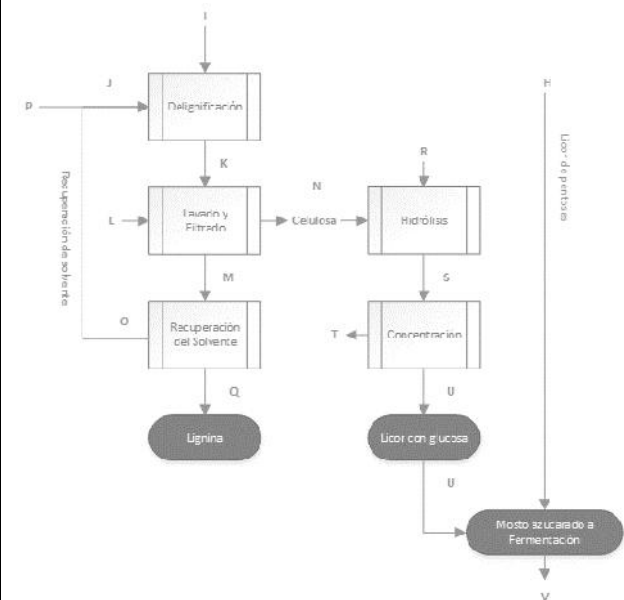
**PROYECTO: 50 000 Litros de etanol 96°GL/día**

*Rendimiento: 0.25 lt. de etanol 96°GL / Kg. de cascarilla seca.*

Tabla 3.7: Composición de las corrientes en la etapa de hidrolisis de la cascarilla de arroz.

COMPONENTES	Q	R	S	T	U	V
Agua	8212.557	2190.0	6152.6856	5845.0513	307.6343	26639.571
Celulosa						
Hemicelulosa						
Lignina	1203.02					
Tierra						
Cenizas	594.2189		594.2189		594.2189	594.2189
Ac. Sulfúrico	2.0969	18.31	18.31		18.31	225.9031
Pentosas	14.1708		17.8703		17.8703	1420.7841
Furfural	0.1254		71.4813		71.4813	83.8964
Ac. Acético	0.0627					6.2076
Etanol	105.3273					
Hexosas	0.4232		2089.9737		2089.9737	2131.8749
HMF			206.7007		206.7007	206.7007
TOTAL	10132.0023	2208.31	9151.2406	5845.0513	3306.1892	31309.1568

Fuente: Elaborado por los autores (2016).



### 3.7.3 BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE FERMENTACIÓN Y DESTILACIÓN (Kg/H)

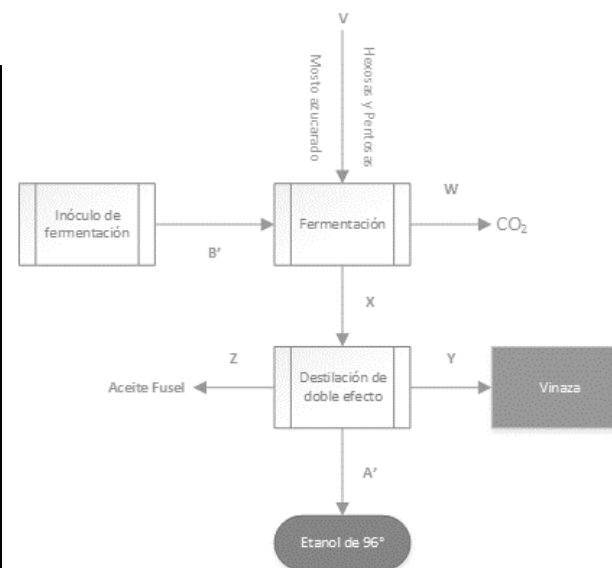
**PROYECTO:** 50 000 Litros de etanol 96°GL/día

Rendimiento: 0.25 lt. de etanol 96°GL / Kg. de cascarilla seca.

Tabla 3.8: Composición de las corrientes en la etapa de fermentación y destilación.

COMPONENTES	W	X	Y	Z	A'
Agua		26639.571	26550.4803		89.0907
CO <sub>2</sub>	1597.9071				
Cenizas		594.2189	594.2189		
Ac. Sulfúrico		225.9031	225.9031		
Pentosas		42.6235	42.6235		
Furfural		83.8964	41.9482	41.9482	
Ac. Acético		6.2076	6.2076		
Etanol		1670.5392	131.9726	1.6705	1536.8961
Hexosas		63.9562	63.9562		
HMF		206.7007	103.3504	103.3504	
+ ligeros etanol		35.5266		17.7633	17.7633
+ pesados etanol		35.5266	35.5266		
Aceite Fusel		71.0532		71.0532	
Biomasa		35.5266	35.5266		
TOTAL Kg/H	1597.9071	29711.2497	27831.7141	235.7856	1643.75
TOTAL, L/día					50000.00

Fuente: Elaborado por los autores (2016).



## **CAPÍTULO 4 : DISEÑO Y SELECCIÓN DE LOS EQUIPO DEL PROCESO – REQUERIMIENTO ENERGÉTICO**

### **3.8 SISTEMA DE LAVADO DE CASCARILLA DE ARROZ**

Función: realizar un lavado y separar tierra y materia extraña muy fina

Funcionamiento: de la pampa de almacenamiento de cascarilla de arroz, se eleva y transporta a 3 metros de altura y se vuelca la cascarilla dentro de un canal de agua.

La suspensión de fibra en agua se recibe en una zaranda vibratoria que retira el agua y la tierra. La cascarilla limpia se envía al equipo de pre-hidrolisis.

#### **3.8.1 EQUIPAMIENTO.**

##### **3.8.1.1 ELEVADOR – CONDUCTOR DE CASCARILLA.**

Capacidad: 7.3 Tn/H.

Ancho del conductor: 75 cm.

Longitud horizontal: 6 metros (dos tramos de 3 m.)

Elevación: 3 m.

Longitud total: 9 m.

Potencia: 1.5 HP

##### **3.8.1.2 CANAL TRANSPORTADOR DE CASCARILLA Y AGUA.**

3.8.1.2.1 *Tanque receptor:*

Diámetro: 0.90 m.

Altura: 0.393 m.

3.8.1.2.2 *Canal transportador*

Longitud: 2 m

Altura: 30 cm

Ancho: 40 cm

Angulo de inclinación: 5°

Material de construcción tanque y canal: acero inoxidable 316, 3/16".

##### **3.8.1.3 ZARANDA VIBRATORIA.**

Fabricante y Modelo: Xinhai Mineral Processing EPC – YA1236.

Área: 1.5 m<sup>2</sup>.

Capacidad nominal: 20-40 Tn/h.

Motor: 4 HP



*Figura 4.1 :Zaranda vibratoria que separa la cascarilla limpiade impurezas innecesarias para el proceso.*

Fuente: [www.trituradorasypantallas.com/catalogo/plantas/zaranda](http://www.trituradorasypantallas.com/catalogo/plantas/zaranda) (2013)

### **3.9 SISTEMA PRE-HIDROLISIS DE CASCARILLA Y LAVADO: DIGESTOR 1**

#### **3.9.1 FUNCIÓN.**

realizar la hidrólisis de la porción de hemicelulosa de la cascarilla de arroz, y en el mismo equipo se lava y filtra la porción sin hidrolizar.

#### **3.9.2 FUNCIONAMIENTO.**

se alimenta de cascarilla de arroz, vapor y ácido sulfúrico continuamente, realizándose un calentamiento a 122°C por 24.1 minutos. La temperatura se alcanza por calentamiento indirecto en dos circulaciones. La parte inferior del digestor es usado para lavar obteniéndose la porción de cascarilla sin procesar.

#### **3.9.3 EQUIPO.**

Un digestor de cascarilla continuo simple, modelo de Valmet – Figura 4.2 (Cálculos en el Apéndice).

Volumen total: 3.9018 m<sup>3</sup>

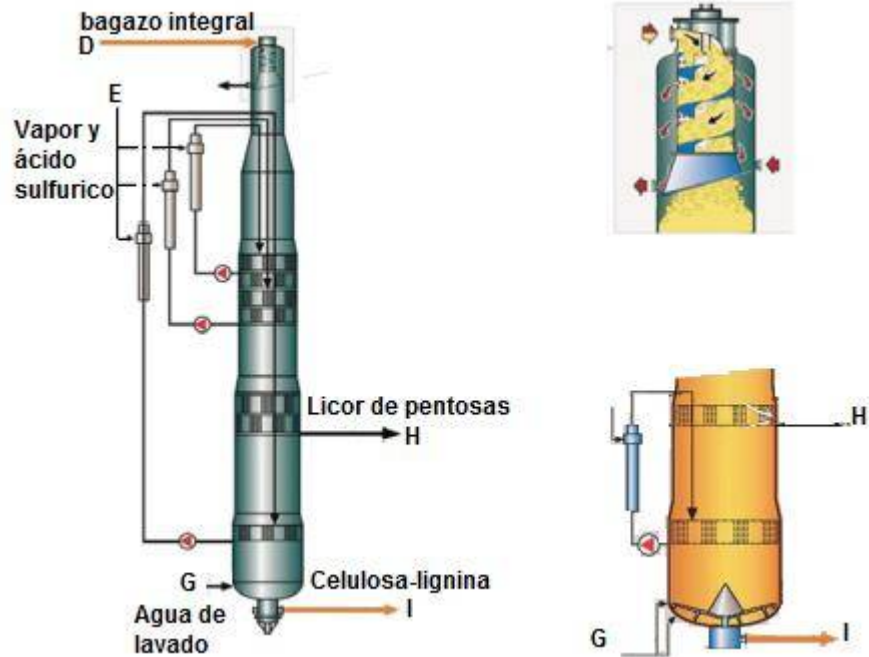
Altura total: 7.8218 m

Material de construcción: acero inoxidable 316

Alimentador tipo tornillo, modelo ADI-500

Conexiones de entrada de vapor

Dos bombas para el reciclo de licor



*Figura 4.2: Digestor continuo de cascarilla con detalle de alimentación y lavado de pulpa sin digerir.*

Fuente: Valmet (2014).

### 3.10 SISTEMA DE DELIGNIFICACION DE CASCARILLA y LAVADO: DIGESTOR 2.

#### 3.10.1 FUNCIÓN.

separar la lignina de la celulosa utilizando una solución de 60% (v/v) de etanol y agua – solución organosolv.

#### 3.10.2 FUNCIONAMIENTO.

se alimenta en forma continua la mezcla celulosa-lignina, la solución 60% de etanol y vapor. Se mantiene una presión de 19 bar y 180°C por 5 minutos.

#### 3.10.3 EQUIPO.

Un digestor vertical simple, modelo Valmet.

Volumen total: 5.882 m<sup>3</sup>

Altura total: 6.557 m

Motorreductor: 2.5 HP



Material de construcción: acero inoxidable 316

Alimentación de celulosa-lignina: tornillo sin fin.

Bombas de reciclo de licor

### **3.11 SISTEMA DE HIDROLISIS DE CELULOSA: DIGESTOR 3**

#### **3.11.1 FUNCIÓN.**

Hidrolizar la celulosa para la obtención de hexosas.

#### **3.11.2 FUNCIONAMIENTO.**

la celulosa ingresa al digestor donde en base a calentamiento (205°C), presión (36 bares) y ácido sulfúrico se hidroliza la celulosa a hexosas.

#### **3.11.3 EQUIPO.**

Un digestor vertical simple, modelo Valmet.

Volumen total: 1.782 m<sup>3</sup>

Altura total: 5.072 m

Material de construcción: acero inoxidable 316

Alimentación de celulosa-lignina: tornillo sin fin.

Motorreductor de alimentación: 1.5 HP

Bombas de reciclo de licor

### **3.12 FILTROS ESPESADORES**

#### **3.12.1 FUNCIÓN.**

Separar líquido de la pasta residual del digestor 1 (celulosa-lignina) y del digestor 2 (celulosa). Además, con la adición de agua se lava las pastas.

#### **3.12.2 FUNCIONAMIENTO.**

Las pastas residuales ingresan a la cuba de material, se absorbe instantáneamente en el sector de disco. El líquido en el disco fluye hacia los extremos del eje hueco a través de la ranura guía para luego ser descargada. El material adjunto al disco será lavado con agua a presión. La velocidad de rotación se ajusta de acuerdo al grado de espesamiento requerido y a la capacidad de producción.

### **3.12.3 EQUIPO.**

Espesador de disco – fabricante FJLIME.

#### **3.12.3.1 FILTRO 1.**

##### *3.12.3.1.1 Función.*

Espesar suspensión celulosa-lignina que sale del digestor 1.

Modelo: ZNP7 – OCC

Área de tamizado: 240 m<sup>2</sup>

Capacidad nominal: 500 Tn/día

Número de filtros: 2

Potencia del motor: 30 kW

Número de placas: 16

#### **3.12.3.2 FILTRO 2.**

##### *3.12.3.2.1 Función*

Espesar suspensión de celulosa que sale del digestor 2.

Modelo: ZNP7 – OCC

Área de tamizado: 240 m<sup>2</sup>

Capacidad nominal: 500 Tn/día

Número de filtros: 3

Potencia del motor: 30 kW

Número de placas: 16

### **3.13 CALENTADOR 1 (incluye bomba)**

#### **3.13.1 FUNCIÓN.**

calentar la solución organosolv a la temperatura y presión de operación (180°C y 19 bares).

#### **3.13.2 FUNCIONAMIENTO.**

La solución recuperada del destilador (80°C) y la corriente Organosolv de reposición se mezclan y se calientan hasta 180°C.

### 3.13.3 EQUIPO

intercambiador de calor de casco y tubo y bomba

Bomba: 40 HP

Intercambiador de calor: 1 - 1

Área de transferencia de calor: 5390.52 pie<sup>2</sup>.

Casco: 3.33 pies DI, 3.42 pies DE

Tubos: 1396 tubos de ¾ pulg, 20 pies largo, distribución Δ.

### 3.14 DESTILADOR 1 (recuperación de solvente)

#### 3.14.1 FUNCIÓN

separar la solución Organosolv a la concentración de diseño (60% V/V = 52.0972 % en peso)

#### 3.14.2 FUNCIONAMIENTO

ingresa la corriente "M" a un destilador a una temperatura de 85°C y se somete a una destilación hasta alcanzar la concentración deseada.

#### 3.14.3 EQUIPO

destilador

Altura total de la columna: 8,2m.

Diámetro de la columna: 1.52 m

Temperatura de entrada: 85°C.

Presión de operación: atmosférica.

Total, de etapas: 10 (alimentación en el plato 7).

Tipo de platos: perforados (con 24pulg.de espaciado entre platos).

Material: acero inoxidable 316.

### 3.15 EVAPORADOR DE SOLUCIÓN DE HEXOSAS

#### 3.15.1 FUNCIÓN

concentrar la solución de hexosas hasta un punto que al mezclar con la solución de pentosas se obtenga una solución de azúcares totales 20.3%.

### 3.15.2 FUNCIONAMIENTO

se hace ingresar la solución de hexosas (corriente "S") en "1a", de la parte del fondo del evaporador se bombea a "1b" para hacer ingresar al distribuidor de paquete de placas. El jarabe sale en la parte inferior.

### 3.15.3 EQUIPAMIENTO

Evaporador tipo Robert modificado = Balcke-Dürr EVAPplus.

Área total de transferencia: 120 m<sup>2</sup>.

Sistema: doble efecto de 60 m<sup>2</sup>, cada uno.

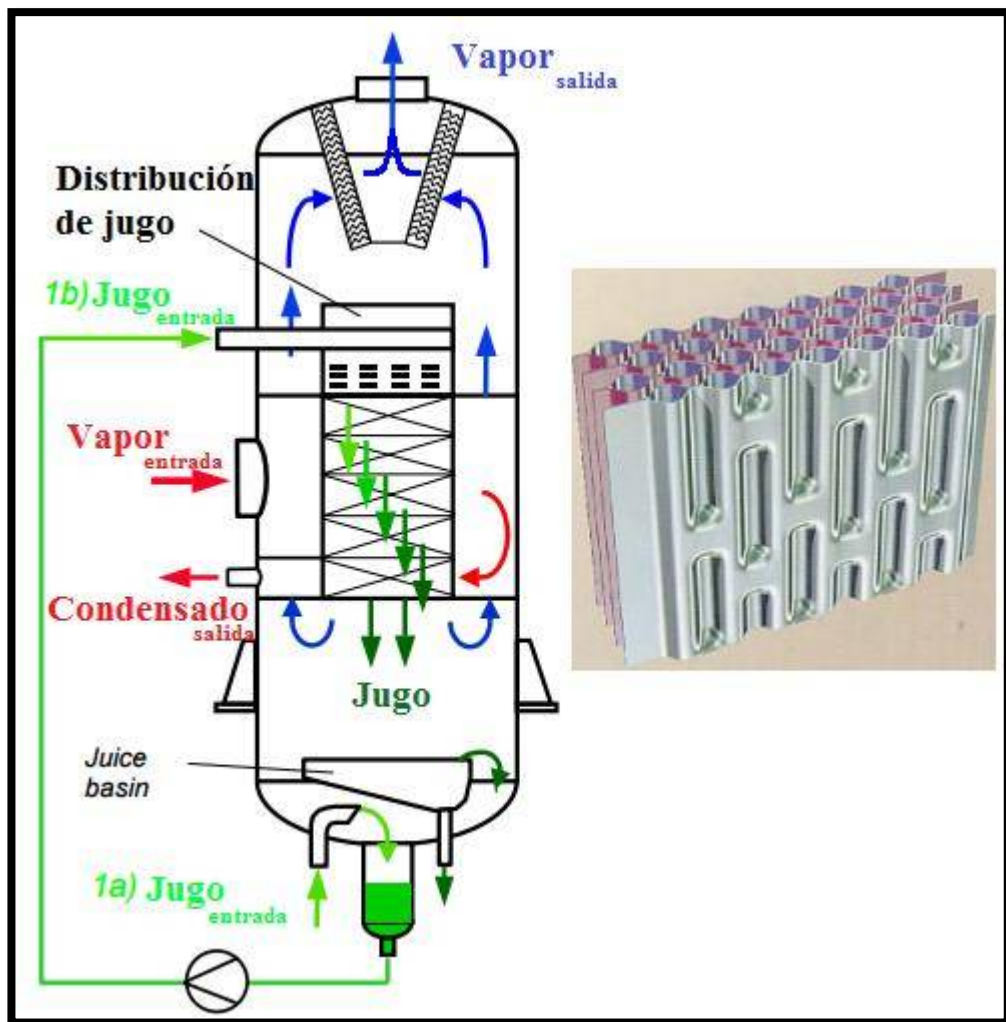


Figura 4.3: Evaporador modificado con paquete de placas.

Fuente: [http://www.wastewaterevaporators.biz/wastewater\\_evaporators\\_design](http://www.wastewaterevaporators.biz/wastewater_evaporators_design). (2008).

### 3.16 MEZCLADOR ESTÁTICO

#### 3.16.1 FUNCIÓN.

mezclar la solución concentrada de hexosas con la solución diluida de pentosas

#### 3.16.2 FUNCIONAMIENTO.

se hace ingresar las corrientes “U” y “H” en el mezclador estático y se dirige a al tanque de almacenamiento de mosto azucarado.

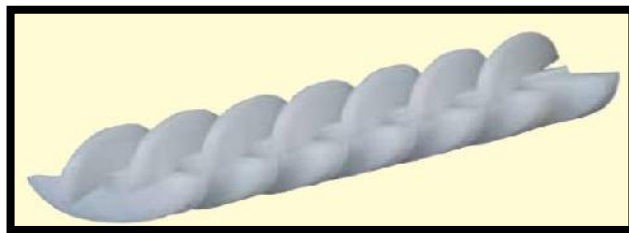
#### 3.16.3 EQUIPAMIENTO.

Modelo FMX7251-CP, del fabricante OMEGA.

Diámetro: 5 pulg.

Número de elementos del modelo: 7

Material: CPVC



*Figura 4.4: Modelo FMX7251-CP, del fabricante OMEGA*

Fuente: <http://www.omega.com/green/pdf/FMX.pdf>

### 3.17 TANQUE DE MOSTO

#### 3.17.1 FUNCIÓN.

Distribuir el mosto, corriente “V”, a los pre-fermentadores y fermentadores.

#### 3.17.2 FUNCIONAMIENTO.

funciona como tanque pulmón, regulando el abastecimiento a los pre-fermentadores y fermentadores principales.

#### 3.17.3 EQUIPAMIENTO.

Tanque cilíndrico vertical, en acero inoxidable 316.

Dimensiones: (<http://www.regaltanks.co.uk/calculator/>).

Diámetro: 2672 mm.

Altura: 3211 mm.

Bomba requerida.

Modelo: CRN 45-1:

Caudal: 39400 litros/h.

Columna máxima: 20 m.

Potencia: 3 kW.

Acoplamiento: Succión: 2.5 pulg

Descarga: 2 pulg.

Material: acero inoxidable.

### **3.18 PRE-FERMENTADORES**

#### **3.18.1 FUNCIÓN.**

Preparar el inoculo para el funcionamiento de cada fermentador

#### **3.18.2 FUNCIONAMIENTO.**

Las bacterias separadas por centrifugación se alimentan al tanque pre-fermentador donde se le adiciona nutrientes, aire y se vuelve a reciclar al fermentador principal.

#### **3.18.3 EQUIPAMIENTO.**

Tanques verticales con agitación y aireación.

Dimensiones:

Altura: 2.97 m

Diámetro: 2.475 m

Número de pre-fermentadores: 2

Volumen: 12 m<sup>3</sup>.

Agitador: tipo turbina con 4 palas inclinadas.

Potencia del motor con aireación: 25 HP

### **3.19 FERMENTADORES**

#### **3.19.1 FUNCIÓN.**

realizar la fermentación de pentosas y hexosas en un solo reactor. Tiempo de fermentación: 36 horas

### 3.19.2 FUNCIONAMIENTO.

El mosto formado por la mezcla de solución de hexosas (glucosa) y pentosas se alimenta por la parte superior del fermentador. El enfriamiento es externo y cada fermentador dispone de una bomba y un intercambiador de calor.



*Figura 4.5: Fermentador.*

Fuente: Oliva (2010).

### 3.19.3 EQUIPAMIENTO.

Tanques cilíndricos con cabeza torisférica y cola toricónica.

### 3.19.4 DIMENSIONES.

Cuerpo cilíndrico:

Altura = 8.84 m

Diámetro = 3.94 m.

Cabeza torisférica:

Diámetro = 3.94 m,

Largo = 3.94 m

$r = 0.42$

Cola toricónica:

Diámetro = 3.94

Altura = 1.5 m

Número de fermentadores: 10.

Volumen total de cada uno: 120 m<sup>3</sup>.

Material: acero inoxidable ANSI 304L.

Sistema de bombeo y refrigeración para 5000 litros/h.

### **3.20 CENTRIFUGA SEPARADORA DE BACTERIAS**

#### **3.20.1 FUNCIÓN.**

separar las bacterias al terminar el proceso de fermentación para su reactivación en los pre-fermentadores.

#### **3.20.2 FUNCIONAMIENTO.**

se alimenta en forma continua el vino haciendo que las bacterias se depositen en la cámara de sólidos del tambor para ser expulsados periódicamente a plena velocidad. El líquido clarificado se dirige a un rodete centrífugo que descarga el líquido de la máquina a presión.

#### **3.20.3 EQUIPAMIENTO.**

centrifuga de discos del fabricante Flottweg.

Modelo: AC 1500

Capacidad de diseño: 20000 litros/H, aproximadamente.

Capacidad nominal: 32682 litros/H.

Numero de centrifugas: 2

Máximo volumen del tambor: 14 litros.

Máximo volumen de sólidos: 7 litros.

Máximo tamaño del motor: 18.5 kW. = 25 HP

Transmisión de potencia mediante motor eléctrico controlado por variador de frecuencia a través de un juego de correas.

### **3.21 SISTEMA DE DESTILACIÓN DE ETANOL**

#### **3.21.1 FUNCIÓN.**

concentrar la solución de etanol que sale de los fermentadores hasta un nivel de 93.5% en peso.



### 3.21.2 FUNCIONAMIENTO.

se alimenta el vino de los fermentadores a un sistema de dos destiladores en serie. El primero concentra hasta 52% de etanol en peso y el segundo hasta 93.5% en peso.

### 3.21.3 EQUIPAMIENTO.

columna de destilación fraccionada

Dimensiones:

#### 3.21.3.1 **PRIMERA COLUMNA: COLUMNA DESPOJADORA.**

Total, de platos: 13

Plato de alimentación: 10

Diámetro interno de la torre: 4 ft = 1,2192 m

Altura total de la columna = 396 pulg = 10,0 m

Presión de operación: 3 atm.

Tipo de platos: perforados (con 24pulg.de espaciado entre platos).

Material: acero inoxidable 316.

#### 3.21.3.2 **SEGUNDA COLUMNA: COLUMNA RECTIFICADORA.**

Total, de platos: 28

Plato de alimentación: 21

Diámetro interno de la torre: 6.5 ft = 2 m

Altura total de la columna = 756 pulg = 19.2 m

Presión de operación: 1 atm.

El simulador obtuvo el resultado esperado: 93.5% en peso

Tipo de platos: perforados (con 24pulg.de espaciado entre platos).

Material: acero inoxidable 316.

### 3.22 HOJAS DE ESPECIFICACIONES – REQUERIMIENTO ENERGÉTICO

Tabla 4.1: Hoja de especificaciones para elevador 1.

ESPECIFICACIONES DEL DISEÑO DE UN ELEVADOR					
PLANTA	ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN				
DISEÑISTAS	DÍAZ/SILUPU		FECHA		15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE	ELEVADOR E-1				
FUNCIÓN	CONDUCIR LOS SÓLIDOS AL CANAL TRANSPORTADOR				
TIPO	INCLINADA				
OPERACIÓN	CONTINUA				
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	01	USO REGULAR	01	UNIDADES DE RESERVA	01
PROPIEDADES FÍSICAS					
T°	25°C				
Diámetro de partículas	9.51 a 1.68 mm				
Flujo másico	7291.03 Kg/H ~ 7.3 Tn/H				
Velocidad de trasporte	20 m/min				
Densidad de la cascarilla de arroz	(86 – 114 Kg/m3) = 100 Kg/m3				
ESPECIFICACIONES DEL ELEVADOR					
Ancho del conductor	A = 0.061 m2		Altura de las rastras		150mm
Ancho de las rastras	0.41m		Distancia de vías y cadenas		0.75m
Longitud horizontal	Dos tramos de 3 m cada uno		Altura de elevación		3m
Longitud total	9m				
Motor	1.5 HP				

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

*Tabla 4.2: Hoja de especificaciones para canal transportador.*

ESPECIFICACIONES DEL DISEÑO DE UN CANAL TRASPORTADOR ARROZ Y CASCARILLA					
PLANTA	ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN				
DISEÑISTAS	DÍAZ/SILUPU		FECHA		15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE	CANAL TRASPORTADOR CT-1				
FUNCIÓN	TRANSPORTE Y LAVADO				
TIPO	HORIZONTAL				
OPERACIÓN	CONTINUA				
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	01	USO REGULAR	01	UNIDADES DE RESERVA	01
PROPIEDADES FÍSICAS					
T°	25°C				
Densidad promedio	550.0 Kg/m3				
Flujo másico	18226.575 Kg/H				
Flujo Volumétrico	0.00920 m3/s				
Densidad de la cascarilla de arroz	(86 – 114 Kg/m3) = 100 Kg/m3				
ESPECIFICACIONES DE TANQUE RECEPTOR					
Tiempo de residencia	10 -20 segundos.	Volumen del Tanque		138 litros.	
Volumen nominal (anti derrames)	250 litros	Flujo volumétrico		0.00920 m³/s	
Altura	0.393 m	Diámetro		0.9 m	
CANAL TRASPORTADOR DE CASCARILLA Y AGUA					
Tiempo de residencia	10-15 segundos	Volumen de canal		110.4 litros	
Longitud	2 m	Volumen para prevenir derrames		0.2m³	
Ancho	40 cm	Altura		30 cm	

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

*Tabla 4.3: Hoja de especificaciones para zaranda vibratoria.*

ESPECIFICACIONES DEL DISEÑO DE UNA ZARANDA VIBRADORA					
PLANTA	ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN				
DISEÑISTAS	DÍAZ/SILUPU		FECHA		15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE	ZARANDA ZR-1				
FUNCIÓN	CLASIFICAR GRUESOS, FINOS Y PRODUCTO				
TIPO	HORIZONTAL, VIBRATORIA, INCLINADA				
OPERACIÓN	CONTINUA				
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	01	USO REGULAR	01	UNIDADES DE RESERVA	01
PROPIEDADES FÍSICAS					
T°	25°C				
Diámetro de partículas	9.51 a 1.68 mm				
Flujo másico	18226.575 Kg/H – 20 Tn/h				
Capacidad Nominal	20-40 Tn/H				
Angulo de inclinación	20°				
ESPECIFICACIONES DE LA ZARANDA					
Número de pantallas	1	Capacidad		80-240 Tn/H	
Malla 1 de la zaranda	Malla (6mm)	Área		1.5m²	
Tipo de malla	cuadrada	MOTOR		4 HP	
DIMISIÓN DE ENTRADA	150 mm	Angulo de inclinación		20°	

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Tabla 4.4: Hoja de especificaciones para biodigestor 01.

ESPECIFICACIONES DEL DISEÑO DE BIODIGESTOR 01					
PLANTA		ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN			
DISEÑISTAS		DÍAZ/SILUPU		FECHA	15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE		BIODIGESTOR 01			
FUNCIÓN		PREHIDROLISIS DE HEMICELULOSA Y LAVADO			
TIPO		VERTICAL			
OPERACIÓN		CONTINUA			
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	01	USO REGULAR	01	RESERVA	01
PROPIEDADES FÍSICAS					
PULPEO DE CASCARILLA	Flujo Volumétrico/Área tiempo	70 pie <sup>3</sup> /pie <sup>2</sup> . H	Tiempos de Retención		
			Impregnación	Cocción	Lavado
			40min	70 min	150min
HIDROLISIS DE HEMICELULOSA	Flujo de cascarilla	7291.03 Kg/H	Tiempos de Retención		
			Impregnación	Cocción	Lavado
			4 min	7 min	14 min
Flujo Vapor/ácido	3645.515 Kg/H	Flujo total por la zona	10936.545 Kg/H	Flujo Volumétrico	7.8118m <sup>3</sup> /H
ESPECIFICACIONES DEL BIODIGESTOR					
Volumen de zona de Impregnación	0.5208 m <sup>3</sup>	Área Transversal		3.941 pie <sup>2</sup>	
		Diámetro zona de impregnación		0.68 m	
		Altura Zona de impregnación		1.4340 m.	
Volumen Zona de Cocción	0.911 m <sup>3</sup>	Diámetro zona de Cocción		0.782 m	
		Altura Zona de Cocción		1.8968 m.	
Volumen Zona de Lavado	2.47 m <sup>3</sup>	Diámetro zona de Lavado		0.899m	
		Altura Zona de Lavado		3.891m	
Sección de entrada		Altura sección de Alimentación		0.6m	
		Diámetro sección de Alimentación		0.68m	
		Volumen sección de Alimentación		0.363 m3	
Volumen Total			3.9018 m3		
Motor reductor de alimentación			3HP		
Altura total			7.8218 m.		

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Tabla 4.5: Hoja de especificación para biodigestor 02.

ESPECIFICACIONES DEL DISEÑO DE BIODIGESTOR 02						
PLANTA			ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN			
DISEÑISTAS			DÍAZ/SILUPU	FECHA		15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE			BIODIGESTOR 02			
FUNCIÓN			SISTEMA DELIGNIFICACIÓN DE LA CASCARILLA DE ARROZ, LAVADO			
TIPO			VERTICAL			
OPERACIÓN			CONTINUA			
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	01	USO REGULAR	01	RESERVA	01	
PROPIEDADES FÍSICAS						
CELULOSA/LIGNOCELULOSA	Flujo Volumétrico	0.6927 m3/min	Tiempos de Residencia			
			Real		Diseño	
			5 min		8 min	
CELULOSA:	9441.1753 Kg/H	SOLUCIÓN ORGANOSOLV	40434.93 Kg/h			
ESPECIFICACIONES DEL BIODIGESTOR						
Volumen de zona de Impregnación	0.8218 m3	Diámetro zona de impregnación		0.85 m		
		Altura Zona de impregnación		1.448 m.		
Volumen Zona de Cocción	1.438 m3	Diámetro zona de Cocción		0.977 m.		
		Altura Zona de Cocción		1.918 m.		
Volumen Zona de Lavado	3.2819 m3	Diámetro zona de Lavado		1.270 m		
		Altura Zona de Lavado		2.591 m.		
Sección de entrada	Altura sección de Alimentación			0.6m		
	Diámetro			0.68m		
	Volumen			0.3404 m3		
Volumen Total				5.882 m3		
Moto reductor de alimentación				2.5 HP.		
Altura total				6.557 m		
Material				Acero Inoxidable 316		

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Tabla 4.6: Hoja de especificación para biodigestor 3.

ESPECIFICACIONES DEL DISEÑO DE BIODIGESTOR 03					
PLANTA		ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN			
DISEÑISTAS		DIAZ/SILUPU	FECHA		15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE		BIODIGESTOR 03			
FUNCIÓN		SISTEMA DE HIDROLISIS DE CELULOSA Y LAVADO			
TIPO		VERTICAL			
OPERACIÓN		CONTINUA			
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	01	USO REGULAR	01	RESERVA	01
PROPIEDADES FÍSICAS					
FLUJO		9151.24 Kg/h.			
DENSIDAD DE LA MEZCLA		1100 Kg/m³ (Mayor proporción de agua)			
CELULOSA	Flujo Volumétrico	8.3193 m3/h	Tiempos de Residencia		
			Real	Diseño	
			3 min	12 min	
ESPECIFICACIONES DEL BIODIGESTOR					
Volumen de zona de Impregnación	0.247 m3	Diámetro zona de impregnación	0.550 m.		
		Altura Zona de impregnación	1.039 m.		
Volumen Zona de Cocción	0.4318 m3	Diámetro zona de Cocción	0.605 m.		
		Altura Zona de Cocción	1.502 m.		
Volumen Zona de Lavado	0.9854 m3	Diámetro zona de Lavado	0.786 m.		
		Altura Zona de Lavado	2.031 m.		
Sección de entrada	Altura sección de Alimentación			0.5 m	
	Diámetro			0.68 m	
	Volumen			0.118 m³	
Volumen Total			1.782 m³		
Moto reductor de alimentación			1.5 HP		
Altura total			5.072 m		
Material			Acero Inoxidable 316		

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

*Tabla 4.7: Hoja de especificación para filtros.*

ESPECIFICACIONES DE FILTRO 1							
PLANTA			ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN				
DISEÑISTAS			DIAZ/SILUPU		FECHA		15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE			FL 1				
FUNCIÓN			ESPESAR CELULOSA Y LIGNINA				
TIPO			VERTICAL				
OPERACIÓN			CONTINUA				
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS		01	USO REGULAR		01	RESERVA	01
PROPIEDADES FÍSICAS							
FLUJO			34670.5026 Kg/H = 832.09 Tn/día				
Número de filtros			2				
Capacidad			400 a 500 Tn/ día				

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

ESPECIFICACIONES DE FILTRO 2									
PLANTA				ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN					
DISEÑISTAS				DIAZ/SILUPU		FECHA		15/01/2017	
NOMBRE Y DETALLE				FL 2					
FUNCIÓN				ESPESAR CELULOSA QUE SALE DIGESTOR 2					
TIPO				VERTICAL					
OPERACIÓN				CONTINUA					
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS		01		USO REGULAR		01		RESERVA 01	
PROPIEDADES FÍSICAS									
FLUJO				50364.715 Kg/H = 1208.75 Tn/día					
Número de filtros				3					
Capacidad				400 a 500 Tn/ día					

Fuente: Elaborado por los autores (2016).



Tabla 4.8: Hoja de especificación para una columna de destilación binaria.

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA						
PLANTA	ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN					
DISEÑISTAS	DIAZ/SILUPU				FECHA	15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE	COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA C – 1					
FUNCIÓN	RECTIFICAR PARA LA RECIRCULACIÓN DE SOLVENTE					
TIPO	COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA CON PLATOS DE CASQUETES DE BURBUJEO.					
OPERACIÓN	CONTINUA					
Nº DE UNIDADES REQUERIDAS	01	USO REGULAR		01	RESERVA	0
DATOS DEL BALANCE DE MATERIALES						
COMPONENTES	ALIMENTACIÓN		DESTILADOS		FONDOS	
	Kg/H	Xf	Kg/H	Xd	Kg/H	Xw
ETANOL	29299.249	0.4182	21063.49014	0.5204829	9893.6089	0.9998
AGUA	21065.466	0.5818	19405.63986	0.4795171	1.9791	0.0002
TOTAL	50364.715	1.0	40469.13	1.0	9895.588	1.0
DATOS DE DISEÑO DE LA COLUMNA						
TIPO DE COLUMNA:	COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA CON PLATOS DE CASQUETES DE BURBUJEO.					
DIAMETRO INTERNO, pulg		60	TEMPERATURA ENTRADA °C		DE 85	
PRESION DE CONDENSACIÓN atm		0.05	Nº DE PLATOS TEÓRICOS		10	
EFICIENCIA EN FONDOS		0.7	EFICIENCIA TOPE		0.8	
ALTURA NETA, m		8.23	ESPACIADO ENTRE PLATOS, pulg		24	
ALTURA DE VERTEDERO, pulg		198	PLATO DE ALIMENTACIÓN		7	
ALTURA DE FONDOS pulg		0.0625	REFLUJO MÍNIMO		0.1456	
ALTURA DE TOPE pulg		0.0625	ALIMENTACIÓN, lbmol/H		50364.715	
CONSTRUCCIÓN						
MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN			ACERO INOXIDABLE 304			
ESPESOR DE LA PARED DE LA COLUMNA, pulg			1/ "			
PRESIÓN DE DISEÑO,			1 atm			

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Tabla 4.9: Hoja de especificaciones para calentador 01.

ESPECIFICACIONES DE CALENTADOR 1						
PLANTA		ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN				
DISEÑISTAS		DIAZ/SILUPU	FECHA		15/01/2017	
NOMBRE Y DETALLE		IC 1				
FUNCIÓN		AUMENTO DE LA TEMPERATURA PARA TORRE DE DESTILACIÓN				
TIPO		VERTICAL				
OPERACIÓN		CONTINUA				
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	01	USO REGULAR	01	RESERVA	01	
PROPIEDADES FÍSICAS						
FLUJO		40434.93 Kg/H.				
COMPOSICIÓN		Agua			19369.464 Kg/H	
		Etanol			21065.4667 Kg/H	
TEMPERATURA DE ENTRADA		80 °C				
TEMPERATURA SALIDA		180°C				
PRESIÓN SALIDA		19 Bares				
CARGA DE CALOR		15.7738 MMBtu/H				
FLUJO DE VAPOR		15379.26 Kg/H				
AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR		Requerida			5390.52 pies²	
		Efectiva			5390.52 pie²	
DIAMETRO DE CARCASA		3.33 pies DI			3.42 pies DE	
TUBOS		NUMERO	DIÁMETRO		LONGITUD	
		1396	¾ pulg		20 pies	
ACOPLAMIENTOS		CASCO			TUBOS	
		DI	DE		DI	DE
		12 pulg	6 pulg		6 pulg	6 pulg
BAFLES		NUMERO			ESPACIADOS	
		8			2 pies	

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

*Tabla 4.10: Hoja de especificación para evaporador.*

ESPECIFICACIONES EVAPORADOR DE PELÍCULA DESCENDENTE					
PLANTA		ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN			
DISEÑISTAS		DÍAZ/SILUPU	FECHA		15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE		EV 1			
FUNCIÓN		CONCENTRACIÓN DE SOLUCIÓN AZUCARADA			
TIPO		VERTICAL			
OPERACIÓN		CONTINUA			
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	01	USO REGULAR	01	RESERVA	01
PROPIEDADES FÍSICAS					
FLUJO ENTRADA		9151.2406 Kg/H			
COMPOSICIÓN		Agua		5845.0513 Kg/H	
		Concentrado		3306.1892 Kg/H	
TEMPERATURA ENTRADA	DE	95 °C			
TEMPERATURA EVAPORADOR	DEL	110 °C			
CALOR REQUERIDO TOTAL		13574948.6 kJ/H = 3770.82 kW			
VAPOR NECESARIO		6088.24 Kg/H			
VAPOR REQUERIDO (EFICIENCIA DE 0.9)		3382.36 Kg/H			
ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR		Requerida		112.23 m²	
		Efectiva		120 m²	

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

*Tabla 4.11: Hoja de especificación para tanque de mosto.*

ESPECIFICACIONES TANQUE DE MOSTO						
PLANTA			ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN			
DISEÑISTAS			DÍAZ/SILUPU	FECHA		15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE			TM 1			
FUNCIÓN			ALMACENAJE			
TIPO			VERTICAL			
OPERACIÓN			CONTINUA			
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	01		USO REGULAR	01	RESERVA	01
PROPIEDADES FÍSICAS						
FLUJO ENTRADA		31309.1568 Kg/H				
DENSIDAD		1100 Kg/m³				
FLUJO VOLUMÉTRICO		28462.87 litros/H				
TIEMPO DE RETENCIÓN		0.5 horas				
VOLUMEN DE TRABAJO DEL TANQUE		14231.43 litros				
VOLUMEN REAL DEL TANQUE		17.06 m³				
DIAMETRO		ALTURA				
2672mm		3211mm				
BOMBA REQUERIDA						
CAUDAL	COLUMNA MAXIMA	POTENCIA	ACOPLAMIENTO SUCCION		ACOPLAMIENTO DESCARGA	
39400 litros/h	20 m	3 Kw	2.5 pulg		2 pulg	

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

*Tabla 4.12: Hoja de especificación para mezclador estático.*

ESPECIFICACIONES MEZCLADOR ESTÁTICO							
PLANTA				ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN			
DISEÑISTAS				DÍAZ/SILUPU	FECHA		15/01/2017
NOMBRE Y DETALLE				MZ 1			
FUNCIÓN				MEZCLAR			
TIPO				VERTICAL			
OPERACIÓN				CONTINUA			
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	01	USO REGULAR		01	RESERVA	01	
PROPIEDADES FÍSICAS							
FLUJO ENTRADA				31309.16 Kg/H			
DENSIDAD				1100 Kg/m³			
FLUJO EN GALONES/MIN				125.33 gpm			
Re				65649.23			
CAÍDA DE PRESIÓN				27.64 Psi			

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Tabla 4.13: Hoja de especificación para fermentadores.

ESPECIFICACIONES FERMENTADORES						
PLANTA			ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN			
DISEÑISTAS			DÍAZ/SILUPU	FECHA	15/01/2017	
NOMBRE Y DETALLE			FM 1-10			
FUNCIÓN			FERMENTACIÓN			
TIPO			VERTICAL			
OPERACIÓN			CONTINUA			
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	10	USO REGULAR		10	RESERVA	5
PROPIEDADES FÍSICAS						
FLUJO ENTRADA		28462.87 litros/H				
TIEMPO DE FERMENTACIÓN		36 horas				
VOLUMEN DE TRABAJO DE CADA FERMENTADOR		102467 litros				
VOLUMEN REAL DE CADA FERMENTADOR		120 m³				
FERMENTADOR TORIESFÉRICO						
VOLUMEN DE TAPA		Volumen de fondo				
6.116 m		6.116 m				
DIÁMETRO		ALTURA				
3.940 m		8.839 m				
ACOPLAMIENTOS						
ENTRADA DEL MOSTO	SALIDA DE MOSTO	REMONTADO DE MOSTO			DOS TOMAS ADICIONALES A 1.5 m	A
3 pulg	2.5 pulg	2.5 pulg			2 pulg	
AGUA PARA REFRIGERACIÓN		5000 litros/H				
MATERIAL		ACERO INOXIDABLE				

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

*Tabla 4.14: Hoja de especificación para pre fermentadores.*

ESPECIFICACIONES PRE FERMENTADORES						
PLANTA			ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN			
DISEÑISTAS			DÍAZ/SILUPU	FECHA	15/01/2017	
NOMBRE Y DETALLE			PFM 1-10			
FUNCIÓN			FERMENTACIÓN			
TIPO			VERTICAL			
OPERACIÓN			CONTINUA			
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS	2		USO REGULAR	2	RESERVA	1
PROPIEDADES FÍSICAS						
FLUJO ENTRADA			28462.87 litros/H			
VOLUMEN CALCULADO DE PRE FERMENTADOR			12 m³			
REGIMEN DEL FLUJO			Turbulento			
NUMERO DE POTENCIA			5.6			
OXIGENO DISUELTO			8.8993 mmol/L			
% del valor de saturación de oxigeno			33.582			
PRE FERMENTADOR						
ALTURA BIOREACTOR			2.97 m			
DIÁMETRO BIOREACTOR			2.475 m			
VOLUMEN DEL BIOREACTOR			14.2857 m³			
VOLUMEN DE TRABAJO			10 m³			
ALTURA DEL LÍQUIDO			2.079 m			
ANCHO BAFLE			0.2475 m			
SEPARACIÓN BAFLE			0.05 m			
ACOPLAMIENTOS						
DIAMETRO DE TURBINA	DIÁMETRO DISCO TURBINA		ANCHO DE CADA PALETA	ALTURA DE CADA PALETA	DISTANCIA FONDO TANQUE TURBINA	
0.825 m	055 m		0.248 m	0.206 m	0.99 m	
CARACTERÍSTICAS DEL MOTOR						
RPM AGITADOR	EFICIENCIA DEL MOTOR		POTENCIA REAL	TIEMPO DE MEZCLA	POTENCIA DE COMPRESOR	
150	90		40.872 kW	15.672 s	7.3849 hp	

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

*Tabla 4.15: Hoja de especificación para centrifuga.*

ESPECIFICACIONES DE CENTRIFUGA									
PLANTA				ETANOL DE SEGUNDA GENERACION					
DISEÑISTAS				DIAZ/SILUPU		FECHA		15/01/2017	
NOMBRE Y DETALLE				FL 2					
FUNCIÓN				SEPARAR BACTERIAS					
TIPO				VERTICAL					
OPERACIÓN				CONTINUA					
NUMERO DE UNIDADES REQUERIDAS		02		USO REGULAR		02		RESERVA 01	
PROPIEDADES FÍSICAS									
FLUJO				29711.2497 Kg/H					
DENSIDAD				1100 Kg/m³					
FLUJO VOLUMÉTRICO				32682 L/H					
MODELO DE CENTRIFUGA				AC 1500					

Fuente: Elaborado por los autores (2016).



Tabla 4.16: Hoja de especificación para columna de destilación binaria.

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA							
PLANTA		ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN					
DISEÑISTAS		DÍAZ/SILUPU			FECHA	15/01/2017	
NOMBRE Y DETALLE		COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA C – 2 (despojadora)					
FUNCIÓN		DESPOJADORA					
TIPO		COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA CON PLATOS DE CASQUETES DE BURBUJEO.					
OPERACIÓN		CONTINUA					
Nº DE UNIDADES REQUERIDAS		01	USO REGULAR	01	RESERVA	0	
DATOS DEL BALANCE DE MATERIALES							
COMPONENTES		ALIMENTACIÓN		DESTILADOS		FONDOS	
		Kg/H	Xf	Kg/H	Xd	Kg/H	Xw
ETANOL		1670.539	0.0562	1643.99	0.52	26.54895	0.000999
AGUA		28040.711	0.9438	1517.503	0.48	26523.21	0.999
TOTAL		29711.25	1.0	3161.493	1.0	26549.76	1.0
DATOS DE DISEÑO DE LA COLUMNA							
TIPO DE COLUMNA:		COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA CON PLATOS DE CASQUETES DE BURBUJEO.					
DIAMETRO INTERNO, m		1.2192		TEMPERATURA ENTRADA °C		DE	85
Nº DE PLATOS TEÓRICOS						13	
ALTURA NETA, m		10		ESPACIADO ENTRE PLATOS, pulg		24	
ALIMENTACIÓN, lbmol/H						29711.25	
CONSTRUCCIÓN							
MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN				ACERO INOXIDABLE 304			
PRESIÓN DE DISEÑO,				3 atm			

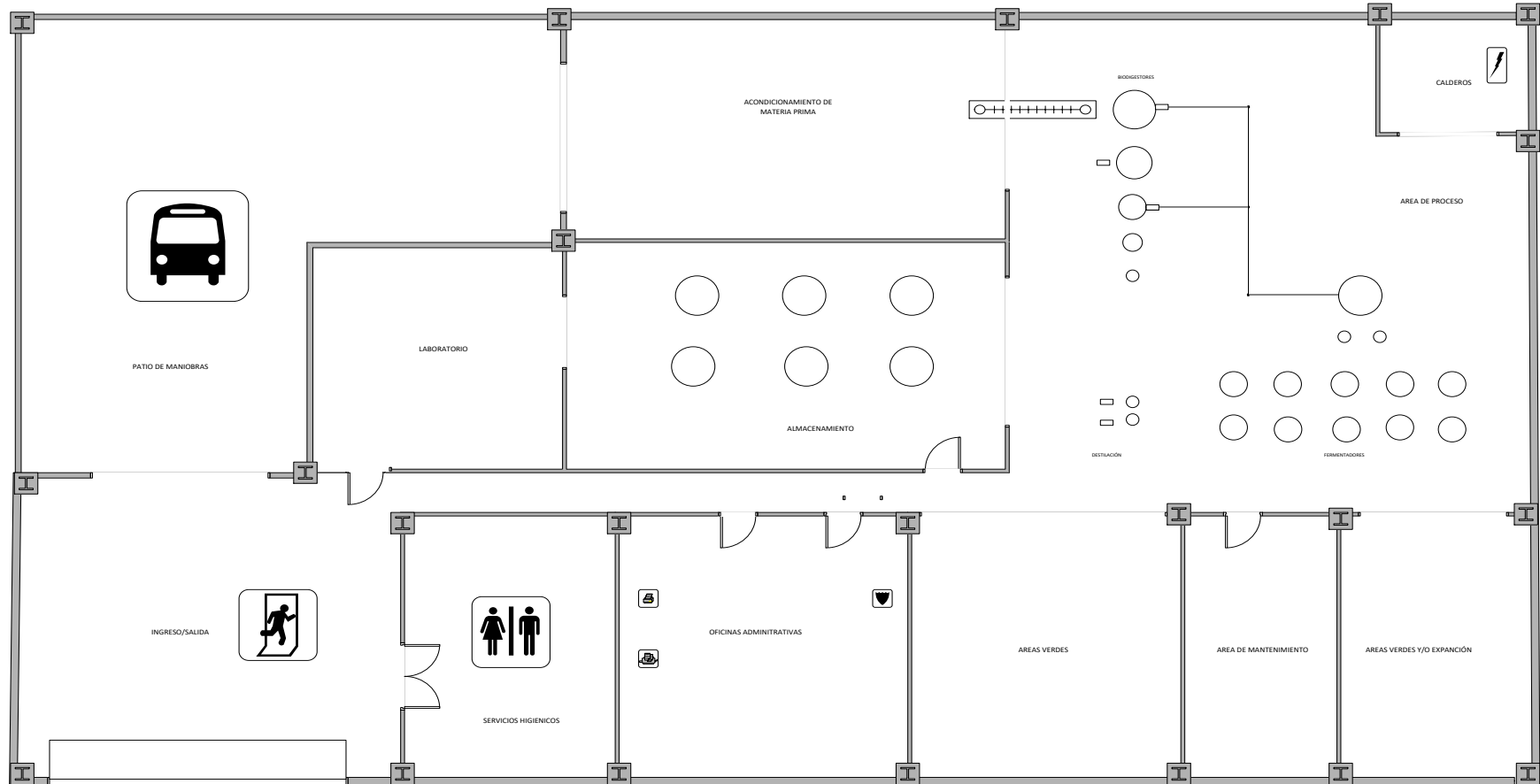
Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Tabla 4.17: Hoja de especificación para columna de destilación binaria.

ESPECIFICACIONES DE DISEÑO COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA							
PLANTA		ETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN					
DISEÑISTAS		DIAZ/SILUPU			FECHA	15/01/2017	
NOMBRE Y DETALLE		COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA C – 3					
FUNCIÓN		RECTIFICAR					
TIPO		COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA CON PLATOS DE CASQUETES DE BURBUJEO.					
OPERACIÓN		CONTINUA					
Nº DE UNIDADES REQUERIDAS		01	USO REGULAR	01	RESERVA	0	
DATOS DEL BALANCE DE MATERIALES							
COMPONENTES		ALIMENTACIÓN		DESTILADOS		FONDOS	
		Kg/H	Xf	Kg/H	Xd	Kg/H	Xw
ETANOL		1644.008	0.52001	1629.807	0.935	14.18386	0.0100
AGUA		1517.485	0.47999	113.302	0.065	1404.201	0.99
TOTAL		3161.493	1.0	1743.109	1.0	1418.385	1.0
DATOS DE DISEÑO DE LA COLUMNA							
TIPO DE COLUMNA:		COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA CON PLATOS DE CASQUETES DE BURBUJEO.					
DIAMETRO INTERNO, m			2	TEMPERATURA DE ENTRADA °C		85	
Nº DE PLATOS TEÓRICOS EFICIENCIA						28	
ALTURA NETA, m			19.2	ESPACIADO ENTRE PLATOS, pulg		24	
ALIMENTACIÓN, lbmol/H						29711.25	
CONSTRUCCIÓN							
MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN				ACERO INOXIDABLE 304			
ESPESOR DE LA PARED DE LA COLUMNA, pulg				1/ "			
PRESIÓN DE DISEÑO,				1 atm			

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

### 3.23 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA



TEMA: DISTRIBUCIÓN DE PLANTA EN PRODUCCIÓN DE BIOETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN A PARTIR DE CASACARILLA DE ARROZ

AUTORES: DÍAZ SALDAÑA JENNY LIZBETH – SILUPU RISCO VICTOR DARWIN

FECHA: 20/02/2017

AREAS:  
 ZONA DE INGRESO/SALIDA  
 BAÑOS  
 AREAS VERDES Y/O DE EXPANSIÓN  
 ZONA DE PROCESO  
 LABORATORIO  
 ZONA DE ALMACENAMIENTO  
 CALDERAS  
 MANTENIMIENTO  
 AREA DE MANIOBRAS  
 MATERIA PRIMA ACOPLAMIENTO

## **CAPÍTULO 5 : CONSIDERACIONES AMBIENTALES**

### **3.24 INTRODUCCIÓN**

En forma general se puede considerar que la futura planta de producción de etanol a partir de cascarilla de arroz tiene un impacto positivo en el medio ambiente. Se está usando una materia prima renovable y en el balance de dióxido de carbono producido por la combustión de etanol este es otra vez consumido por los cultivos de arroz, cerrando un ciclo con un mínimo de exceso de dióxido de carbono, un peligro para el calentamiento global.

Desde el punto de vista del proceso de producción desde la entrada de la cascarilla de arroz a la planta hasta la producción del producto final, el etanol rectificado, se tiene efluentes líquidos y gaseosos.

### 3.25 MATRIZ DE LEOPOLD PARA LA CUANTIFICACIÓN DEL IMPACTO AMBIENTAL

Identificación y valoración de los Impactos Ambientales asociados al proyecto, el cual surgió como resultado del análisis de las relaciones causales entre las acciones del proyecto y los factores del ambiente involucrado. Para tal fin se consideraron los resultados obtenidos de los relevamientos y los estudios especiales y se construyó una matriz de interacción tipo Leopold, la cual tiene un carácter cuantitativo en donde cada impacto ha sido calificado según su importancia.

#### 3.25.1 TABLA DE CRITERIO

*Tabla 5.1: Criterio de valoración de impacto ambiental para matriz de Leopold*

Criterio de Evaluación	Nivel De Incidencia	Valor De Ponderación	
		Impacto Positivo	Impacto Negativo
Tipo De Impacto (TI)	positivo	P	N
	negativo		
Magnitud (M)	baja	1	1
	moderada	2	2
	alta	3	3
Área De Influencia (AI)	puntual	1	1
	local	2	2
	zonal	3	3
Duración (D)	corta	1	1
	moderada	2	2
	permanente	3	3
Mitigabilidad (MI)	baja		3
	moderada		2
	alta		1
Significancia (S)	baja	3 - 4	4 - 5
	moderada	5 - 7	6 - 9
	alta	8 - 9	10 - 12

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Fórmula para determinar la Significancia:

$$(S) = TI (M + AI + D + MI)$$

### 3.25.2 VALORACIÓN DE MATRIZ DE LEOPOLD

Tabla 5.2: Cuantificación de significancia para matriz de Leopold.

PARAMETROS		ACCIONES																		valores positivos	valores negativos
		Categoría	Componente Ambiental		localización	infraestructura y mantenimiento	transporte de materiales- materia prima	recepción y almacenamiento de materia prima	instalación y funcionamiento de sistema de pretratamiento	instalación y funcionamiento de sistema de pre hidrolisis e hidrolisis	instalación y funcionamiento de sistema de fermentación	instalación y funcionamiento de sistema de destilación	consumo de agua de proceso	consumo de energía	recuperación y almacenamiento de solvente orgánico	recuperación y almacenamiento de lignina	captación y almacenamiento de vinazas	almacenamiento y transporte de producto final			
Físico	tierra	suelos	-9	-6	-4	-5	-4	-4	-4	-4	-8	-7	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-71	
		forma de terreno	-9	-7	-4	-5	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-65	
	aire	calidad del aire	-9	-4	-4	-4	-7	-6	-8	-8	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-74	
		ruidos y vibraciones	-8	-6	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-62	
	agua	subterránea	-8	-4	-4	-4	-7	-5	-5	-5	-9	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-71	
		calidad del agua	-7	-4	-4	-4	-7	-5	-5	-5	-6	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-67	
	flora	productos agrícolas	-6	-4	-5	-4	-6	-4	-5	-8	-7	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-69	
		alteración de habítad	-4	-4	-5	-4	-4	-4	-5	-7	-8	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-65	
		diversidad y abundancia	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-5	-5	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-58	
		aves	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-8	-7	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-63	
		animales terrestres	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-56	
			vida silvestre y espacios abiertos	-5	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-57
	Social-económico	uso de la tierra	agricultura	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-9	-9	-4	-4	-4	-4	-4	-4		-66
			comercial	3	6	6	3	3	3	3	4	3	3	3	3	3	3	3	3	49	
			industrial	8	6	6	3	3	3	3	4	4	4	4	4	4	4	4	4	60	
				generación de empleo	4	7	7	3	7	6	6	6	6	6	4	6	6	6	6	80	
económico		cambio en el valor de la tierra	7	7	4	3	4	3	3	3	3	6	4	3	3	3	3	3	56		
		infraestructura	4	5	4	3	4	3	3	3	3	6	4	3	3	3	3	3	51		
		incremento de impuestos	5	5	4	3	4	3	3	3	3	3	4	4	4	4	4	4	53		
		social	aumento del índice	5	5	4	3	5	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	49	
salud y seguridad			5	4	4	3	5	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	48		
		educación	5	4	4	3	5	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	48		

Fuente: elaborado por los autores (2016).

En los resultados arrojados por la Matriz de Leopold, se identifican valores tanto positivos como negativos de un nivel bajo – intermedio en el impacto de uno o más factores ambientales.

En los impactos positivos más relevantes, destacan la generación de empleo, uso de la tierra con un fin industrial lo que conlleva a cambio positivo en el valor de las tierras, cabe destacar que el proyecto parte de una materia prima, que es un subproducto del procesamiento de pilado de arroz, dando a este un mejor uso y aprovechamiento. En los impactos negativos de más importancia, destacan la influencia de las etapas de destilación, consumo de energía, consumo de agua de proceso y en menor proporción las etapas de pre hidrolisis e hidrolisis. Ya que de estas etapas se obtiene efluentes tanto líquidos como gaseosos, que afectan a factores ambientales como suelos y calidad del aire.

### **3.26 EFLUENTES LÍQUIDOS**

Los dos principales efluentes de la planta son: la lignina y la vinaza.

#### **3.26.1 LIGNINA.**

Este resulta de la separación de la celulosa y hemicelulosa de la cascarilla de arroz. Por el método seleccionado para la separación de lignina (proceso organosolv) este se obtiene con una alta pureza. Esto tiene una ventaja de tal forma que la lignina obtenida en este proceso no constituiría un residuo sino más bien, un subproducto valioso que se puede vender como insumo para otras industrias.

La cantidad de lignina obtenida es aproximadamente 10000 Kg/H a una concentración de 12% en peso, llegando a representar a cerca de 0.7 Kg de lignina pura por litro de alcohol producido. Lo más recomendable es almacenar la lignina en tanques de sedimentación, ambas etapas tanto como superior y los fondos, tienen valor económico. Se puede dar inicio a una etapa posterior de concentración y venderla para diferentes usos. (González, 2010).

Los usos principales que se le puede dar la lignina es producir los correspondientes derivados aromáticos como productos químicos de alto valor añadido, o tras los correspondientes tratamientos de hidrogenación e hidroxigenación de sus derivados llegar a la obtención de componentes, aditivos y fracciones de biocombustibles.

La composición aproximada de la lignina proveniente del proceso organosolv, utilizado en este proyecto, se muestra en la Tabla 5.1.

*Tabla 5.3: Composición de lignina que proviene del proceso organosolv.*

PARÁMETROS	LIGNINA ORGANOSOLV
Cenizas (%)	1,7
Humedad (%)	7,5
Carbohidratos (%)	1,0 – 3,0
Soluble en ácido (%)	1,9
Nitrógeno (%)	0,0 – 0,3
Azufre (%)	0,0
Masa molecular	500 – 5.000
Método de Separación	Extracción con disolventes orgánicos

Fuente: Vishtal & Kraslawski (2011).

La lignina es actualmente una fuente renovable y valiosa de una gran variedad de compuestos aromáticos e hidrocarburos en general que pueden ser aprovechados de diversas maneras en la industria química. Así, aunque existen ciertas aplicaciones directas de la lignina para la producción de ligno-sulfonatos, carbones, resinas poliméricas y como aditivos en adhesivos, el uso de los compuestos aromáticos que poseen debería ser mucho mayor, siendo este un campo muy promisorio a nivel industrial y que seguramente crecerá aceleradamente en los próximos años. Una de las fuerzas impulsoras de este crecimiento será sin duda el estudio y desarrollo de nuevos procesos químicos, catalíticos y biológicos de despolimerización de la lignina, con el objetivo de mejorar y optimizar la degradación selectiva de la lignina para producir de manera eficiente y competitiva los compuestos químicos deseados (Chávez y Domine, 2013).

### 3.26.2 VINAZA

Este es el residuo clásico del proceso de destilación. Se produce aproximadamente entre 10 a 14 litros de vinaza por litro de etanol producido (Asocaña, 2009-2010). Por su alto contenido de potasio está recomendado para su uso directo para los cultivos de caña de azúcar, para esto la vinaza es transportada por medio de canales abiertos, hasta reservorios artificiales o piscinas de almacenamiento diseñadas con el fondo sellado de tela asfáltica o polietileno para evitar que la vinaza se filtre al suelo, desde donde se dispone de su aplicación. Por lo tanto, no constituye un peligro ambiental (Valeiro & Portocarrero, 2017).



Otras posibilidades para el aprovechamiento de la vinaza, es trasladarla a un tanque recolector – homogenizador donde será almacenada y desde donde puede ser llevada a plantas de compostaje o plantas productoras de fertilizantes líquidos. También puede ser degradada en procesos anaeróbicos, como por ejemplo UASB, produciéndose biogás. Finalmente, otra posibilidad es concentrarlo por evaporación y utilizarlo como combustible (Cobos & Ortiz, 2007).

### **3.27 EFLUENTES GASEOSOS**

La planta produce dióxido de carbono tanto en la caldera para producción de energía como en la fermentación.

El dióxido de carbono producido en las calderas por combustión se tiene que disponer a la atmosfera, con una chimenea de altura suficiente (mínimo 4 metros) para evitar el efecto contaminante a los trabajadores de la planta.

El dióxido de carbono que se produce en los fermentadores (0.97 Kg/Kg de alcohol) tiene una mayor pureza y de ser posible se puede recuperar y venderlo como insumo para la industria de gaseosas o cerveza.

## **CAPÍTULO 6 : EVALUACIÓN ECONÓMICA**

### **3.28 INTRODUCCIÓN**

Durante el presente capítulo, se hace una descripción detallada del Balance Económico del proyecto, donde se evalúa la factibilidad económica del mismo.

La evaluación económica del presente proyecto obedece a la dinámica seguida por la mayoría de proyectos de Plantas de procesos de industrias alimentarias. Según esto, se ha considerado dos aspectos importantes como la “Estimación de la inversión total y Estimación del costo total de producción”, para finalmente determinar la rentabilidad del proyecto.

Para las estimaciones se han usado los índices de Peters & Timmerhaus, indicados en el apéndice.

### 3.29 ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN TOTAL

La inversión total es el capital necesario para la ejecución del proyecto y se estima en \$ 19'824,267 dólares.

La inversión total está constituida por el capital fijo total que asciende \$19'549,889 dólares; y un capital de trabajo u operación estimada en \$ 274,378 dólares.

#### 3.29.1 CAPITAL FIJO TOTAL

##### 3.29.1.1 COSTO FIJO.

El costo fijo es de \$ 19'549,889 y está formado por la suma de los costos directos y los costos indirectos de la planta.

##### 3.29.1.1.1 Costo Directo O Físico

EL costo directo es \$ 17'428,196 y está constituido por:

*Costo total del equipo de proceso instalado.*

*Costo total del equipo auxiliar de proceso instalado.*

*Costo total de instrumentación.*

*Costo total de tuberías y accesorios.*

*Costo total de aislamiento para tubería y equipo.*

*Costo de instalaciones eléctricas.*

*Costo de edificios.*

*Costo de servicios.*

*Costo de terreno y mejoras.*

##### 3.29.1.1.2 Costos Indirectos.

EL costo indirecto es \$ 2'121,693 y está constituido por:

*Costo de ingeniería y supervisión.*

*costo de la construcción*

*costo de seguros e impuestos de la construcción*

*Comisión para contratistas.*

*Imprevistos.*

A continuación, detallamos los costos directos e indirectos:

##### 3.29.1.1.2.1 Costo de equipo principal y auxiliar de proceso.

La estimación del costo de los equipos se realizó sobre la base de datos de literatura especializada detallada en el Apéndice, para dos sistemas del proceso.

Sistema de digestión de cascarilla de arroz y obtención de hidrolizado (pentosas + hexosas) – incluye transporte de cascarilla, pre-hidrolisis de cascarilla, separación de lignina, recuperación de solvente, hidrólisis de la celulosa, concentración de mosto, filtros, bombas y otros.

Sistema de fermentación y destilación a etanol hidratado: incluye los fermentadores, los pre-fermentadores, sistema de enfriamiento de fermentadores, bombas de trasiego, dos columnas de destilación totalmente equipadas.

Los datos de costos fueron actualizados con los Índices de Costo de Plantas publicados por la revista Chemical Engineering.

El costo CIF del equipo principal y auxiliar a precios del 2016 asciende a 14'857,797 dólares, y colocado en planta asciende a 15'154,953 dólares. Con este último valor y utilizando los índices de Peters, Timmerhaus & Wet se obtuvo los distintos valores para calcular la inversión total del proyecto, que se resume en la Tabla 6.1.

#### *3.29.1.1.2.2 Costo de instalación de todos los equipos.*

Por ser los equipos modulares se considera 5% del costo del equipo puesto en la planta, es decir: \$ 757,748.

#### *3.29.1.1.2.3 Costo de instrumentación y control.*

Incluye los equipos instalados. Teniendo en cuenta que algunos equipos traen su propio sistema de control, se considera solo un 1% del costo de los equipos, es decir: \$ 151,550.

#### *3.29.1.1.2.4 Tuberías y accesorios.*

La estimación de costos se realiza teniendo en cuenta dimensiones y material de construcción, incluye el costo de compra y de instalación. Los módulos incluyen sus conexiones. 2% del costo del equipo total. Llega a \$ 303,100.

#### *3.29.1.1.2.5 Aislamiento Térmico*

Los equipos tienen su propio aislamiento. Este valor se considera nulo.

#### *3.29.1.1.2.6 Instalaciones Eléctricas.*

Se estima de acuerdo a las recomendaciones dadas por P & T., siendo el 1 % del costo de compra total del equipo, se obtuvo un valor de \$151,550.

#### *3.29.1.1.2.7 Estructuras De La Planta.*

El costo de estructuras incluye los costos de cimentación para el área de proceso a precios locales. El costo asciende a 151,550 dólares.

#### *3.29.1.1.2.8 Servicios.*

Incluye los gastos de instalaciones de agua, vapor, aire comprimido. El costo es de \$ 606,198.

#### *3.29.1.1.2.9 Terrenos y mejoras.*

El costo del terreno se ha estimado teniendo en cuenta el lugar y ubicación de la planta, comprende los costos de: preparación del terreno, asfaltado, veredas, sardineles y cercado de la planta. El costo considerado es \$ 151,550.

### **COSTOS DIRECTOS TOTALES**

Es la suma del costo del equipo de la planta, más los costos de instalación, control e instrumentación, tubería y accesorios, sistema eléctrico, edificios, mejora de terrenos, servicios. Alcanza un valor de \$ 17'428,196.

#### *3.29.1.1.2.10 Ingeniería y supervisión.*

Por ser un sistema modular, se considera el 3% del costo total de la planta puesta en Lambayeque. El valor asciende a \$ 454,649.

#### *3.29.1.1.2.11 Costo de la construcción.*

Se considera 5% del costo total de la planta. Asciende a \$ 757,748.

*3.29.1.1.2.12 Costo de seguros e impuestos de la construcción.*

Se considera solo el 2% del costo del todo el equipo. Asciende a \$ 303,100.

*3.29.1.1.2.13 Comisión para contratistas.*

Esta región considera el 2% del costo físico de la planta, \$ 303,100.

*3.29.1.1.2.14 Imprevisto.*

Se ha considerado \$ 303,100 con la finalidad de subsanar cualquier eventualidad que demande el gasto y que no se haya considerado dentro del costo de construcción de la planta. Se estima como el 2% del costo total de la planta.

## **COSTOS INDIRECTOS TOTALES**

Es la suma de los costos de ingeniería y supervisión, gastos de construcción, seguros e impuestos, honorarios para contratistas y gastos imprevistos. Alcanza la suma de \$ 2'121,693.

### **3.29.1.2 CAPITAL DE PUESTA EN MARCHA O CAPITAL DE TRABAJO.**

Este renglón abarca los gastos efectuados para realizar pruebas y reajustes del equipo del proceso antes de la operación comercial de la planta. Como período de puesta en marcha se considera que no excederá una semana. Se calculó un capital de \$ 274,378.

Se considera que se va procesar en forma continua, 8000 horas de operación al año.

*3.29.1.2.1 Inventario de materia prima.*

se considera compra para una semana de operación. Alcanza la suma de 59,193 dólares.

*3.29.1.2.2 Inventario de materia en proceso.*

Se considera un día de operación. En promedio es \$ 30,000 dólares.

3.29.1.2.3 *Inventario de producto en almacén.*

Para una semana de producción ya el producto se embarca inmediatamente. El valor alcanzado es \$ 55,556 dólares.

3.29.1.2.4 *Cuentas por cobrar.*

Equivale a una semana de ventas. Llega a \$ 74,074 dólares.

3.29.1.2.5 *Disponibilidad en caja.*

Sirve para pagar salarios, suministros e imprevisto. Se considera 2 días de producción. Ascende a \$ 55,556 dólares.

*Tabla 6.1: Plan global de inversiones.*

1.	ACTIVOS FIJOS	COSTO EN DÓLARES
<b>Costos Directos</b>		
	Costo de quipos en planta	15'154,953
	Costos de Instalación	757,748
	Costos de instrumentación y control	151,550
	Costo de tuberías y accesorios	303,100
	Costo de sistema eléctrico	151,550
	Costos de edificaciones	151,550
	Costo de mejoras y terrenos	151,550
	Costo de servicios	606,198
	<b>Total, de costos Directos</b>	<b>17'428,196</b>
<b>Costos Indirectos</b>		
	Costos de ingeniería y supervisión	454,649
	Costo de la construcción	757,748
	Costos de seguros e impuestos a la construcción	303,100
	Costo de honorarios a los contratistas	303,100
	Costos de imprevistos	303,100
	<b>Total, de costos indirectos</b>	<b>2'121,693</b>
	<b>COSTO TOTAL ACTIVOS FIJOS</b>	<b>19'549,889</b>
2.	<b>CAPITAL DE TRABAJO</b>	<b>costo en dólares</b>
	Inventario de materia prima	59,193
	Inventario de materia prima en proceso	30,000
	Inventario de producto en almacén	55,556
	Cuentas por cobrar	74,074
	Disponibilidad de caja	55,556
	<b>Total, de capital de trabajo</b>	<b>274,378</b>
	<b>INVERSIÓN TOTAL</b>	<b>19'824,267</b>

Fuente: Elaborado por los Autores (2016).

### **3.29.2 ESTIMACIÓN DEL COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN.**

El costo total de fabricación está constituido por el costo de manufactura y los gastos generales. El costo total anual es de 6'482,912 dólares. El resumen de la estima del costo de producción y del costo unitario se muestra en la Tabla 6.2.

#### **3.29.2.1 COSTO DE MANUFACTURA.**

Asciende a 6'286,903 dólares. Incluye:

*Costo directo de manufactura.*

*Costos indirectos de manufactura.*

*Costos fijos de manufactura.*

Detallamos a continuación cada costo:

##### **3.29.2.1.1 Costo directo de manufactura.**

Constituido por los costos de materia prima, mano de obra, supervisión mantenimiento y reparación de la planta, suministros para las operaciones y servicios auxiliares. El costo asciende a 3'638,362 dólares.

##### **3.29.2.1.2 Materia prima.**

La materia prima utilizada para la producción de producto incluye los costos de cascarilla de arroz, etanol, ácido sulfúrico, bacterias. Para la capacidad diseñada el costo total asciende a 2'958,565 dólares.

##### **3.29.2.1.3 Mano de obra y supervisión.**

La operación de la planta requiere de 15 operarios por turno de 8 horas. Este número de operarios ha sido estimado por el método Wessel, el cual se basa en el número de pasos principales del proceso, capacidad de producción y el grado de automatización. El costo de mano de obra por año asciende a 175,500 dólares.

##### **3.29.2.1.4 Supervisión e ingeniería.**

En este renglón se considera todo el personal comprometido con la supervisión directa de las operaciones de producción de las distintas instalaciones, el costo de supervisión e ingeniería es de 35,100 dólares.

##### **3.29.2.1.5 Mantenimiento y reparaciones.**



Están comprendidos los gastos que se requieren para mantener la planta en óptimas condiciones de operación, y se estima como el 2% del capital fijo que es 390,998 dólares.

*3.29.2.1.6 Auxiliares y servicios.*

Se considera los gastos por conceptos de lubricantes, pintura, materiales de limpieza, agua, energía eléctrica, etc. para su estimación se ha considerado el 15% del costo anual de mantenimiento, cuyo costo es de 39,100 dólares.

*3.29.2.1.7 Suministros de operación.*

Incluye aceites lubricantes, reactivos químicos y equipos de laboratorio, etc. Es decir, los materiales usados por la planta industrial exceptuando los incluidos en materia prima, materiales de reparación o embalaje. Se puede estimar como el 10% del costo de mantenimiento, cuyo costo es de 39,100 dólares.

*3.29.2.1.8 Costos indirectos de manufactura.*

Comprende los gastos de laboratorio, cargas a la planilla y los gastos generales de la planta. Asciende a 107,055 dólares.

*3.29.2.1.8.1 Cargas a la planilla.*

Constituye todos los gastos por concepto de beneficios sociales. Se ha considerado como el 21% de la suma de los Costos de mano de obra y supervisión, es decir 36,855 dólares.

*3.29.2.1.8.2 Laboratorio.*

Comprende los costos de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de calidad del producto, así como también las remuneraciones por supervisión.

Costo: 20% del costo de mano de obra y supervisión. Asciende a 35,100 dólares.

### 3.29.2.1.8.3 *Gastos generales de la planta.*

Lo conforman gastos destinados a satisfacer servicios, tales como: asistencia médica, protección de la planta, limpieza, vigilancia, servicios recreacionales, etc.

Se ha estimado como el 20% del costo de mano de obra y supervisión. Ascende a 35,100 dólares.

### 3.29.2.1.9 *Costos fijos de manufactura.*

Los costos fijos son independientes del volumen de producción de la planta, están formados por la depreciación, impuestos y los seguros. El total asciende a 2'541,486 dólares.

#### 3.29.2.1.9.1 *Depreciación.*

El capital sujeto a depreciación es el capital fijo total excluyendo el costo del terreno. Por ser la mayoría de equipos de acero inoxidable se ha considerado un tiempo de vida de 15 años y por lo tanto para determinar se ha considerado el 10% del capital fijo. Ascende a 1'954,989 dólares.

#### 3.29.2.1.9.2 *Impuestos.*

El pago de impuestos a la propiedad para zonas poco pobladas se considera el 2% del capital fijo total, 390,998 dólares.

#### 3.29.2.1.9.3 *Seguros.*

Se ha considerado el 1% del capital fijo total, 195,499 dólares.

### 3.29.2.2 **GASTOS GENERALES (VAI).**

Comprende los gastos realizados por concepto de: administración, ventas y distribución, investigación y desarrollo. Es decir, 196,010 dólares.

#### 3.29.2.2.1 *Administración*

Comprende los gastos por derecho de salarios de funcionarios, contadores, secretarías, así como los gastos de gerencia de actividades administrativas. Se estima como el 10% del costo de la mano de obra, supervisión y mantenimiento. Ascende a 60,160 dólares.

#### **3.29.2.2.2      *Ventas y distribución.***

Incluye los costos por derecho de publicidad para la venta del producto, así como los gastos para la distribución. La venta se hace directa a la empresa que importará el producto. Se estima como el 5 % del costo fijo de fabricación. Ascende a 127,074 dólares.

#### **3.29.2.2.3      *Investigación y desarrollo.***

Este renglón está encaminado a mejorar la calidad, proceso y en general para abaratar los costos de producción. Se estima como el 5% de la mano de obra, 8,775 dólares.

#### **3.29.2.3            *COSTO UNITARIO.***

La producción diaria de 50,000 litros por día y produciendo 8000 horas al año se tendrá una producción de 16'666,640 litros, por lo tanto, el costo unitario es de 0.389 dólares/litro. Al cambio de 2016 el costo unitario llega a 1,26 soles por litro

*Tabla 6.2 Estimación del costo total de producción y costo unitario.*

<b>COSTOS DE MANUFACTURA</b>	
<b>Costos directos de manufactura</b>	
Costos de materia prima	\$ 2'958,565
Costo de mano de obra	\$ 175,500
Costo de supervisión e ingeniería	\$ 35,100
Costo de mantenimiento y reparación	\$ 390,998
Costo de auxiliares y servicios	\$ 39,100
Costo de operación	\$ 39,100
<b>Total, costos directos</b>	<b>\$ 3'638,362</b>
<b>Costos indirectos de manufactura</b>	
Costos de planilla	\$ 36,855
Costo de laboratorio	\$ 35,100
Costos generales de planta	\$ 35,100
<b>Total, costos indirectos</b>	<b>\$ 107,055</b>
<b>Costos fijos de manufactura</b>	
Depreciación	\$ 1'954,989
Impuestos	\$ 390,998
Seguros	\$ 195,499
<b>Total, de costos Fijos</b>	<b>\$ 2'541,486</b>
<b>Costo De Manufactura</b>	<b>\$ 6'286,903</b>
<b>GASTOS GENERALES</b>	
Administración	\$ 60,160
Ventas	\$ 127,074
Investigación y desarrollo	\$ 8,775
<b>Total, de gastos generales</b>	<b>\$ 196,010</b>
<b>COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN</b>	
<b>\$ 6'482,912</b>	
<b>COSTO UNITARIO</b>	
<b>(Producción: 16'666,640 litros/año)</b>	
<b>0.389 dólares/litro</b>	

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

### **3.30 BALANCE ECONÓMICO Y RENTABILIDAD**

En el análisis de la rentabilidad del proyecto se considera el precio de venta puesto en la fábrica de 0.85 dólares por litro.

#### **3.30.1 RETORNO SOBRE LA INVERSIÓN.**

##### **3.30.1.1 ANTES DE IMPUESTO.**

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades antes de impuestos y de inversión total.

El retorno sobre la inversión antes de los impuestos obtenidos es de 38.32%, lo que demuestra la factibilidad económica del proyecto.

### 3.30.1.2 **DESPUÉS DEL IMPUESTO.**

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades después de impuestos y de inversión total.

El retorno sobre la inversión después de impuestos obtenidos es de 19.81%, lo que demuestra nuevamente la factibilidad económica del proyecto (Ver Apéndice 7).

### 3.30.2 **TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN.**

Es el tiempo expresado en años, en que se recupera la inversión de capital fijo, operando 8000 horas por año.

El tiempo de repago antes de impuestos es de 2.06 años y después de impuestos es de 2.52 años.

### 3.30.3 **PUNTO DE EQUILIBRIO.**

Es el nivel de producción, en el cual no se obtiene ni pérdidas ni ganancias. Según los cálculos realizados el punto de equilibrio es 27.02 % de la capacidad total de la planta

*Tabla 6.3: Análisis económico.*

<b>VALORES CALCULADOS</b>	<b>VALOR</b>	<b>ACEPTABLE</b>
a. Retorno sobre la Inversión antes del pago de impuestos	38.32%	> 35 %
b. Retorno sobre la Inversión después del pago de impuestos	19.81%	> 12 %
c. Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos	2.06	< 5 años
d. Tiempo de recuperación del dinero después de impuesto	2.52	
e. Punto de equilibrio	27.02%	< 50%

Fuente: elaborado por los autores (2016).

## CONCLUSIONES

### A. DE ANÁLISIS DE MERCADO

Se concluye que existirá un mercado potencial para el consumo de alcohol rectificado. El mercado potencial asciende a 45.24 millones de litros por año, equivalente a 150000 litros por día. Para el tamaño de la planta se ha considera tomar un mayor riesgo e instalar una planta de 50000 litros por día.

### B. DE ANÁLISIS TÉCNICO

Se concluye que técnicamente es factible procesar la cascarilla de arroz para producir alcohol rectificado fino. Para la etapa de hidrolisis de la cascarilla se seleccionó el proceso organosolv que utiliza etanol con 60°GL para extraer la lignina. La fermentación será realizada con una bacteria que consume hexosas y pentosas en un solo reactor. La fermentación y destilación son industrias con tecnologías ampliamente conocidas. Se concluye que el rendimiento obtenido será de 0.25 litros de alcohol por Kg de cascarilla de arroz.

### C. DE ANÁLISIS FINANCIERO

Se evaluó de factibilidad financiera y se hizo un análisis económico. La inversión alcanza un valor de **19'824,267 dólares**. El costo de producción es de 0.389 dólares por litro. Considerando un precio de venta de **0.85 dólares por litro** (precio ex – fábrica) se obtuvo una tasa interna de retorno sobre la inversión antes y después de impuestos de 38.32% y 19.81% respectivamente, un periodo de recuperación del dinero de 2.53 años, y un punto de equilibrio de 27.02%.

### D. DE ANÁLISIS AMBIENTAL

Se concluye que el impacto ambiental de la futura planta industrial será mínimo. Los efluentes líquidos de la planta se consideran subproductos de valor comercial. La lignina obtenida es de alta pureza y puede ser insumo para otras industrias. La vinaza también es un fertilizante líquido de gran utilidad. El dióxido de carbono producido en la fermentación se puede purificar y vender a las industrias de gaseosas y cerveza.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Allen, S., Schulman, D., Lichwa, J., et al.(2001) A comparison between hot liquid water and steam fractionation of corn fiber. *Ind Eng Chem Res*; 40: 2934 –2941.
2. Alvarado, M., (2008) Estudio de pre factibilidad para el establecimiento de una planta de producción de bioetanol, a partir de los tallos de sorgo dulce en el municipio de camotán, departamento de chiquimula. Trabajo de graduación. Universidad de san Carlos de Guatemala, facultad de ingeniería. Guatemala.
3. América Economía, 25 de agosto del 2016. Producción de arroz en Perú totalizará 3.1 millones de toneladas este año. Lima, Perú.
4. Arcelus, I. (2015). Obtención de bioetanol a partir de desechos de arroz. tomo 1: estudio de viabilidad. Universidad de Granada. Departamento de Ingeniería Química
5. Avila, G., Naranjo, P., y Lorenzo L. (2009). Manual de seguridad. Laboratorio de química analítica, laboratorio de fundamentos de química. Facultad de ciencias exactas. Universidad nacional de salta. Argentina.
6. BALAT, M. & ÖZ, C. (2008). Progress in bioetanol processing. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34:551-573
7. BANCO CENTRAL DE RESERVA DEL PERÚ. (2014). Informe Económico y Social Región La Libertad. Lima, Perú.
8. Ballesteros, I., Oliva, J. M., Navarro, A. A., Gonzalez, A., Carrasco, J., and Ballesteros, M. (2000). "Effect of chip size on steam explosion pretreatment of softwood," *Appl. Biochem. Biotech.* 84-6, 97-110.
9. Ballesteros, M., Oliva, J. M., Negro, M. J., Manzanares, P., and Ballesteros, I. (2004). "Ethanol from lignocellulosic materials by a simultaneous saccharification and fermentation process (SFS) with *Kluyveromyces marxianus* CECT 10875," *Process Biochem.* 39(12), 1843-1848.
10. Barrientos, P. (2009) Los biocombustibles y su efecto en la agricultura peruana. Universidad Ricardo Palma. Lima, Perú.
11. Biermann, C., Schultz, T. and McGinnis, (1984) Rapid steam hydrolysis/extraction of mixed hardwoods as a biomass pretreatment. *Wood Chem Technol*; 4(1): 111 –128.

12. BiofuelsDigest, 2008. <http://biofuelsdigest.com/blog2/2008/01/09/us-ethanol-production-capacity-to-increase-to-133-billion-gallons-in-2008/>. Accessed on [2016-10-1].
13. Brownell, H., Yu, E. and Saddler, J. (1986). Steam explosion pretreatment of wood: effect of chip size, acid moisture content, and pressure drop. *Biotechnol Bioeng*; 28: 792–801.
14. Cabrera, Y. (2011). Reconversión de la Agroindustria Azucarera: Etanol como combustible alternativo. El Salvador.
15. Cardona, C. A., y Sánchez, O. J. (2006). "Energy consumption analysis of integrated flowsheets for production of fuel ethanol from lignocellulosic biomass," *Energy* 31, 2447-2459.
16. Cardona, C. A., y Sánchez, O. J. (2007). "Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities," *Bioresour. Technol.* 98, 2415-2457.
17. Chandler, C., Villalobos, N., Gonzales, E., Arenas, E., Marmol, Z., Rios, J. y Mazzarri, A. (2012). Hidrolisis ácido diluida en dos etapas de bagazo de caña de azúcar para la producción de azúcares fermentables. *Multiciencias*, Vol. 12, N°3, 245-253.
18. Chandra, R., Bura, R., Mabee, W., et al. (2007) Substrate pretreatment: the key to effective enzymatic hydrolysis of lignocellulosics? *Adv Biochem Engin/Biotechnol*,;108: 67–93.
19. Chang, M., Chou, T. and Tsao, G.( 1981) Structure, pretreatment and hydrolysis of cellulose. *Adv Biochem Eng*; 20: 15–42.
20. Chavez, M. & Domine, M. (2013). Lignina, estructura y aplicaciones: métodos de despolimerización para la obtención de derivados aromáticos de interés industrial. *Avances en Ciencias e Ingeniería*: 4(4), 15-46.
21. Chávez, J. y Muñoz, M. (2015) Propuesta para la implementación de un sistema de gestión ambiental basado en la norma ISO 14 001:2004 para la empresa CARTAVIO S.A.-2014. Universidad Nacional de Trujillo. Facultad de Ingeniería Química. Trujillo, Perú.
22. Cobos, Y., y Ortiz, H. (2007) Evaluación del impacto ambiental producido por el tratamiento anaerobio de vinazas. Universidad Nacional de Santander. Facultad de Ingenierías Físico – Químicas. Bucaramanga, Colombia.



23. Cullis, I., Saddler, J., and Mansfield, S. (2004). "Effect of initial moisture content and chip size on the bioconversion efficiency of softwood lignocellulosics," *Biotechnol. Bioeng.* 85(4), 413-421.
24. Dias, M., Ensinas, A., Nebra, S., Filho, R. & Rossell, C. (2009). Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: integration of conventional bioethanol production process. *Chemical Engineering Research and Design*; 87:1206-1216.
25. Eklund, R., and Zacchi, G. (1995). "Simultaneous saccharification and fermentation of steam-pretreated willow," *Enzyme Microb. Tech.* 17(3), 255-259.
26. Excoffier, G., Toussaint, B. and Vignon, M., (1991) Saccharification of steam-exploded poplar wood. *Biotech Bioeng*; 38: 1308—1317.
27. Fein, J., Potts, D., Good, D., et al. (1991) Development of an optimal wood-to-fuel ethanol process utilizing best available technology. *Energy Biomass and Waste*; 15: 745—765.
28. Feng, L. y Chen, Z J. (2008) Research progress on dissolution and functional modification of cellulose in ionic liquid. *J Mol Liq*; 142: 1—5.
29. Galbe, M., y Zacchi, G. (2002). A review of the production of ethanol from softwood. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 59, 618- 628.
30. García, E. (2013) Mejora en la Gestion de Proyectos en la Empresa Casagrande SAA. Universidad Nacional de Trujillo. Escuela académica profesional de ingeniería industrial. Trujillo, Perú.
31. Geddes, C., Mullinnix, M., Nieves, I., Peterson, J., Hoffman, R., York, S., Yomano, L., Miller, E., Shanmugam, K., Ingram, L. (2011). Simplified process for ethanol production from sugarcane bagasse using.
32. Geddes, R., Shamugam, K. & Ingram, L. (2015). Combining treatments to improve the fermentation of sugarcane bagasse hydrolysates by ethanologenic *Escherichia coli* LY180. *Bioresour Technol.*; 189:15-22
33. Georgieva, T. and AHing, B. (2007). Evaluation of continuous ethanol fermentation of dilute-acid corn stover hydrolysate using thermophilic anaerobic bacterium *Thermoanaerobacter* BG1L1. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 77 (1), 61–68.
34. Golias, H., Dumsday, G. J., Stanley, G. A., and Pamment, N. B. (2002). "Evaluation of a recombinant *Klebsiella oxytoca* strain for ethanol production

- from cellulose by simultaneous saccharification and fermentation: Comparison with native cellobioseutilising yeast strains and performance in co-culture with thermotolerant yeast and *Zymomonas mobilis*,” *J Biotech.* 96(2), 155-168.
35. González, J. (2010). Energías renovables. Universidad Autónoma de Madrid. Editorial Reverté. España.
  36. Grous, W., Converse, A. and Grethlein, H. (1986). Effect of steam explosion pretreatment on pore size and enzymatic hydrolysis of poplar. *Enzyme Microb Technol*; 8: 274 –280.
  37. Hamelinck, C., Hooijdonk, G., and Faaij, A. (2005). “Ethanol from lignocellulosic biomass: Techno-economic performance in short-, middle- and longterm,” *Biomass Bioenerg.* 28(4), 384-410.
  38. Hamid, M., y Rehman, K.-U. (2009). Potential applications of peroxidases: a Review. *Food Chemistry.* 115, 1177–1186.
  39. Hari Krishna, S., and Chowdary, G. V. (2000). “Optimization of simultaneous saccharification and fermentation for the production of ethanol from lignocellulosic biomass,” *Journal of Agricultural and Food Chemistry* 48(5), 1971-1976.
  40. Hari Krishna, S., Janardhan Reddy, T., and Chowdary, G. V. (2001). “Simultaneous saccharification and fermentation of lignocellulosic wastes to ethanol using a thermotolerant yeast,” *Bioresource Technol.* 77(2), 193-196.
  41. Heinze, T., Schwika, I. K. and Barthel, S. (2005) Ionic liquids as reaction medium in cellulose functionalization. *Macromol Biosci*; 5: 520–525.
  42. Heitz, M., Capek-Menard E., Koeberle, P., et al. (1991) Fractionation of *Populus tremuloides* in the pilot plant scale: optimization of steam pretreatment conditions using STAKE II technology. *Bioresour Technol*; 35: 23–32.
  43. Hermoso, J. (2015) Diseño de una planta de destilación de vino con energía solar térmica. Anexo A combustibles alternativos.
  44. Hernández, M. (2007). Tendencias Actuales En La Producción De Bioetanol. Facultad de Ingeniería-Universidad Rafael Landívar. Boletín Electrónico No. 08.
  45. Hon, D. and Shiraishi, N. (2001). *Wood and Cellulosic Chemistry*, second ed. Dekker, New York.

46. Hsu, T. (1996). Pretreatment of biomass. In: Wyman C E (Ed.), editor. Handbook on Bioethanol, Production and Utilization. Washington, DC: Taylor & Francis; pp. 179–212.
47. INEI (24/08/2015). Producción de arroz cáscara se incrementó en 49,4%. Instituto Nacional de Estadística e Informática, Lima, Perú.
48. Itoh, H., Wada, M., Honda, Y., Kuwahara, M., y Watanabe, T. (2003). "Bioorganosolve pretreatments simultáneo de sacarificación y fermentación de madera por ethanolysis y los hongos de podredumbre blanca de la", J. Biotechnol. 103, 273-280.
49. Kadam, K. and Schmidt, S. (1997). "Evaluation of *Candida acidothermophilum* in ethanol production from lignocellulosic biomass," Appl. Microbiol. Biotechnol. 48(6), 709-713.
50. Karimi, K., Emtiazi, G., and Taherzadeh, M. J. (2006a). "Ethanol production from diluteacid pretreated rice straw by simultaneous saccharification and fermentation with *Mucor indicus*, *Rhizopus oryzae*, and *Saccharomyces cerevisiae*," Enzyme Microb. Tech. 40, 138–144.
51. Keller, F. (1996) Integrated bioprocess development for bioethanol production. In: Wyman CE (ed) Handbook on bioethanol: production and utilization. Taylor and Francis, Bristol. 351-357.
52. Kim, S. and Holtzapple, M. (2005-2006) Lime pretreatment and enzymatic hydrolysis of corn stover. Bioresour Technol, 2005; 96:1994–2006.
53. Kim, T., Lee, Y., Sunwoo, C., and Kim, J. (2006b). "Pretreatment of corn stover by low-liquid ammonia recycle percolation process," Appl. Biochem. Biotech. 133(1), 41-57.
54. Krishna, S., T. Reddy, J., y Chowdary, G. (2001). Simultaneous saccharification and fermentation of lignocellulosic wastes to ethanol using a thermotolerant yeast. Bioresource Technology. 77, 193±196.
55. Kurabi, A., Berlin, A., Gilkes, N., Kilburn, D., Bura, R., Robinson, J., Markov, A., Skomarovsky, A., Gusakov, A., Okunev, O., Sinitsyn, A., Gregg, D., Xie, D., and Saddler, J. (2005). "Enzymatic hydrolysis of steam-exploded and ethanol organosolvpretreated Douglas-Firby novel and commercial fungal cellulases," Appl. Biochem. Biotechnol. 121-124, 219-230.

56. Kurakake, M., Ide, N. and Komaki, T. (2007) Biological pretreatment with two bacterial strains for enzymatic hydrolysis of office paper. *Curr Microbiol*; 54: 424–428.
57. Laser, M., Schulman, D., Allen, S., et al. (2002) A comparison of liquid hot water and steam pretreatments of sugar cane bagasse for conversion to ethanol. *Bioresour Technol*; 81: 33–44.
58. Lawford, H., and Rousseau, J. (1998). "Improving fermentation performance of recombinant *Zymomonas* in acetic acid-containing media," *Appl. Biochem. Biotech.* 70-72, 161-172.
59. Lin, K., Ladisch, M., Schaefer, D., et al. (1981) Review on effect of pretreatment on digestibility of cellulosic materials. *AIChE Symp*; 207: 102–106.
60. Liu, C., y Wyman, C.E. (2003). The effect of flow rate of compressed hot water on xylan, lignin and total mass removal from corn stover. *Ind. Eng. Chem. Res.* 42, 5409–5416
61. López, García E. (2013). Procesamiento de biomasa legnocelulósica para la obtención de etanol. Tesis pregrado. Universidad Veracruzana, Facultad de Ciencias Químicas. México.
62. Lynd, L., van Zyl, W., McBride, J. and Laser, M. (2005). "Consolidated bioprocessing of cellulosic biomass: An update," *Current Opin. Biotechnol.* 16(5), 577-583.
63. MANRIQUE, J. (2011). Diseño de un recipiente a presión con un sistema de agitación para el procesamiento de biodiesel de 3 m<sup>3</sup> de capacidad. Tesis de pre-grado. Universidad Nacional de Ingeniería. Facultad de Ingeniería Mecánica.
64. Maple Etanol S.R.L. (13/03/2014). Pro inversión: "Inversión Privada para el Desarrollo". Lima, Perú.
65. Mariscal, J. (2011). Evaluación Y Selección De Microorganismos Para La Producción De Etanol A Nivel Industrial. Universidad Nacional de Colombia Facultad de Ingeniería y Arquitectura Manizales, Colombia.
66. McMillan, J. (1994). Pretreatment of lignocellulosic biomass. In: Himmel M. E, Baker J O, Overend R P (Ed.), editors. *Enzymatic Conversion of Biomass for Fuels Production*. Washington, DC: ACS Symp Ser. ACS; 566: 292–324.

67. Mes-Hartree, M., Dale, B. and Craig, W.(1988) Comparison of steam and ammonia pretreatment for enzymatic hydrolysis of cellulose. *Appl Microbiol Biotechnol*; 29: 462—468.
68. Michalowicz, G., Toussaint, B., Vignon, M. (1991). Ultrastructural-changing in poplar cell wall during steam explosion treatment. *Holzforschung*; 45: 175—179.
69. Millet, M., Baker, A. and Satter, L. (1976) Physical and chemical pretreatments for enhancing cellulose saccharification. *Biotech Bioeng Symp*; 6: 125—153.
70. Mohammad, J. and Keikhosro, K. (2007). Enzyme-based hydrolysis processes for ethanol from lignocellulosic materials: a review. Department of Chemical Engineering, Isfahan University of Technology, Isfahan.
71. Morjanoff, P. and Gray, P.(1987). Optimization of steam explosion as method for increasing susceptibility of sugarcane bagasse to enzymatic saccharification. *Biotechnol Bioeng*; 29:733—741.
72. Mosier, N., Wyman, C., Dale, B., et al. (2005) Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. *Bioresour Technol*; 96: 673—686.
73. Nichols, N., Sharma, L., Mowery, R., et al. (2008). Fungal metabolism of fermentation inhibitors present in corn stover dilute acid hydrolysate. *Enzyme and Microbial Technology*. 42, 624—630.
74. Nguyen, Q., Tucker, M., Boynton, B., Keller, F., & Schell, D. (1998) Dilute acid pretreatment of softwood. *Appl. Biochem. Biotechnol*. 70/72: 77-87.
75. Okuda, N., Soneura, M., Ninomiya, K. et al. (2008). Biological Detoxification of Waste House Wood Hydrolysate Using *Ureibacillus thermosphaericus* for Bioethanol Production. *Journal Of Bioscience And Bioengineering*. 106 (2): 128—133.
76. Oliva, J. (2003) efecto de los productos de degradación originados en la explosión por vapor de biomasa de chopo sobre *kluveromyces marxianus*. Tesis doctoral. Universidad Complutense de Madrid facultad de ciencias biológicas departamento de microbiología iii; ISBN: 84-669-1709-8
77. Oliva, M. (2014). Posible proceso productivo de etanol con residuos de banano y sus impactos en el Valle del Chira. Tesis de pregrado publicado en Ingeniería Industrial y de Sistemas. Universidad de Piura. Facultad de

- Ingeniería. Programa Académico de Ingeniería Industrial y de Sistemas. Lima, Perú.
78. Olsson, L., Soerensen, H., Dam, B., Christensen, H., Krogh, K., and Meyer, A. (2006). "Separate and simultaneous enzymatic hydrolysis and fermentation of wheat hemicellulose with recombinant xylose utilizing *Saccharomyces cerevisiae*," *Appl. Biochem. Biotechnol.* 129-132, 117-129
  79. Pan, X., Gilkes, N. Kadla, J. Pye, K., Saka, S., Gregg, D., Ehara, K., Xie, D., Lam, D., y Saddler, J. (2006). "bioconversión de chopo híbrido a etanol y co-productos mediante un proceso de fraccionamiento organosolv: Optimización del rendimiento de proceso", *Biotechnol. Bioeng.* 94(5), 851-861.
  80. Pan, X., Gilkes, N. Kadla, J. Pye, K., Saka, S., Gregg, D., Ehara, K., Xie, D., Lam, D., y Saddler, J. (2005)., *Biorefining of softwoods using ethanol organosolv pulping: preliminary evaluation of process streams for manufacture of fuel-grade ethanol and co-products. Biotechnology and Bioengineering*, 90: 473–481.
  81. Piergallini, A.C. (2008). Pautas para la regulación jurídica de los combustibles alternativos. Tesis pre-grado. Universidad Abierta Interamericana. Argentina.
  82. Prada, A. & Cortés, C.E. 2010. La descomposición térmica de la cascarilla de arroz: una alternativa de aprovechamiento integral. *Orinoquia* 14, sup (1): 155-170. Colombia.
  83. Quintero, J. (2011). Design and Evaluation of Fuel Alcohol Production from Lignocellulosic Raw Materials. Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales Facultad de Ingeniería y Arquitectura, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Electrónica y Computación Manizales, Colombia.
  84. Quintero, V. (2009). Evaluación del potencial de producción de etanol combustible a partir de biomasa secundaria disponible en la agroindustria azucarera colombiana. Universidad Industrial De Santander. Posgrado en Ingeniería Química. Bucaramanga, Colombia.
  85. Rivers, D. y Emert, G. (1987). Lignocellulose pretreatment: a comparison of wet and dry ball attrition. *Biotech Lett.*, 9: 365–368.
  86. Rodrigues, A.. (2007). Evaluation sugarcane bagasse acid hydrolysis technology, MSc Dissertation (School of Chemical Engineering, State University of Campinas, Portuguese).

87. Rodríguez, C., y Toca, H. (2006). Industrial and biotechnological applications of laccases: A review. *Biotechnology Advances*. 24, 500–513
88. Rosadio, Quevedo A. (2014). Etanol: el alcohol combustible del futuro. Visión subsectorial. TechnoServe. Lima, Perú.
89. Rossell, C; LaH, F., Hilst, A. & Leal, M. (2005). Saccharification of sugarcane bagasse for ethanol production using the Organosolv process. *International Sugar Journal*, 107: 192-195
90. Ruiz, S. y Cárdenas, M. (2006). producción de etil-ésteres a partir de aceites vegetales usados. Tesis de pregrado. Universidad Industrial de Santander. Colombia.
91. Saha, B., Iten, L., Cotta, M., and Wu, Y. (2005). "Dilute acid pretreatment, enzymatic saccharification, and fermentation of rice hulls to ethanol," *Biotechnol. Prog.* 21(3), 816-822. Sánchez, A., Gutiérrez, A., Muñoz, J. y Rivera, A. (2010) Bioethanol Production from agroindustrial lignocellulosic byproducts. Grupo de Investigación CEDAGRITOL. Programa Ingeniería Agroindustrial, Facultad Ingeniería Agronómica, Universidad del Tolima.
92. Sánchez, A., Gutiérrez, A., Muñoz, J. y Rivera, C. (2010) Producción de bioetanol a partir de subproductos agroindustriales lignocelulósicos. Grupo de Investigación CEDAGRITOL. Programa Ingeniería Agroindustrial, Facultad Ingeniería Agronómica, Universidad del Tolima.( Revista Tumbaga 2010).
93. Sánchez, T. & Ramírez, S. (2012). Uso de cascarilla de arroz como fuente energética den ladrilleras. Programa de Energía, ITDG-Perú. Lima, Perú.
94. Sansen, L.F. y Vargas, M. (2009). Obtención de etanol por medio de de la fermentación alcohólica del mango. Trabajo especial de grado para optar el título de ingeniero químico. Universidad Rafael Urdaneta -Maracaibo – Venezuela.
95. Schurz, J. (1978) Bioconversion of Cellulosic Substances into Energy Chemicals and Microbial Protein Symp. Proc.; Ghose, T. K.; Ed.; New Delhi, IIT: Delhi; pp. 37.
96. Singh, P., Suman, A., Tiwari, P., et al. (2008) Biological pretreatment of sugarcane trash for its conversion to fermentable sugars. *World J Microbiol Biotechnol*; 24: 667–673.

97. Söderström, J., Pilcher, L., Galbe, M., and Zacchi, G. (2003). "Combined use of H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> and SO<sub>2</sub> impregnation for steam pretreatment of spruce in ethanol production," *Appl. Biochem. Biotechnol.* 105-108, 127-140.
98. Sun, Y., and Cheng, J. (2002). "Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: A review," *Bioresource Technol.* 83(1), 1-11.
99. Taherzadeh, M. y Karimi, K. (2007) Enzyme-based hydrolysis processes for ethanol from lignocellulosic materials: a review. Department of Chemical Engineering, Isfahan University of Technology, Isfahan.
100. Taherzadeh, M. y Karimi, K. (2008) Pretreatment of lignocellulosic wastes to improve ethanol and biogas production: A review. *Int J Mol Sci.*; 9: 1621–1651.
101. Teixeira, L., Linden, J., and Schöeder, H. (2000). "Simultaneous saccharification and cofermentation of peracetic acid-pretreated biomass," *Appl. Biochem. Biotech.* 84-86, 111-127.
102. Tengborg, C. (2000). "Bioethanol Production: Pretreatment and Enzymatic Hydrolysis of Softwood," Ph.D. Thesis, Lund University, Sweden.
103. Tengborg, C., Galbe, M., and Zacchi, G. (2001). "Influence of enzyme loading and physical parameters on the enzymatic hydrolysis of steam-pretreated softwood," *Biotechnol. Prog.* 17(1), 110-117.
104. Tengborg, C., Stenberg, K., Galbe, M., Zacchi, G., Larsson, S., Palmqvist, E., and Hahn-Hägerdal, B. (1998). "Comparison of SO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> impregnation of softwood prior to steam pretreatment on ethanol production," *Appl. Biochem. Biotech.* 70-72, 3-15.
105. Triana, C. (2010). Producción de bioetanol a partir de residuos provenientes del cultivo de café. Maestría thesis, Universidad Nacional de Colombia - Sede Manizale. Colombia.
106. Valeiro, A., y Portocarrero, R. (2017) Gestión de las Vinazas Sucro-Alcoholeras en Brasil. Serie: Gestión de residuos de la industria sucro-energética argentina. Inta Ediciones. Argentina
107. Valmet. 2014. Digester developments – Technical Paper Series. Published January 27.
108. Valverde, G.A., Sarria, L.B., y Monteagudo, Y.J.P. (2007). Análisis Comparativo De Las Características Fisicoquímicas De La Cascarilla De Arroz. *Scientia et Technica* Año VII, N° 37. Pp. 255-260. Colombia.



109. Viñals, V.M., Bell, G.A., Michelena, A.G. y Ramil, M.M. (2012). Obtención de etanol a partir de biomasa lignocelulósica. ICIDCA. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar, vol. 46, núm. 1, pp. 7-16.
110. Vishtal, A. & Kraslawski, A. (2011). Challenges in industrial applications of technical lignins. *BioResources*, 6, 3547-3568
111. Vlasenko E., Yu-Ding, H., Labavitch, J., et al. (1997). Enzymatic hydrolysis of pretreated rice straw. *Bioresour Technol*; 57: 109—119.
112. Wingren, A., Galbe, M., and Zacchi, G. (2003). "Techno-economic evaluation of producing ethanol from softwood: Comparison of SSF and SHF and identification of bottlenecks," *Biotechnol. Prog.* 19(4), 1109-1117.
113. Wu, A., and Lee, Y. (1998). "Nonisothermal simultaneous saccharification and fermentation for direct conversion of lignocellulosic biomass to ethanol," *Appl. Biochem. Biotech.* 70-72, 479-492.
114. Wu, J., and Ju, L. (1998). "Enhancing enzymatic saccharification of waste newsprint by surfactant addition," *Biotechnol. Prog.* 649-652.
115. Ye, Sun. And Jiayang, Cheng. (2002) . Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. Department of Biological and Agricultural Engineering, North Carolina State University, Raleigh, NC 27695-7625, USA Received 6 November 2000; received in revised form 30 October 2001; accepted 31 October 2001
116. Yoshida, M., Liu, Y., Uchida, S., et al.(2008) Effects of cellulose crystallinity, hemicellulose, and lignin on the enzymatic hydrolysis of *Miscanthus sinensis* to monosaccharides. *Biosci Biotechnol Biochem*,72: 805—810.
117. Zheng, Y., Delwiche, M. Personal communication at University of California, Davis, CA, USA, 2008.
118. Zheng, Y., Zhongli P. y Zhang, R. (2009) Descripción general de pretratamiento de biomasa para la producción de etanol celulósico. *Int J Agric & Biol Eng*, 2(3): 51-68.
119. Zhu, S. (2008) Perspective used of ionic liquids for the efficient utilization of lignocellulosic materials. *J Chem Technol Biotechnol*; 83: 777—779.

### LINKOGRAFIA

1. BANCO CENTRAL DE RESERVA DEL PERÚ SUCURSAL PIURA, (2015). CARACTERIZACIÓN DEL DEPARTAMENTO DE PIURA. ( 22 de octubre de 2015). Recuperado de:
  - a. <http://www.bcrp.gob.pe/docs/Sucursales/Piura/piura-caracterizacion.pdf>
2. BANCO CENTRAL DE RESERVA DEL PERÚ SUCURSAL PIURA, (2015). CARACTERIZACIÓN DEL DEPARTAMENTO DE LAMBAYEQUE. (05 de enero de 2015). Recuperado de:
  - a. <http://www.bcrp.gob.pe/docs/Sucursales/Piura/lambayeque-racterizacion.pdf>
3. BANCO CENTRAL DE RESERVA DEL PERÚ SUCURSAL PIURA, (2015). LAMBAYEQUE: Síntesis de Actividad Económica septiembre 2015. Recuperado de:
  - a. <http://www.bcrp.gob.pe/docs/Sucursales/Piura/2015/sintesis-lambayeque-09-2015.pdf>
4. BANCO CENTRAL DE RESERVA DEL PERÚ SUCURSAL TRUJILLO, (2015). CARACTERIZACIÓN DEL DEPARTAMENTO DE LA LIBERTAD. (23 de octubre de 2015). Recuperado de:
  - a. <http://www.bcrp.gob.pe/docs/Sucursales/Trujillo/la-libertad-caracterizacion.pdf>
5. BANCO CENTRAL DE RESERVA DEL PERÚ SUCURSAL TRUJILLO, (2015). La Libertad: Síntesis de Actividad Económica. (02 de octubre de 2015). Recuperado de:
  - a. <http://www.bcrp.gob.pe/docs/Sucursales/Trujillo/2015/presentacion-la-libertad-08-2015.pdf>
6. Diario GESTIÓN, (2014). Gobierno compromete S/. 2,000 millones para transporte y vivienda en Lambayeque. Publicado: 01/04/2014
  - a. <http://gestion.pe/economia/gobierno-compromete-s-2000-millones-transporte-y-vivienda-lambayeque-2093331>

7. Diario GESTIÓN, (2014). Lambayeque: Mirando al futuro con la agroindustria. Publicado : 28/12/2014
  - a. <http://gestion.pe/opinion/lambayeque-retroceso-instituciones-2118787>
8. Diario GESTIÓN, (2015). Lambayeque impulsa segunda etapa de la irrigación de Olmos. Publicado : 22/04/2015
  - a. <http://gestion.pe/economia/lambayeque-impulsa-segunda-etapa-irrigacion-olmos-2129675>
9. Diario LA REPUBLICA, (2015). CNPC explorará más de 60 pozos petroleros en el Lote X. publicado : 15/02/2015
  - a. <http://larepublica.pe/15-02-2015/cnpc-explorara-mas-de-60-pozos-petroleros-en-el-lote-x>
10. INEI, nota de prensa N°131-2015. Por mayor disponibilidad de recurso hídrico en la Costa Norte: PRODUCCIÓN DE ARROZ CÁSCARA SE INCREMENTÓ EN 49,4%. Perú. Recuperado de:
  - a. <https://www.inei.gob.pe/prensa/noticias/produccion-de-arroz-cascara-se-incremento-en-494-8565>.
11. MILIARIUM INGENIERÍA CIVIL Y MEDIO AMBIENTE, (2008) Etapas en el proceso de obtención de bioetanol. Recuperado de:
  - a. <http://www.miliarium.com/Bibliografia/Monografias/Biocombustibles/EtapasProcesoProduccionBioetanol.asp>

## APÉNDICE

### APÉNDICE 1: CÁLCULOS DEL CONSUMO HISTÓRICO NACIONAL

*Tabla 7.0.1 Producción nacional, importaciones y exportaciones de etanol.*

<b>AÑO</b>	<b>IMPORTACIÓN(Lt)</b>	<b>EXPORTACIÓN(Lt)</b>	<b>PRODUCCIÓN NACIONAL(Lt)</b>
<b>2005</b>	240,131.23	3.61	17,847,566.00
<b>2006</b>	196,280.32	54,019.68	20,047,390.00
<b>2007</b>	190,206.78	324,016.38	21,132,100.00
<b>2008</b>	255,692.15	467,118.77	21,509,972.00
<b>2009</b>	228,796.19	1,029,407.99	22,639,188.00
<b>2010</b>	205,608.55	1,126,049.04	32,762,554.00
<b>2011</b>	229,468.98	882,207.68	35,326,478.00
<b>2012</b>	271,908.78	2,181,287.67	46,111,186.00
<b>2013</b>	200,615.22	2,608,597.38	59,347,604.80
<b>2014</b>	172,241.65	1,795,431.50	52,338,015.40
<b>2015</b>	669,703.41	1,522,205.50	53,834,000.00

Fuente: Importación- Exportación: SUNAT. Producción Nacional: MINAGRI-INEI (2016)

En el Perú existen diversas plantas industriales que se dediquen a la producción de etanol, principalmente ingenios azucareros que abastecen el mercado nacional e internacional, sin embargo, existen también empresas peruanas que importan dicho producto por tanto para hallar el consumo histórico Nacional aplicaremos la siguiente ecuación:

✓ **Modelo de Consumo:**

Según los datos obtenidos sobre el consumo del etanol; este insumo se produce en el Perú, se importa y exporta; por lo tanto, nuestro modelo de consumo viene a ser:

$$C = P - E + I$$

Dónde:

C = Consumo nacional

P= Producción Nacional

I = Importaciones

E = Exportaciones.

✓ **Cálculos:**

- Consumo Nacional Aparente en el año 2005

$$C = P - E + I$$

$$C = 17,847,566.00 - 3.61\text{lt} + 24,131.23$$

$$C = \mathbf{18,087,693.63 \text{ litros}}$$

- Consumo Nacional Aparente en el año 2006

$$C = P - E + I$$

$$C = 20,047,390.00 - 54,019.68 + 196,280.32$$

$$C = \mathbf{20,189,650.64 \text{ litros}}$$

- Consumo Nacional Aparente en el año 2007

$$C = P - E + I$$

$$C = 21,132,100.00 - 324,016.38 + 190,206.78$$

$$C = \mathbf{20,998,290.40 \text{ litros}}$$

- Consumo Nacional Aparente en el año 2008

$$C = P - E + I$$

$$C = 21,509,972.00 - 467,118.77 + 255,692.15$$

$$C = \mathbf{21,298,545.39 \text{ litros}}$$

- Consumo Nacional Aparente en el año 2009

$$C = P - E + I$$

$$C = 22,639,188.00 - 1,029,407.99 + 228,796.19$$

$$C = \mathbf{21,838,576.20 \text{ litros}}$$

- Consumo Nacional Aparente en el año 2010

$$C = P - E + I$$

$$C = 32,762,554.00 - 1,126,049.04 + 205,608.55$$

$$C = \mathbf{31,842,113.51 \text{ litros}}$$

- Consumo Nacional Aparente en el año 2011

$$C = P - E + I$$

$$C = 35,326,478.00 - 882,207.68 + 229,468.98$$

$$C = \mathbf{34,673,739.29}$$

- Consumo Nacional Aparente en el año 2012

$$C = P - E + I$$

$$C = 46,111,186.00 - 2,181,287.67 + 271,908.78$$

$$C = \mathbf{44,201,807.11 \text{ litros}}$$

- Consumo Nacional Aparente en el año 2013

$$C = P - E + I$$

$$C = 59,347,604.80 - 2,608,597.38 + 200,615.22$$

$$C = \mathbf{56,939,622.64 \text{ litros}}$$

- Consumo Nacional Aparente en el año 2014

$$C = P - E + I$$

$$C = 52,338,015.40 - 1,795,431.50 + 172,241.65$$

$$\mathbf{C = 50,714,825.55 \text{ litros}}$$

- Consumo Nacional Aparente en el año 2015

$$C = P - E + I$$

$$C = 53,834,000.00 - 1,522,205.50 + 669,703.41$$

$$\mathbf{C = 52,981,497.91 \text{ litros}}$$

APÉNDICE 2: CÁLCULOS PARA ESTIMAR LA TASA DE CRECIMIENTO DE ETANOL

**IMPORTACIONES, EXPORTACIONES, CONSUMO HISTÓRICO NACIONAL DEL ETANOL VS VARIACIÓN DE CONSUMO HISTÓRICO ENTRE LOS AÑOS 2005 A 2015 EN EL PERÚ**

*Tabla 7.0.2 Consumo histórico de etanol en Perú*

<b>AÑO</b>	<b>CONSUMO HISTÓRICO(Lt)</b>
<b>2005</b>	18,087,693.63
<b>2006</b>	20,189,650.64
<b>2007</b>	20,998,290.40
<b>2008</b>	21,298,545.39
<b>2009</b>	21,838,576.20
<b>2010</b>	31,842,113.51
<b>2011</b>	34,673,739.29
<b>2012</b>	44,201,807.11
<b>2013</b>	56,939,622.64
<b>2014</b>	50,714,825.55
<b>2015</b>	52,981,497.91

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Con los datos de consumo histórico se calculó la tasa de crecimiento del etanol.



✓ **Método: Linealización***Tabla 7.0.3 Determinación de los valores x; y; xy y x^2 para determinación de la tasa de crecimiento*

AÑO	Y	X	XY	x^(2)
2005	18087693.63	0	0	0
2006	20189650.64	1	20189650.6	1
2007	20998290.4	2	41996580.8	4
2008	21298545.39	3	63895636.2	9
2009	21838576.2	4	87354304.8	16
2010	31842113.51	5	159210568	25
2011	34673739.29	6	208042436	36
2012	44201807.11	7	309412650	49
2013	56939622.64	8	455516981	64
2014	50714825.55	9	456433430	81
2015	52981497.91	10	529814979	100

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Con ayuda del programa Excel se determinó los valores de la tabla anteriormente presentada, a continuación, se presenta los valores de la sumatorias de las principales columnas que permiten determinar el valor de la tasa de crecimiento.

- $\sum y = 373766362.3$
- $\sum x = 55$
- $\sum x * y = 2331867216$
- $\sum x^2 = 385$

Por lo tanto, se presenta el siguiente sistema de ecuaciones:

- $373766362.3 = 11A + 55B$
- $2331867216 = 55A + 385B$

Realizando la línea de tendencia en programa Excel tenemos una tasa de crecimiento anual de etanol 3970010.2lt

### APÉNDICE 3: CÁLCULO DE LA ESTIMACIÓN DE LA DEMANDA FUTURA

Considerando que el ETANOL es un insumo, los cálculos para determinar la demanda futura son los siguientes:

Dónde:

$$D_n = D_o + B(X)$$

$D_n$  = Demanda futura en el año n

$D_o$  = Demanda inicial. Año 2005 en Litros = 18087693.63

$x$  = Tasa de crecimiento anual = 3970010.2

$n$  = Número de años a proyectar = 1, 2, 3, ... , 5

#### ✓ **Desarrollo de cálculos:**

- Demanda para el año 2016:

$$D_{2016} = 18087693.63 + 3970010.2(11)$$

$$D_{2016} = 61757805.83lt$$

- Demanda para el año 2017:

$$D_{2017} = 18087693.63 + 3970010.2(12)$$

$$D_{2017} = 65727816.03lt$$

- Demanda para el año 2018:

$$D_{2018} = 18087693.63 + 3970010.2(13)$$

$$D_{2018} = 69697826.23lt$$

- Demanda para el año 2019:

$$D_{2019} = 18087693.63 + 3970010.2(14)$$

$$D_{2019} = 73667836.43lt$$

- Demanda para el año 2020:

$$D_{2020} = 18087693.63 + 3970010.2(15)$$

$$D_{2020} = 77637846.63lt$$

- Demanda para el año 2021:

$$D_{2021} = 18087693.63 + 3970010.2(16)$$

$$D_{2021} = 81607856.83lt$$

- Demanda para el año 2022:

$$D_{2022} = 18087693.63 + 3970010.2(17)$$

$$D_{2022} = 85577867.03lt$$

- Demanda para el año 2023:

$$D_{2023} = 18087693.63 + 3970010.2(18)$$

$$D_{2023} = 89547877.23lt$$

- Demanda para el año 2024:

$$D_{2024} = 18087693.63 + 3970010.2(19)$$

$$D_{2024} = 93517887.43lt$$

- Demanda para el año 2025:

$$D_{2025} = 18087693.63 + 3970010.2(20)$$

$$D_{2025} = 97487897.63lt$$

APÉNDICE 4: CÁLCULO DE LA PROYECCIÓN DE PRECIOS

$$CPPP_{PP} = PA + (PA * T)$$

Dónde:

$CPPP_{PP}$  = Cálculo de la proyección de precios de etanol

PA = Precio promedio actual del etanol

$PA = CPPP_{2015} = 675.276 \text{ \$/TM}$

Se estima un incremento de la inflación de 0.33% anual (T)

De la fórmula:

$$CPPP_{PP} = PA + (PA * 0.003)$$

$$CPPP_{PP} = PA * (1 + 0.0033)$$

nº de años = 5

Incremento anual = 0.33%

✓ **Cálculos:**

- Precio para el año 2016

$$CPPP_{2016} = CPPP_{2015} \times (1 + 0.0033)$$

$$CPPP_{2016} = 675.276 \times (1 + 0.0033)$$

$$CPPP_{2016} = 677.504$$

- Precio para el año 2017

$$CPPP_{2017} = CPPP_{2016} \times (1 + 0.0033)$$

$$CPPP_{2017} = 677.504 \times (1 + 0.0033)$$

$$CPPP_{2017} = 679.537$$

- Precio para el año 2018

$$CPPP_{2018} = CPPP_{2017} \times (1 + 0.0033)$$

$$CPPP_{2018} = 679.537 \times (1 + 0.0033)$$

$$CPPP_{2018} = 681.576$$

- Precio para el año 2019

$$CPPP_{2019} = CPPP_{2018} \times (1 + 0.0033)$$

$$CPPP_{2019} = 681.576 \times (1 + 0.0033)$$

$$CPPP_{2019} = 683.620$$

- Precio para el año 2020

$$CPPP_{2020} = CPPP_{2019} \times (1 + 0.0033)$$

$$CPPP_{2020} = 683.620 \times (1 + 0.0033)$$

$$CPPP_{2020} = 685.671$$

### APÉNDICE 5: BALANCE DE MASA

Para la realización del balance de masa se tomará en cuenta el siguiente diagrama de flujo de proceso, basado en el método Organosolv:

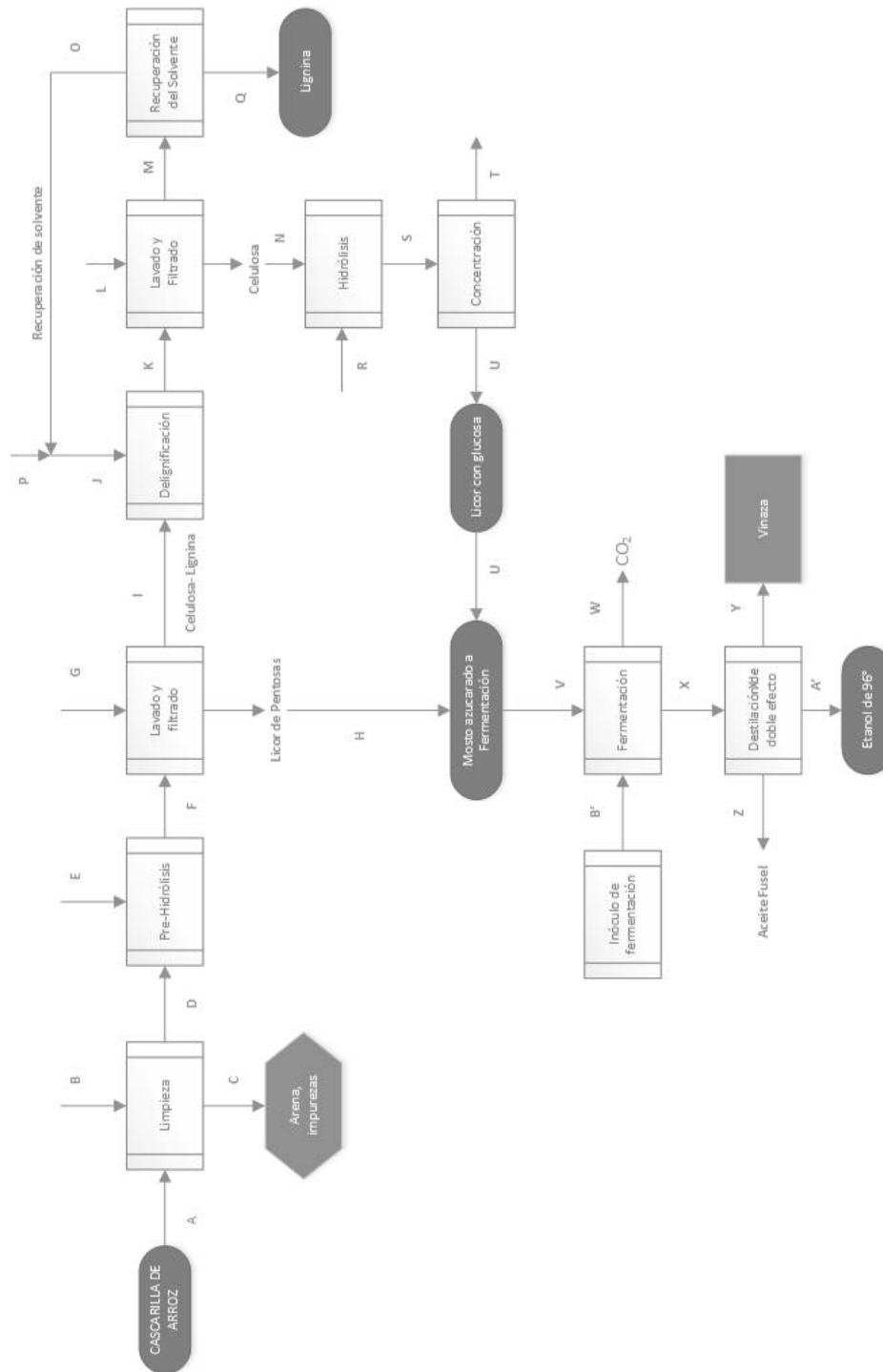


Figura 7.1 Diagrama de flujo del proceso para la obtención de bioetanol, mediante método organosolv.

Fuente: adaptado por los autores



Para realizar el balance de masa se ha tomado en cuenta la siguiente composición promedio (% en base seca) de la cascarilla de arroz:

*Tabla 7.0.4 Composición promedio de la cascarilla de arroz*

componente	Promedio, %
<b>Celulosa</b>	31.5
<b>Hemicelulosa</b>	21.5
<b>Lignina</b>	16.5
<b>Cenizas</b>	16.3
<b>Agua</b>	13.0
<b>Impurezas, insolubles</b>	1.2

Fuente: Sánchez, y colaboradores (2010).

La Composición original es:

celulosa: 31.5%, hemicelulosa: 21.5%, lignina: 16.50%,  
cenizas: 16.3%, tierra: 1.2%, Agua: 13.0

los cálculos mostrados a continuación en dicho balance se han realizado utilizando el software de computadora Mathcad.

- **CORRIENTE A:** a partir de la composición promedio de la cascarilla:

**Masa A:** 7291.03 Kg/H

Agua A: 947.8339 Kg/H

Celulosa A: 2296.6744 Kg/H

Hemicelulosa A: 1567.5714 Kg/H

Lignina A: 1203.02 Kg/H

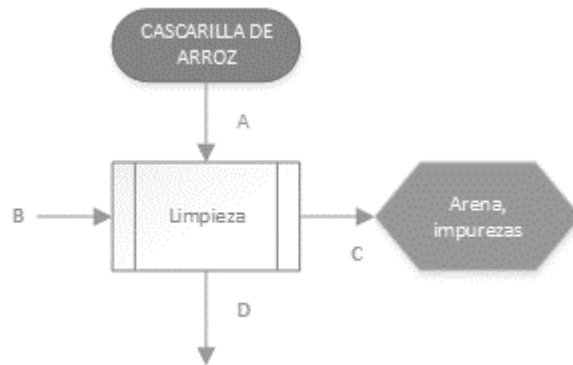
Tierra A: 87.4924 Kg/H

Ceniza A: 1188.4379 Kg/H

Masa A = Agua A + Celulosa A + Hemicelulosa A + Lignina A  
+ Tierra A + Ceniza A = 7291.03 Kg/H



- **ETAPA DE LAVADO DE CASCARILLA DE ARROZ**



*Figura 7.3 Etapa de lavado de cascarilla de arroz*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

- **CORRIENTE B:** es el agua de lavado  
 Agua B:  $1.5 * \text{masa A} = 10936.545 \text{ Kg/H}$   
 Masa B:  $= 10936.545 \text{ Kg/H}$
- **CORRIENTE C:** sale el agua de lavado arrastrando toda la tierra e impurezas, se ajusta la presión del filtro para que a la salida de la corriente D (cascarilla limpia) se obtenga una humedad promedio de 40%. El cálculo es iterativo  
 Agua C:  $0.7 * \text{Agua B} = 7655.5815 \text{ Kg/H}$   
 Tierra C:  $\text{Tierra A} = 87.4924 \text{ Kg/hg}$   
 Masa C  $= 7743.0739 \text{ Kg/H}$
- **CORRIENTE D:** se obtiene por diferencia, y se comprueba que la cascarilla tiene una humedad de 40%.  
 Agua D:  $\text{Agua A} + \text{Agua B} - \text{Agua C} = 4228.7974 \text{ Kg/H}$   
 Celulosa D  $= \text{Celulosa A}: 2296.6744 \text{ Kg/H}$   
 Hemicelulosa D  $= \text{Hemicelulosa A}: 1567.5714 \text{ Kg/H}$   
 Lignina D  $= \text{Lignina A} = 1203.02 \text{ Kg/H}$   
 Ceniza D  $= \text{Ceniza A} = 1188.4379 \text{ Kg/H}$   
 Masa D  $= \text{Agua D} + \text{Celulosa D} + \text{Hemicelulosa D} + \text{Lignina D} + \text{Ceniza D}$   
 $D = 10484.5011 \text{ Kg/H}$

Comprobando:

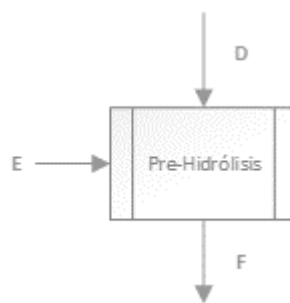
$$\text{Masa A} + \text{Masa B} = 18227.575 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa D} + \text{Masa C} = 18227.575 \text{ Kg/H}$$

Humedad de la cascarilla:

$$(\text{Agua D}/\text{masa D}) \times 100 = 40.3338 \%$$

- **ETAPA DE PRE-HIDROLISIS DE LA CASCARILLA DE ARROZ –**  
baja concentración de ácido



*Figura 7.4 Etapa de pre-hidrólisis.*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

Se utiliza 2% en peso de ácido sulfúrico y se inyecta vapor hasta aumentar temperatura a 122°C. el tiempo que debe lograrse 122°C es 24.1 minutos. Se va asumir los siguientes datos de conversión de la hemicelulosa:

Conversión a pentosas: 90.4%

Conversión a furfural: 0.8%

Conversión a ácido acético: 0.4%

Conversión a glucosa: 2.7%

Hemicelulosa sin convertir:  $100 - (90.4 + 0.8 + 0.4 + 2.7) = 5.7\%$

- **CORRIENTE E:** 2% de ácido sulfúrico con 98% de concentración.  
Ácido Sulfúrico E:  $0.02 * \text{masa D} = 209.69 \text{ Kg/H}$   
Agua E:  $(\text{Ácido Sulfúrico E}/0.98) * 0.02 = 4.2794 \text{ Kg/H}$
- **CORRIENTE E':** vapor necesario para calentamiento a 122 °C

Capacidad calorífica de la cascarilla de arroz: 2681.6 kcal/Kg (Prada & Cortés, 2010).

<http://www.scielo.org.co/pdf/rori/v14s1/v14s1a13.pdf>

$$\text{Calor E} = \text{masa D} * 2681.6 \text{ kcal/Kg} = 28115238.257 \text{ kcal/H}$$

Utilizando vapor de 30 psig (275°F) con un calor latente de 1372.5 Btu/H equivalente a 781.39 kcal/Kg. Se considera un tiempo de 40 minutos que incluye ingreso de vapor, calentamiento y descarga.

$$40 \text{ minutos} = 0.666 \text{ horas, la inversa es } 1.5 \text{ h}^{-1}$$

$$\text{Vapor E} = \text{Calor E} / \text{Lat.} 1.5 = 23972.0321 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa E} = \text{Ác. Sulfúrico E} + \text{Agua E} + \text{Vapor E} = 24186.0015 \text{ Kg/H}$$

- **CORRIENTE F**

$$\text{Agua F} = \text{Agua D} + \text{Agua E} + \text{Vapor E} = 28205.1089 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Celulosa F} = \text{Celulosa D} = 2296.6744 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Hemicelulosa F} = 0.057 * \text{Hemicelulosa D} = 89.3516 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Lignina F} = \text{Lignina D} = 1203.02 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ceniza F} = \text{Ceniza A} = 1188.4379 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ac. Sulfúrico F} = \text{Ac. Sulf E} = 209.69 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Pentosas F} = 0.904 * \text{Hemicelulosa D} = 1417.0846 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Furfural F} = (0.8/100) * \text{Hemicelulosa D} = 12.5406 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ac. Acético F} = (0.4/100) * \text{Hemicelulosa D} = 6.2703 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Glucosa F} = (2.7/100) * \text{Hemicelulosa D} = 42.3244 \text{ Kg/H}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa F} &= \text{Agua F} + \text{Celulosa F} + \text{Hemicelulosa F} + \text{Lignina F} + \text{Ceniza F} \\ &+ \text{Ac. Sulfúrico F} + \text{Pentosas F} + \text{Furfural F} + \text{Ac. Acético F} + \text{Glucosa F} \\ &= 34670.5026 \text{ Kg/H} \end{aligned}$$

Comprobando:

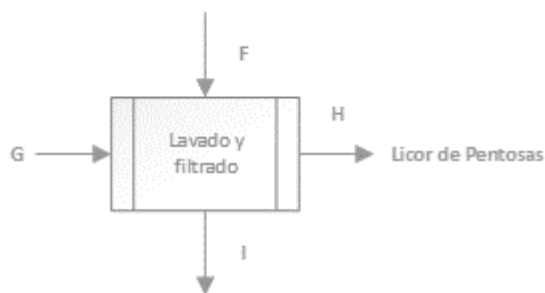
$$\text{Masa D} + \text{Masa E} = 34670.5026 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa F} = 34670.5026 \text{ Kg/H}$$

Concentración de pentosas: 8.92%

- **ETAPA DE LAVADO Y FILTRADO:**

Se debe lavar para separar principalmente las pentosas. El producto final debe llegar a una concentración entre 5 a 9%.



*Figura 7.5: Etapa de lavado y filtrado.*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

- **CORRIENTE G:** agua para el lavado se considera el 8% de la corriente F:

Agua G:  $0.08 \times \text{masa F} = 2773.6402 \text{ Kg/H}$

Masa G:  $2773.6402 \text{ Kg/H}$

- **CORRIENTE H:** sale el 99% del material soluble, dejando los solidos con 50 % de humedad. El Agua se calcula iterativamente hasta dar una concentración de pentosas entre 5 a 9%.

Agua H =  $0.85 (\text{Agua g} + \text{Agua F}) = 26331.9367 \text{ Kg/H}$

Hexosas H =  $0.99 (\text{Glucosa F}) = 41.9012 \text{ Kg/H}$

Ac. Sulfúrico H =  $0.99 (\text{Ac. Sulfúrico F}) = 207.5931 \text{ Kg/H}$

Pentosas H =  $0.99 (\text{Pentosas F}) = 1402.9137 \text{ Kg/H}$

Furfural H =  $0.99 (\text{Furfural F}) = 12.4152 \text{ Kg/H}$

Ac. Acético H =  $0.99 (\text{Ac. Acético F}) = 6.2076 \text{ Kg/H}$

Masa H =  $\text{Agua H} + \text{Hexosas H} + \text{Ac. Sulf H} + \text{Pentosas H} + \text{Furfu H} +$

$\text{Ac. Acético H} = 28002.9675 \text{ Kg/H}$

Concentración pentosas H: 5.0099%

- **CORRIENTE I:** aquí se comprueba que los insolubles contengan entre 40 a 50% de humedad.

$$\text{Agua I: Agua G} + \text{Agua F} - \text{Agua H} = 4646.8124 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Celulosa I} = \text{Celulosa F} = 2296.6744 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Hemicelulosa I} = \text{Hemicelulosa F} = 89.3516 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Lignina I} = \text{Lignina F} = 1203.02 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ceniza I} = \text{Ceniza F} = 1188.4379 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Hexosas I} = \text{Glucosa F} - \text{Hexosas H} = 0.4232 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ac. Sulfúrico} = \text{Ac. Sulfúrico F} - \text{Ac. Sulfúrico H} = 2.0969 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Pentosas I} = \text{Pentosas F} - \text{Pentosas H} = 14.1708 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Fufural I} = \text{Furfural F} - \text{Furfural H} = 0.1254 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ac. Acético I} = \text{Ac. Acético F} - \text{Ac. Acético H} = 0.0627 \text{ Kg/H}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa I} &= \text{Agua I} + \text{Celulosa I} + \text{Hemicelulosa I} + \text{Lignina I} + \text{Ceniza I} + \\ &\text{Hexosas I} + \text{Ácido Sulfúrico I} + \text{Pentosas I} + \text{Fufural I} + \text{Ácido Acético I} \\ &= 9441.1753 \text{ Kg/H} \end{aligned}$$

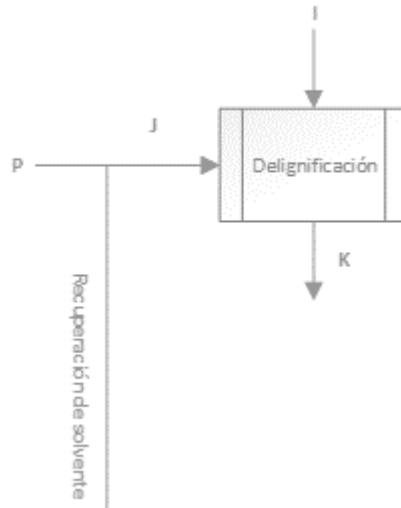
Comprobación del balance:

$$\text{Masa G} + \text{Masa F} = 37444.1429 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa H} + \text{Masa I} = 37444.1429 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Humedad de la torta: (Agua I/Masa I)} * 100 = 49.2186 \%$$

- **ETAPA DE DELIGNIFICACIÓN**



*Figura 7.6: Etapa de delignificación.*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

- **CORRIENTE J:** es la solución Organosolv que contiene 60% en volumen de etanol y se adiciona en una proporción de 5 m<sup>3</sup> por tonelada de cascarilla hidrolizada.

Convirtiendo % vol a % masa solución de etanol (Perez et al., 2010)

$$\% \text{ masa} = -0.0356 + 0.8048 * 60 + 1.78 \cdot 10^{-5} * 60^2$$

$$\% \text{ masa} = 52.0972$$

Densidad de la mezcla, se considera una temperatura de 60°C

$$\rho_m = 1003.98 - 0.3524 * 60 - 96.7916 * 0.520972^2 - 100.0610 * 0.520972 - 1.3996 * 60 * 0.520972 + 0.8585 * 0.520972^2 * 60$$

$$\rho_m = 856.5656 \text{ Kg/m}^3$$

Volumen necesario de Organosolv:

$$\text{Volumen J} = 5(\text{masa I}/1000) = 5 \times 13.61974 = 47.2059 \text{ m}^3$$

$$\text{Masa J} = 856.5656 \times 47.2059 = 40434.9308 \text{ Kg/H}$$

Esta masa contiene:

$$\text{Etanol J} = (\% \text{ masa}/100) * \text{Masa J} = 21065.4667 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Agua J} = (100 - \% \text{ masa}) / 100 * \text{masa J} = 19369.464 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Etanol J} + \text{Agua J} = 40434.9308 \text{ Kg/H}$$

- **CORRIENTE K:** es la suma de la corriente J + corriente I

Celulosa K = Celulosa I: 2296.6744 Kg/H

Hemicelulosa K = Hemicelulosa I = 89.3516 Kg/H

Lignina K = Lignina I: 1203.02 Kg/H

Ceniza K = Ceniza I = 1188.4379 Kg/H

Hexosas K = Hexosas I = 0.4232 Kg/H

Ac. Sulfúrico K = Ac. Sulfúrico I = 2.0969 Kg/H

Pentosas K = Pentosas I = 14.1708 Kg/H

Fufural K = Furfural I = 0.1254 Kg/H

Ac. Acético K = Ac. Acético I = 0.0627 Kg/H

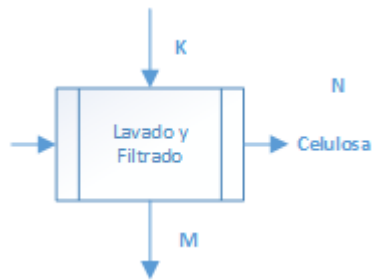
Agua K = Agua I + Agua J = 24016.2764 Kg/H

Etanol K = Etanol J = 21065.4667 Kg/H

Masa K = Agua K + Celulosa K + Hemicelulosa K + Lignina K + Ceniza K + Hexosas K + Ac. Sulfúrico K + Pentosas K + Furfural K + Ac. Acético K + Etanol K = 49876.1061 Kg/H

Masa I + Masa J = 49876.1061 Kg/H

- **ETAPA DE LAVADO Y FILTRADO:**



*Figura 7.7 Etapa de lavado y filtrado.*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

- **CORRIENTE L:** es el agua de lavado. Se emplea pequeña cantidad debido a que la corriente K está muy diluida. Se estima un 15% de la corriente K.

$$\text{Agua L} = 0.15 \times \text{Masa K} = 7431.5398 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa L} = \text{Agua L} = 7431.5398 \text{ Kg/H}$$

- **CORRIENTE N:** es la torta de filtración constituida por básicamente la celulosa, hemicelulosa y 50% de la ceniza, la diferencia es agua.

$$\text{Agua N} = 0.16 \times \text{Agua K} = 3962.6856 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Celulosa N} = \text{Celulosa K} = 2296.6744 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Hemicelulosa N} = \text{hemicelulosa K} = 89.3516 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ceniza N} = 0.50 \times \text{Ceniza K} = 594.2189 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa N} = \text{Agua N} + \text{Celulosa N} + \text{Hemicelulosa N} + \text{Ceniza N} = 6942.9306 \text{ Kg/H}$$

Concentración de solidos:

$$[(\text{Celulosa N} + \text{Hemi N} + \text{Ceniza N})/\text{masaN}] \times 100 = 42.9249\%$$

- **CORRIENTE M:** es el filtrado, que teóricamente se asume que arrastra todos los solubles, por lo tanto, corresponde a la diferencia entre la Corriente (K +I) - Corriente N:

$$\text{Lignina M} = \text{lignina K} = 1203.02 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ceniza M} = \text{Ceniza K} - \text{Ceniza N} = 594.2189 \text{ Kg/H}$$



Hexosas M = Hexosas K = 0.4232 Kg/H

Ácido Sulfúrico M = Ac. Sulfúrico K = 2.0969 Kg/H

Pentosas M = Pentosas K = 14.1708 Kg/H

Furfural M = Furfural K = 0.1254 Kg/H

Ac. Acético M = Ac. Acético K = 0.0627 Kg/H

Agua M = Agua K + Agua I - Agua N = 27485.1306 Kg/H

Etanol M = Etanol K = 21065.4667 Kg/H

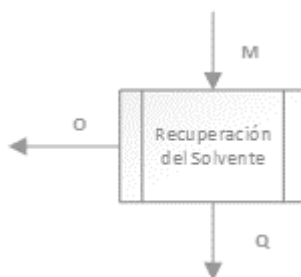
Masa M = Agua M + Lignina M + Ceniza M + Hexosas M + Ac. Sulfúrico M + Pentosas M + Furfural M + Ac. Acético M + Etanol M = 50364.7153 Kg/H

Comprobación del balance:

Masa L + Masa K = 57307.6459 Kg/H

Masa N + Masa M = 57307.6459 Kg/H

- **ETAPA DE RECUPERACIÓN DE SOLVENTE:** se recupera la solución de etanol – agua con 52.0972% en peso de etanol, que se mezcla con la corriente P para dar la corriente J. El equipo básicamente es un destilador.



*Figura 7.8 : Etapa De Recuperación De Solvente*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

- **CORRIENTE Q:** se considera una pérdida en la destilación de 0.5% de etanol. El cálculo se hace iterativo hasta lograr la concentración de etanol de 52.0972% en peso.

Lignina Q = lignina M = 1203.02 Kg/H

Ceniza Q = Ceniza M = 594.2189 Kg/H

Hexosas Q = Hexosas M = 0.4232 Kg/H

Ácido Sulfúrico Q = Ac. Sulfúrico M = 2.0969 Kg/H

Pentosas Q = Pentosas M = 14.1708 Kg/H

Furfural Q = Furfural M = 0.1254 Kg/H

Ac. Acético Q = Ac. Acético M = 0.0627 Kg/H

Agua Q = 0.2988 \* Agua M = 8212.557 Kg/H

Etanol Q = (0.5/100) \* Etanol M = 105.3273 Kg/H

Masa Q = Lignina Q + Ceniza Q + Hexosas Q + Ac. Sulfúrico Q +  
Pentosas Q + Furfural Q + Ac. Acético Q + Agua Q + Etanol Q =  
10132.0023 Kg/H

- **CORRIENTE O:** es la corriente de etanol con 52.0972% en peso.

Etanol O = Etanol M – Etanol Q = 20960.1394 Kg/H

Agua O = Agua M – Agua Q = 19272.5736 Kg/H

Masa O = Etanol O + Agua O = 40232.713 Kg/H

Comprobando:

$$\% \text{ etanol O} = (\text{Etanol O} / \text{masa O}) \times 100 = 52.0973\%$$

- **CORRIENTE P:** Es la reposición de la solución perdida

Etanol P = Etanol J – Etanol O = 105.3273 Kg/H

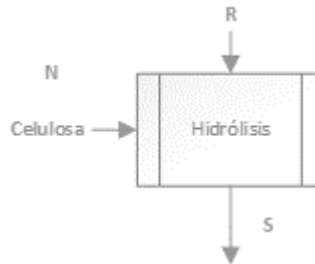
Agua P = Agua J – Agua O = 96.8904 Kg/H

Masa P = Etanol P + Agua P = 202.2178 Kg/H

Comprobando:

$$\% \text{ etanol P} = (\text{etanol P} / \text{masaP} \times 100 = 52.0861\%$$

- **ETAPA DE HIDRÓLISIS DE CELULOSA**



*Figura 7.9 Etapa de hidrólisis de celulosa.*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

- **CORRIENTE R:** es agua y ácido sulfúrico, y se debe agregar en tal forma que la concentración de sólidos alcanza cerca del 33%, y se debe adicionar ácido sulfúrico para la concentración sea cerca de 0.3% en base a los líquidos presentes. El cálculo es iterativo y se comprueba con la concentración de sólidos y de ácido sulfúrico.

Agua R = 2190.0 Kg/H

Ác. Sulfúrico R = 18.31 Kg/H

Masa R = Agua R + Ac. Sulfúrico R = 2208.31 Kg/H

Comprobación:

% sólidos =  $(\text{Cel N} + \text{Hemi N} + \text{Ceni N} / \text{masa N} + \text{Masa R}) \times 100$

% sólidos = 32.5666

% Ácido Sulfúrico =  $(\text{Ac. Sulfúrico R} / \text{Agua R} + \text{Agua N}) \times 100$

% Ácido Sulfúrico = 0.2976 %

- **CORRIENTE S:** por simplificación se asume una conversión teórica de celulosa de la celulosa de 100%, de los cuales 91% se convierte a hexosas y 9% a hidroximetilfurfural (HMF). La hemicelulosa se convierte totalmente, de los cuales 80% forma furfural y 20% en pentosas.

Hexosas S =  $0.91 \times \text{Celulosa N} = 2089.9737 \text{ Kg/H}$

HMF S =  $0.09 \times \text{Celulosa N} = 206.7007 \text{ Kg/H}$

Furfural S =  $0.80 \times \text{Hemicelulosa N} = 71.4813 \text{ Kg/H}$

Pentosas S =  $0.20 \times \text{Hemicelulosa N} = 17.8703 \text{ Kg/H}$

Cenizas S = Cenizas N = 594.2189 Kg/H

Agua S = Agua R + Agua N = 6152.6856 Kg/H

Ácido Sulfúrico S = Ácido Sulfúrico R = 18.31 Kg/H

Masa S = Hexosas S + hmf S + Furfural S + Pentosas S + Cenizas S  
+ Agua S + Ac. Sulfúrico S = 9151.2406 Kg/H

Comprobación del balance:

Masa N + Masa R = 9151.2406 Kg/H

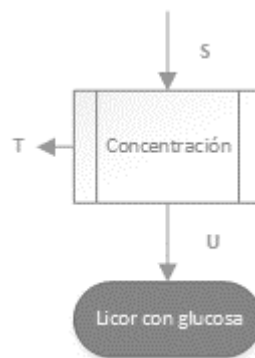
Masa S = 9151.2406 Kg/H

Concentración de azúcares:

$[(\text{Hex S} + \text{Pent S}) / \text{masa S}] \times 100 = 23.0334\%$

- **ETAPA DE CONCENTRACIÓN**

Se debe concentrar la solución de hexosas hasta llegar a un punto que mezclado con la corriente H (pentosas) se produzca una solución de 10 a 15% en peso de azúcares totales.



*Figura 7.10 Etapa de concentración.*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

- **CORRIENTE T:** es el agua evaporada

Agua T =  $0.95 \times \text{Agua S} = 5845.0513 \text{ Kg/H}$

Masa T = Agua T = 5845.0513 Kg/H

- **CORRIENTE U:** toda la corriente S menos el agua evaporada en T

Hexosas U = Hexosas S = 2089.9737 Kg/H

HMF U = HMF S = 206.7007 Kg/H

Furfural U = Furfural S = 71.4813 Kg/H

Pentosas U = Pentosas S = 17.8703 Kg/H

$$\text{Cenizas U} = \text{Cenizas S} = 594.2189 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Agua U} = \text{Agua S} - \text{Agua T} = 307.6343 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ác. Sulfúrico U} = \text{Ác. Sulfúrico S} = 18.31 \text{ Kg/H}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa U} &= \text{Hexosas U} + \text{hmf U} + \text{Furfural U} + \text{Pentosas U} + \text{Cenizas U} \\ &+ \text{Agua U} + \text{Ac. Sulfúrico U} = 3306.1892 \text{ Kg/H} \end{aligned}$$

Comprobación:

$$\text{Masa T} + \text{Masa U} = 9151.2406 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa S} = 9151.2406 \text{ Kg/H}$$

Concentración sólidos de U:

$$[(\text{Hex U} + \text{Pent U})/\text{Masa U}] \times 100 = 63.7545\%$$

- **CORRIENTE V:** es la suma de la corriente U más la corriente H

$$\text{Hexosas V} = \text{Hexosas U} + \text{Hexosas H} = 2131.8749 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ac. Sulfúrico V} = \text{Ac. Sulfúrico U} + \text{Ac. Sulfúrico H} = 225.9031 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Pentosas V} = \text{Pentosas H} + \text{Pentosas U} = 1420.7841 \text{ Kg/H}$$

$$\text{HMF V} = \text{HMF U} = 206.7007 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Furfural V} = \text{Furfural U} + \text{Furfural H} = 83.8964 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Cenizas V} = \text{Ceniza V} = 594.2189 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ácido Acético} = \text{Ácido Acético H} = 6.2076 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Agua V} = \text{Agua H} + \text{Agua U} = 26639.571 \text{ Kg/H}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa V} &= \text{Hexosas V} + \text{Ac. Sulfúrico V} + \text{Pentosas V} + \text{hmf V} + \text{Furfural} \\ &+ \text{Cenizas V} + \text{Ac. Acético V} + \text{Agua V} = 31309.1568 \text{ Kg/H} \end{aligned}$$

Comprobación:

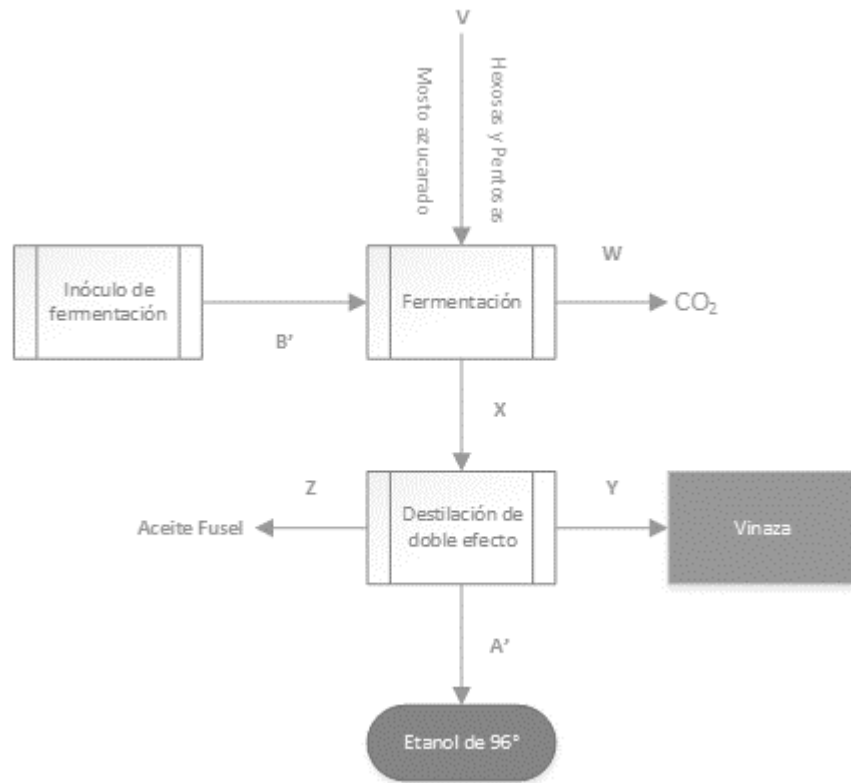
$$\text{Masa H} + \text{Masa U} = 31309.1568 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa V} = 31309.1568 \text{ Kg/H}$$

Concentración de azúcares en V:

$$[(\text{Hexo V} + \text{Azúcar V} + \text{Pent V})/\text{Agua V}] \times 100 = 13.336\%$$

### ✓ SECCIÓN DE FERMENTACIÓN Y DESTILACIÓN



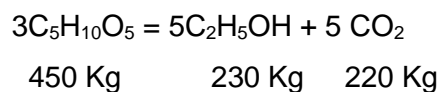
*Figura 7.11: Sección de fermentación, destilación y deshidratación.*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

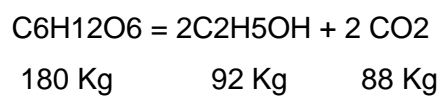
Por ser un cálculo aproximado no se ha considerado el consumo de bacterias genéticamente modificadas. Se asume que para una corrida de bacterias que se reproducen se recuperan y se vuelvan a utilizar por una semana. Esto indica que semanalmente se debe empezar desde un vial hasta llegar al inóculo del fermentador.

Las reacciones principales que suceden son las siguientes:

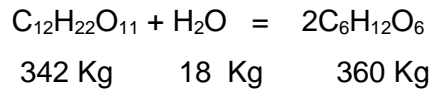
Pentosas:



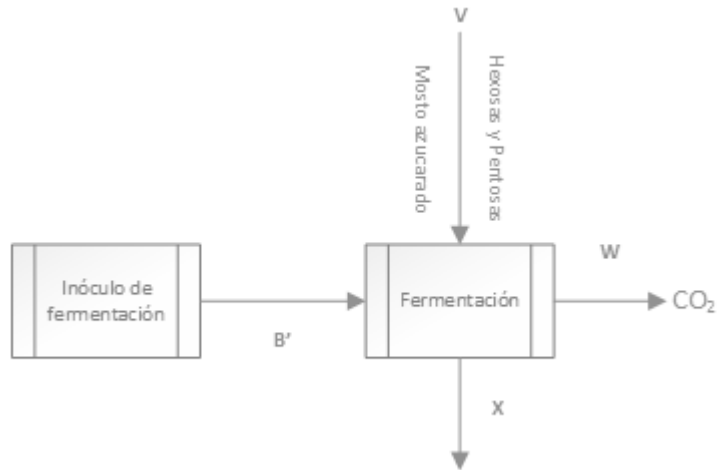
Hexosas:



Hidrolisis de la sacarosa a glucosa



- ETAPA DE FERMENTACIÓN**



*Figura 7.12 Etapa de fermentación.*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

Etanol debido a las hexosas:

$$\text{Etanol 1} = 0.92 (\text{Hexosas } V) \times (92/180)$$

$$\text{Etanol 1} = 1002.455 \text{ Kg/H}$$

Etanol debido a las pentosas:

$$\text{Etanol 2} = 0.92 * \text{Pentosas } V \times (230/450)$$

$$\text{Etanol 2} = 668.0842 \text{ Kg/H}$$

Dióxido de carbono de la fermentación de hexosas:

$$\text{CO}_2\text{-1} = 0.92 * \text{Hexosas } V * (88/180)$$

$$\text{CO}_2\text{-1} = 958.87 \text{ Kg/H}$$

Dióxido de carbono de la fermentación de pentosas:

$$\text{CO}_2 - 2 = 0.92 \times \text{Pentosas } V \times (220/450)$$

$$\text{CO}_2 - 2 = 639.0371 \text{ Kg/H}$$

- **CORRIENTE W:** Es el dióxido de carbono producido  

$$\text{CO}_2 \text{ en W} = \text{CO}_2\text{-1} + \text{CO}_2\text{-2} = 1597.9071 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa W} = \text{CO}_2 \text{ total en W} = 1597.9071 \text{ Kg/H}$$
- **CORRIENTE X:** incluye el 3% de azúcares no consumidos y 5% de otros materiales que incluyen alcohol amílico, biomasa, ácido acético, ácido succínico, glicerol. A manera de abreviación el 5% de otros materiales se va considerar como aproximación que estará constituido por 1% de más pesados que el etanol, 1% de aceite fusel, 1% de más ligeros que el etanol y 2% de biomasa.

$$\text{Hexosas X} = 0.03 \times \text{Hexosas V} = 63.9562 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ac. Sulfúrico X} = \text{Ac. Sulfúrico V} = 225.9031 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Pentosas X} = 0.03 \times \text{Pentosas V} = 42.6235 \text{ Kg/H}$$

$$\text{HMF X} = \text{HMF V} = 206.7007 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Furfural X} = \text{Furfural V} = 83.8964 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Cenizas X} = \text{Ceniza V} = 594.2189 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ac. Acético X} = \text{Ac. Acético V} = 6.2076 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Agua X} = \text{Agua V} - \text{Agua 1} = 26639.571 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Etanol X} = \text{Etanol 1} + \text{Etanol 2} = 1670.5392 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ligeros X} = 0.01 (\text{Hexosas V} + \text{Pentosas V}) = 35.5266 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Fusel X} = 0.02 (\text{Hexosas V} + \text{Pentosas V}) = 71.0532 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Pesados X} = 0.01 (\text{Hexosas V} + \text{Pentosas V}) = 35.5266 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Biomasa X} = 0.01 (\text{Hexosas V} + \text{Pentosas V}) = 35.5266 \text{ Kg/H}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa X} &= \text{Hexosas X} + \text{Ac. Sulfúrico X} + \text{Pentosas X} + \text{hmf X} + \text{Furfural X} \\ &+ \text{Cenizas X} + \text{Ac. Acético X} + \text{Agua X} + \text{Etanol X} + \text{Ligeros X} + \text{Fusel X} \\ &+ \text{Pesados X} + \text{Biomasa X} = 29711.2497 \text{ Kg/H} \end{aligned}$$

Comprobación balance de masa:

$$\text{Masa V} = 31309.1568 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa X} + \text{masa W} = 31309.1568 \text{ Kg/H}$$

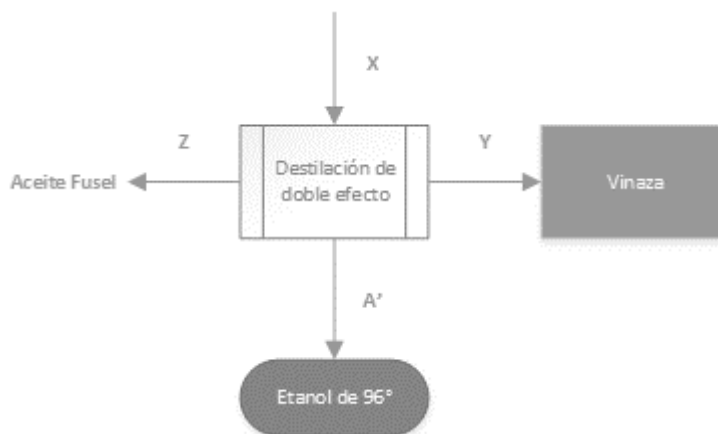
Concentración de etanol en X:

$$(\text{Etanol X} / \text{masa X}) \times 100 = 5.6226\%$$



- **ETAPA DE DESTILACIÓN**

La destilación se realiza en dos etapas, pero el balance se presenta en forma global. Se obtendrá un destilado con 93.5% de etanol en peso, con un contenido de más ligeros de etanol de 1%.



*Figura 7.13 Etapa de destilación.*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

- **CORRIENTE Z:** Formado por el fusel, mitad de ligeros, mitad de furfural, mitad de hexametil furfural. Se considera una pérdida de 0.1% de pérdida de etanol en esta corriente.

$$\text{Fusel Z} = \text{Fusel X} = 71.0532 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ligeros Z} = 0.5 * \text{Ligeros X} = 17.7633 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Furfural Z} = 0.5 * \text{Furfural X} = 41.9482 \text{ Kg/H}$$

$$\text{HMF Z} = 0.5 * \text{HMF X} = 103.3504 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Etanol Z} = (0.1/100) * \text{Etanol X} = 1.6705 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa Z} = \text{Fusel Z} + \text{Ligeros Z} + \text{Furfural Z} + \text{hmf Z} + \text{Etanol Z} = 235.7856 \text{ Kg/H}$$

- **CORRIENTE A':** en la destilación se recupera 92% del etanol. El destilado contiene 93.5% en peso de etanol con 1% de impurezas.

$$\text{Ligeros A'} = \text{ligeros X} - \text{ligeros Z} = 17.7633 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Etanol A'} = 0.92 * \text{Etanol X} = 1536.8961 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Agua A'} = (\text{Etanol A'} / 0.935) * (5.42/100) = 89.0907 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Masa A'} = \text{Ligeros A'} + \text{Etanol A'} + \text{Agua A'} = 1643.75 \text{ Kg/H}$$

## Comprobación

$$\% \text{ etanol A}' = (\text{Etanol A}'/\text{masa A}') * 100 = 93.4994 \%$$

$$\% \text{ ligeros A}' = (\text{Ligeros A}'/\text{masa A}') * 100 = 1.0807\%$$

$$\% \text{ Agua A}' = (\text{Agua A}'/\text{masa A}') * 100 = 5.42\%$$

- **CORRIENTE Y:** Es lo que se conoce como vinaza, contiene todos los componentes de la diferencia entre Corriente X – Corrientes Z + A'

$$\text{Hexosas Y} = \text{Hexosas X} = 63.9562 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ac. Sulfúrico Y} = \text{Ac. Sulfúrico X} = 225.9031 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Pentosas Y} = \text{Pentosas X} = 42.6235 \text{ Kg/H}$$

$$\text{HMF Y} = \text{HMF X} - \text{HMF Z} = 103.3504 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Furfural Y} = \text{Furfural X} - \text{Furfural Z} = 41.9482 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Cenizas Y} = \text{Ceniza X} = 594.2189 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Ac. Acetico Y} = \text{Ac. Acetico X} = 6.2076 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Agua Y} = \text{Agua X} - \text{Agua A}' = 26550.4803 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Etanol Y} = \text{Etanol X} - \text{Etanol Z} - \text{Etanol A}' = 131.9726 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Pesados Y} = \text{Pesados X} = 35.5266 \text{ Kg/H}$$

$$\text{Biomasa Y} = \text{Biomasa X} = 35.5266 \text{ Kg/H}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa Y} &= \text{Hexosas Y} + \text{Ac. Sulfúrico Y} + \text{Pentosas Y} + \text{hmf Y} + \text{Furfural Y} \\ &+ \text{Cenizas Y} + \text{Ac. Acético Y} + \text{Agua Y} + \text{Etanol Y} + \text{Pesados Y} + \\ &\text{Biomasa Y} = 27831.7141 \text{ Kg/H} \end{aligned}$$

Comprobación:

$$\text{Masa Z} + \text{Masa Y} + \text{Masa A}' = 29711.2497 \text{ Kg/H}$$

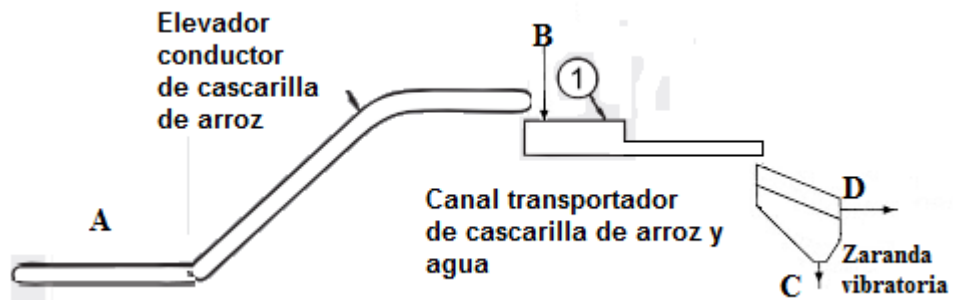
$$\text{Masa X} = 29711.2497 \text{ Kg/H}$$

- **COMPROBACIÓN GENERAL DEL BALANCE DE MASA:**

- Densidad del etanol hidratado = 0.789 Kg/L
- Poceraje en peso de etanol =  $(\text{Etanol } A' / \text{masa } A') * 100 = 93.5 \%$
- Porcentaje en volumen de etanol: 96%
- Producción bruta =  $(\text{masa } A') / 0.789 = 2083.3334 \text{ litros/H}$
- Producción por día = 50000 litros/día
- Rendimiento húmedo: litros hora/ masa A =  $2083.3334 / (7291.03) = 0.2857 \text{ litros etanol/Kg cascarilla}$
- Rendimiento seco = Rendimiento húmedo \* 0.87 = 0.2486 litros de etanol/Kg de cascarilla seca

APÉNDICE 6: DISEÑO DE EQUIPOS DE PROCESO

✓ **SISTEMA DE LAVADO DE CASCARILLA DE ARROZ**



*Figura 7.14 Diagrama elevador-conductor de cascarilla de arroz*

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

- **Elevador – conductor de cascarilla de arroz:**

Capacidad: 7291.03 Kg/H ~ 7.3 Tn/H.

Velocidad de transporte: 20 m/min (Hugot, 1963, pag. 97)

Densidad de cascarilla de arroz ( $86 - 114 \text{ Kg/m}^3$ ) =  $100 \text{ Kg/m}^3$

Cálculo del ancho del conductor:

$$7292 \text{ Kg/h} = (100 \text{ Kg/m}^3) \times (20 \text{ m/min}) \times A \times (60 \text{ min/1 H})$$

$$A = 0.061 \text{ m}^2$$

Altura de las rastras: 150 mm.

Ancho de las rastras:  $0.061/0.150 = 0.41 \text{ m}$ .

Dejando distancia para guías y cadenas = 0.75 m.

Longitud horizontal: dos tramos de 3 m.

Altura de elevación: 3 m.

Longitud total:  $3 \text{ m} + 6 \text{ m} = 9 \text{ m}$ .

Potencia:  $(1.5 \text{ HP}/10 \text{ m}) \times 9 = 1.35 \text{ HP}$  (Hugot, pag 97).

Se selecciona motor de: 1.5 HP.

- **Canal Transportador de cascarilla de arroz y agua**

Flujo:  $7291.03 + 10936.545 = 18226.575 \text{ Kg/H}$

Densidad promedio:  $(100 + 1000) / 2 = 550.0 \text{ Kg/m}^3$

Flujo volumétrico:  $18226.575 / 550.0 = 33.139 \text{ m}^3/\text{h} = 0.00920 \text{ m}^3/\text{s}$

Tanque receptor:

Tiempo de residencia cilindro receptor: 10 -20 segundos.

Volumen del cilindro receptor:  $15 \times 0.00920 \text{ m}^3 = 138 \text{ litros}$ .

Para prevenir derrames se considera: 250 litros.

Diámetro del cilindro receptor de cascarilla y agua: 0.90 m.

Altura del cilindro receptor: 0.393 m.

Canal transportador de cascarilla y agua:

Tiempo de residencia canal transportador: 10 -15 segundos.

Volumen de canal:  $12 \times 0.00920 = 110.4 \text{ litros}$ .

Para prevenir derrames = 200 litros =  $0.2 \text{ m}^3$

Ancho: 40 cm.

Altura: 30 cm.

Longitud:  $0.2 / (0.50 \times 0.30) = 1.67 \text{ m}$ .

Se considera 2 m.

Zaranda vibratoria:

Flujo: 18226.575 Kg/H ~ 20 Tn/H.

Fabricante: Xinhai Maquinarias Mineras.



*Figura 7.15 Zaranda Modelo YA1236*

Fuente: Carta de selección: <http://www.fscollge.org/products/zaranda-vibratoria.html>

Adaptando la capacidad según el modelo de carta de selección de la empresa xinhai maquinarias mineras, se selecciona el modelo YA1236, que tiene las siguientes características principales: (ver anexo 19)

Área:  $1.5 \text{ m}^2$

Angulo de inclinación:  $20^\circ$

Tamaño de malla: 6 mm.

Máximo tamaño de entrada: 150 mm.

Capacidad nominal: 20 – 40 Tn/H.

Motor: 4 HP.

✓ **EQUIPO DE PREHIDROLISIS DE HEMICELULOSA Y LAVADO:  
DIGESTOR 1:**

Parámetros de diseño (Valmet, 2014)

PULPEO DE CASCARILLA DE ARROZ: 70 pies<sup>3</sup> cascarilla/pie<sup>2</sup>.hora, con tiempos de retención de 40 min en impregnación, 70 min en cocción y 150 minutos en lavado. Es decir: 16%, 27% y 57% respectivamente.

HIDROLISIS DE HEMICELULOSA: según Aguilar et. al (2002), el tiempo total de retención en el reactor es de 24.1 minutos. Se va a considerar 25 minutos, por lo tanto, se va utilizar:

- 4 minutos en impregnación,
  - 7 minutos en cocción y
  - 14 minutos en lavado.
  - Flujo de cascarilla de arroz: 7291.03 Kg/H.
  - Agua (vapor) con ácido, por ingresar en las tres zonas:  
 $10936.545 / 3 = 3645.515 \text{ Kg/H.}$ 
    - Flujo total por zona:  $7291.03 + 3645.515 = 10936.545 \text{ Kg/H.}$
- Considerando densidad promedio de  $1400 \text{ Kg/m}^3$  (cascarilla húmeda y compacto por efecto de la presión de entrada)
- Flujo volumétrico:  $10936.545 / 1400 = 7.8118 \text{ m}^3/\text{H} = 4.598 \text{ pie}^3/\text{min.}$
  - Volumen de la zona de impregnación:  
 $4.598 \times 4 = 18.392 \text{ pie}^3 = 0.5208 \text{ m}^3$
  - Volumen de la zona de cocción:  
 $4.598 \times 7 = 32.186 \text{ pie}^3 = 0.911 \text{ m}^3$
  - Flujo de agua de lavado:  $2.77364 \text{ m}^3/\text{H} = 1.6325 \text{ pie}^3/\text{min}$
  - Volumen de zona de lavado:  
 $(4.598 + 1.6325) \times 14 = 87.227 \text{ pie}^3 = 2.47 \text{ m}^3$
  - Volumen de las zonas expresado como porcentaje del total:  $137.805 \text{ pie}^3$ 
    - Impregnación: 13.34%
    - Cocción: 23.36%
    - Lavado: 63.30%
  - Área transversal zona impregnación:  $(4.598 \times 60) / 70 = 3.941 \text{ pie}^2$
  - Diámetro zona impregnación:  $2.240 \text{ pie} = 0.68 \text{ m}$
  - Altura zona impregnación ( $H_i$ ):

$$(3.1416 \times 0.68^2)/4 \times H_i = 0.5208 \text{ m}^3$$

$$H_i = 1.4340 \text{ m.}$$

- Altura zona de cocción ( $H_c$ ):

$$\text{Diámetro zona de cocción (15\% adicional): } 1.15 \times 0.68 = 0.782 \text{ m}$$

- Altura de zona de cocción ( $H_c$ ):

$$(3.1416 \times 0.782^2) / 4 \times H_c = 0.911 \text{ m}^3$$

$$H_c = 1.8968 \text{ m.}$$

- Diámetro zona de lavado (15\% adicional):  $0.782 \times 1.15 = 0.899 \text{ m}$

- Altura de zona de lavado ( $H_l$ ):

$$(3.1416 \times 0.899^2) / 4 \times H_l = 2.47 \text{ m}^3$$

$$H_l = 3.891 \text{ m.}$$

- Sección de Alimentación:

$$\text{Altura de sección alimentación: } 0.60 \text{ m (estimado)}$$

$$\text{Diámetro: } 0.68 \text{ m. (igual que zona de impregnación)}$$

$$\text{Volumen de zona de alimentación: } 0.363 \text{ m}^3$$

- Volumen total:  $0.5208 + 0.911 + 2.47 + 0.363 = 3.9018 \text{ m}^3$

$$\text{Motorreductor de alimentación cascarilla: } 3 \text{ HP.}$$

- Altura total del digestor:  $H_i + H_c + H_l + 0.60 = 7.8218 \text{ m.}$

## ✓ SISTEMA DELIGNIFICACIÓN DE LA CASCARILLA DE ARROZ, LAVADO:

### Digestor 2.

Flujo total de entrada:

- Celulosa – lignina: 9441.1753 Kg/H
- Solución organosolv: 40434.93 Kg/H

$$\text{Total: } 49876.1053 \text{ Kg/H}$$

- Densidad promedio:  $1200 \text{ Kg/m}^3$
- Flujo volumétrico:

$$69003.19/1200 = 41.56 \text{ m}^3/\text{H} = 0.6927 \text{ m}^3/\text{min}$$

- Tiempo de residencia recomendado: 5 minutos
- Tiempo de residencia de diseño: 8 minutos
- Volumen total del digestor:  $0.6927 \times 8 = 5.5418 \text{ m}^3$
- Tomando los porcentajes de volumen del Digestor 1:

$$\text{Impregnación: } 14.83\%$$

$$\text{Cocción: } 25.95\%$$

Lavado: 59.22%

- Volumen zona de impregnación:  $0.1483 \times 5.5418 = 0.8218 \text{ m}^3$
- Diámetro de la zona de impregnación: 0.85 m
- Altura de zona de impregnación:  
 $(3.1416 \times 0.85^2)/4 \times H_i = 0.8218 \text{ m}^3$   
 $H_i = 1.448 \text{ m}.$
- Volumen zona de cocción:  $0.2595 \times 5.5418 = 1.438 \text{ m}^3$
- Diámetro de la zona de cocción:  $1.15 \times 0.85 = 0.977 \text{ m}.$   
 $(3.1416 \times 0.977^2)/4 \times H_c = 1.438 \text{ m}^3$   
 $H_c = 1.918 \text{ m}.$
- Volumen zona de lavado:  $0.5922 \times 5.5418 = 3.2819 \text{ m}^3$
- Diámetro de zona de lavado:  $1.3 \times 0.977 = 1.270 \text{ m}$   
 $(3.1416 \times 1.270^2) / 4 \times H_l = 5.5418 \text{ m}^3$   
 $H_l = 2.591 \text{ m}.$
- Considerando una altura de alimentación de 60 cm:  
 Altura total:  $1.448 + 1.918 + 2.591 + 0.60 = 6.557 \text{ m}$
- Volumen de zona de alimentación:  
 $(3.1416 \times 0.85^2)/4 \times 0.60 = 0.3404 \text{ m}^3$
- Volumen total:  $0.8218 + 1.438 + 3.2819 + 0.3404 = 5.882 \text{ m}^3$
- Motorreductor de alimentación: 2.5 HP.
- Material de construcción: acero inoxidable 316.

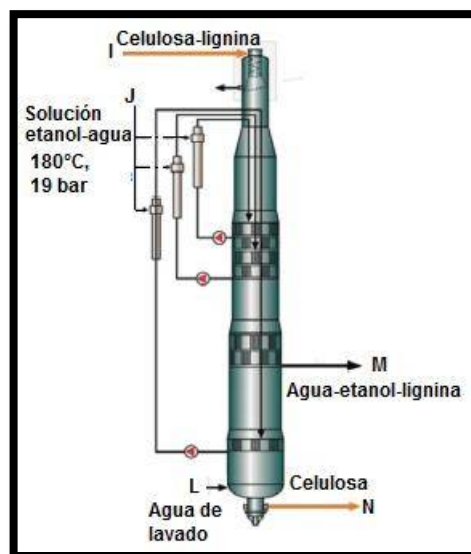


Figura 7.16 *Digestor Vertical Simple, Modelo Valmet.*  
 Fuente: Adaptado por los autores (2016).



✓ **SISTEMA DE HIDROLISIS DE CELULOSA Y LAVADO: Digestor 3.**

- Flujo:  $6942.9306 + 2208.31 = 9151.24 \text{ Kg/h}$ .
- Densidad de la mezcla:  $1100 \text{ Kg/m}^3$  (mayor proporción de agua).
- Flujo volumétrico:  $9151.24 / 1100 = 8.3193 \text{ m}^3/\text{h}$
- Tiempo de reacción: 3 minutos (Chandler et al.; 2012).
- Se va considerar para el diseño: 12 minutos.
- Volumen total del digestor:  $(8.3193 / 60) \times 12 = 1.664 \text{ m}^3$
- Tomando los porcentajes de volumen del digestor 1:
  - Impregnación: 14.83%
  - Cocción: 25.95%
  - Lavado: 59.22%
- Volumen zona de impregnación:  $0.1483 \times 1.664 = 0.247 \text{ m}^3$
- Diámetro de la zona de impregnación: 0.550 m.
- Altura de zona de impregnación:
  - $(3.1416 \times 0.55^2)/4 \times H_i = 0.247 \text{ m}^3$
  - $H_i = 1.039 \text{ m}$ .
- Volumen zona de cocción:  $0.2595 \times 1.664 = 0.4318 \text{ m}^3$
- Diámetro de la zona de cocción:  $1.10 \times 0.55 = 0.605 \text{ m}$ .
  - $(3.1416 \times 0.605^2)/4 \times H_c = 0.4318 \text{ m}^3$
  - $H_c = 1.502 \text{ m}$
- Volumen zona de lavado:  $0.5922 \times 1.664 = 0.9854 \text{ m}^3$
- Diámetro de zona de lavado:  $1.3 \times 0.605 = 0.786 \text{ m}$ .
  - $(3.1416 \times 0.786^2)/4 \times H_l = 0.9854 \text{ m}^3$
  - $H_l = 2.031 \text{ m}$ .
- Considerando una altura de alimentación de 50 cm:
- Altura total:  $1.039 + 1.502 + 2.031 + 0.5 = 5.072 \text{ m}$ .
- Volumen de zona de alimentación:
  - $(3.1416 \times 0.55^2)/4 \times 0.50 = 0.118 \text{ m}^3$
- Volumen total:  $0.247 + 0.4318 + 0.9854 + 0.118 = 1.782 \text{ m}^3$
- Motorreductor de alimentación: 1.5 HP.
- Material de construcción: acero inoxidable 316.

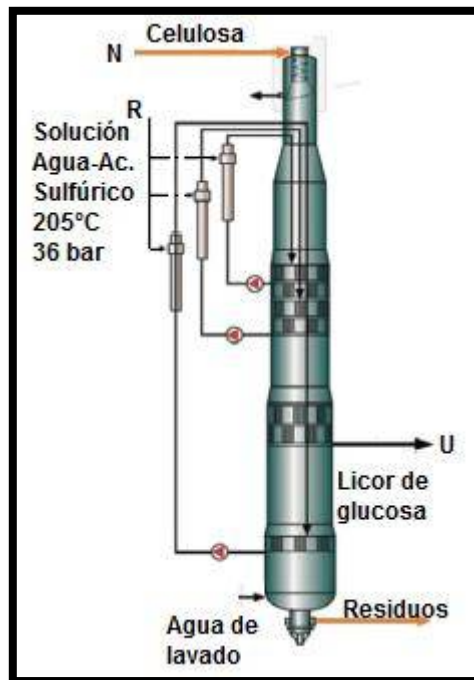


Figura 7.17: Digestor vertical simple, modelo valmet.

Fuente: Adaptado por los autores (2016).

## ✓ FILTROS

### ○ FILTRO 1:

Funcion: Espesar celulosa-lignina que sale del Digestor 1.

Flujo total: 34670.5026 Kg/H = 832.09 Tn/día.

Equipo seleccionado: Espesador de disco del fabricante FJLIME.

Teniendo en cuenta que el contenido de solidos es mayor que el que se muestra en las especificaciones técnicas, se considera suficiente el modelo ZNP7 – OCC, que tiene una capacidad de 400 a 500 Tn/día. (Ver anexo 20).

Número de filtros: 2

### ○ FILTRO 2:

Función: espesar suspensión de celulosa que sale del Digestor 2.

Flujo a filtrar: 50364.715 Kg/H = 1208.75 Tn/día.

Según la tabla del fabricante FJLIME se requerirá el modelo ZNP7 – OCC que tiene una capacidad que varía de 400 a 500 Tn/día. (Ver anexo 20).

Número de filtros: 3.

**✓ DESTILADOR 1**

Para simplificar el cálculo se considera que la mezcla está formada de solo:

Agua: 29299.249 Kg/H.

Etanol: 21065.466 Kg/H.

Total: 50364.715 Kg/h.

- Fracción en peso de entrada:  
Etanol: 0.4182  
Agua: 0.5818
- Fracción en peso de etanol en la salida: 0.520372
- Temperatura de entrada: 85°C

Utilizando el programa Chemcad, método riguroso (TOWR Distillation Column).

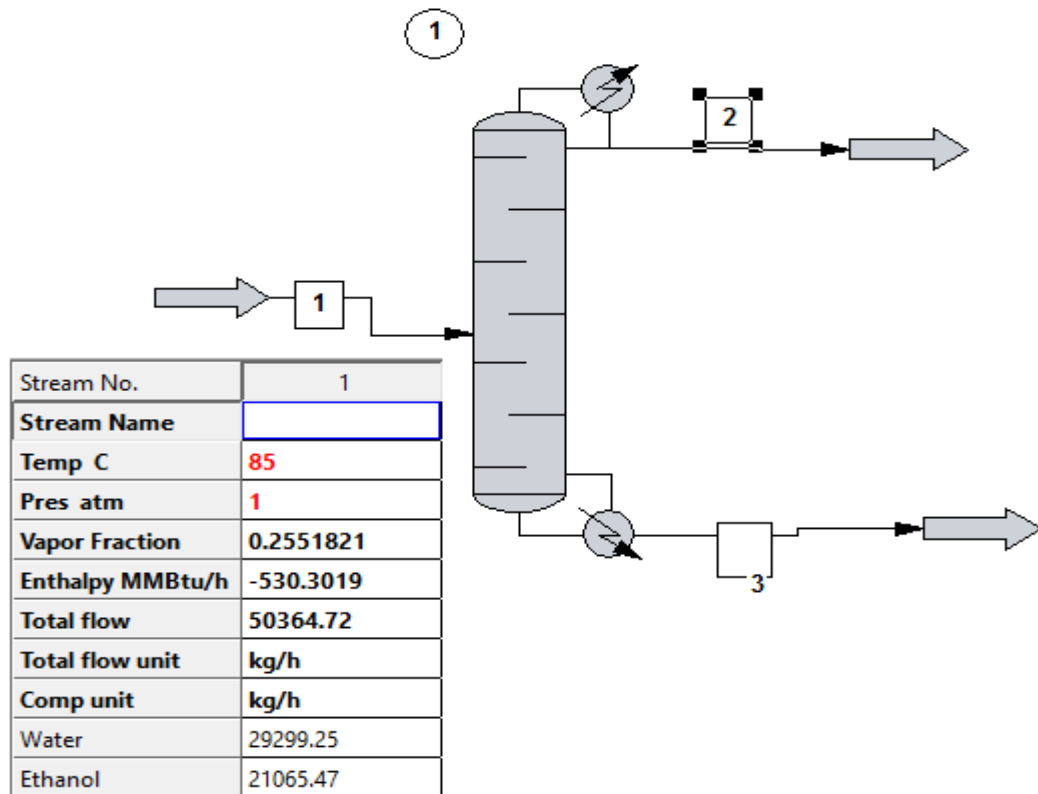


Figura 7.18 Simulación de etapa de destilación (recuperación del solvente) programa chemcad, método riguroso (tower distillation column).

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Resultado de la simulación:

Corriente de destilado

Corriente de colas

Stream No.	2	Stream No.	3
Stream Name		Stream Name	
Temp C	91.39803	Temp C	102.6712
Pres atm	1	Pres atm	1.1
Vapor Fraction	1	Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-344.7393	Enthalpy MMBtu/h	-145.6714
Total flow	40469.13	Total flow	9895.588
Total flow unit	kg/h	Total flow unit	kg/h
Comp unit	weight frac	Comp unit	weight frac
Water	0.4795171	Water	0.9998001
Ethanol	0.5204829	Ethanol	0.0001998844

Figura 7.19 Resultado de simulación de etapa de destilación programa chemcad, método riguroso (tower distillation column)

Fuente: Elaborado por los autores (2016)

.De acuerdo a los resultados se considera aceptable:

TOWER Distillation Column -

General Specifications Convergence Cost Estimation 1 Cost Estimation 2

General Model Parameters ID: 1

Condenser type 1 Partial condenser

Subcooled temp. C

Top pressure 1 atm

Cond press drop 0.05 atm

Colm press drop 0.05 atm

Reflux pump pout atm

Bottom pump pout atm

No. of stages 10

Feed stages:

Feed tray for stream 1 7

Ambient heat transfer

Heat transfer area/stage m2

Heat transfer coeff. (U) Btu/hr-ft2-F

Ambient temperature 21 C

Help Cancel OK

*Figura 7.20 Especificaciones generales de columna en la etapa de destilación programa chemcad, método riguroso (tower distillation column)*

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

- Total, de platos: 10
- Plato de alimentación: 7
- Espaciado entre platos: 24 pulg
- Diámetro interno de la torre: 60 pulg = 1,524 m
- Altura total de la columna = 8,23 m
- Carga del condensador: -8.8305 MMBtu/H
- Carga del reboiler: 48.7840 MMBtu/H
- Resultados detallados se muestran en el Anexo 22.

#### ✓ CALENTADOR 1, INCLUYE BOMBA

- Flujo de entrada: corriente J (suma de corriente O y P).
- Flujo de entrada: 40434.93 Kg/H.
  - Agua: 19369.464 Kg/H.
  - Etanol: 21065.4667 Kg/H.
  - Temperatura de entrada: 80°C.

- Presión de entrada: 1.
- Temperatura de salida: 180°C.
- Presión de salida: 19 bares.

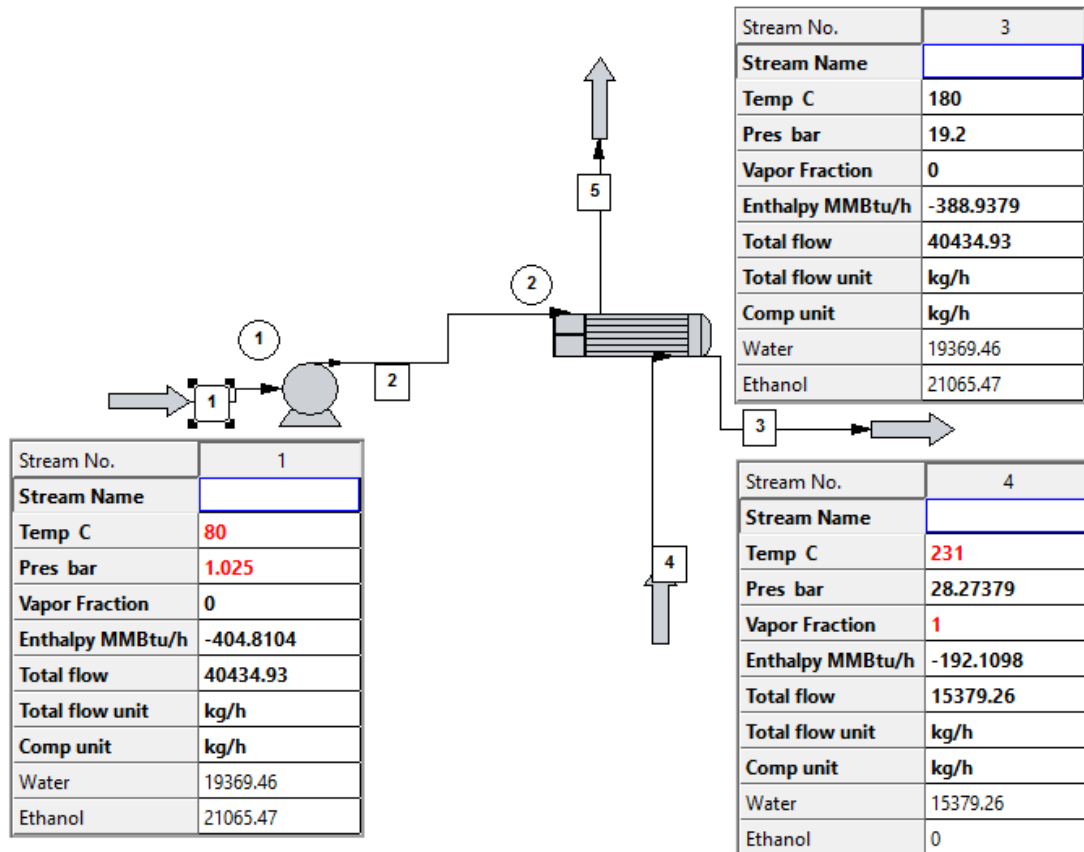


Figura 7.21 Especificaciones de calentador. programa chemcad, método riguroso.

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Utilizando el programa Chemcad: Se muestra los datos de entrada y los resultados obtenidos.

- **Resultados de la bomba:**

En el anexo 25 se adjunta las especificaciones de la bomba, generadas mediante el programa CHEMCAD, para lo cual se va considerar una bomba de 40 HP.

- **Resultados del intercambiador de calor**

- Carga de calor:

Calculado: 15.7738 MMBtu/H.

- Flujo de vapor (231°C): 15379.26 Kg/H.
  - LMTD: 91.9484 °C.
  - Área de transferencia de calor:
    - Requerida: 5390.52 pies<sup>2</sup>
    - Efectiva: 5390.52 pie<sup>2</sup>
  - Diámetro de carcasa: 3.33 pies DI, 3.42 pies DE
  - Tubos:
    - Número: 1396
    - Dimensiones: ¾ pulg diámetro, 20 pies de longitud.
- Acoplamientos:
- Casco, 12 pulg DI, entrada y 6 pulg DI en salida
  - Tubos; 6 pulg DI entrada, 6 pulg DI salida.
  - Baffles: 8, espaciados a 2 pies, 41% de corte,

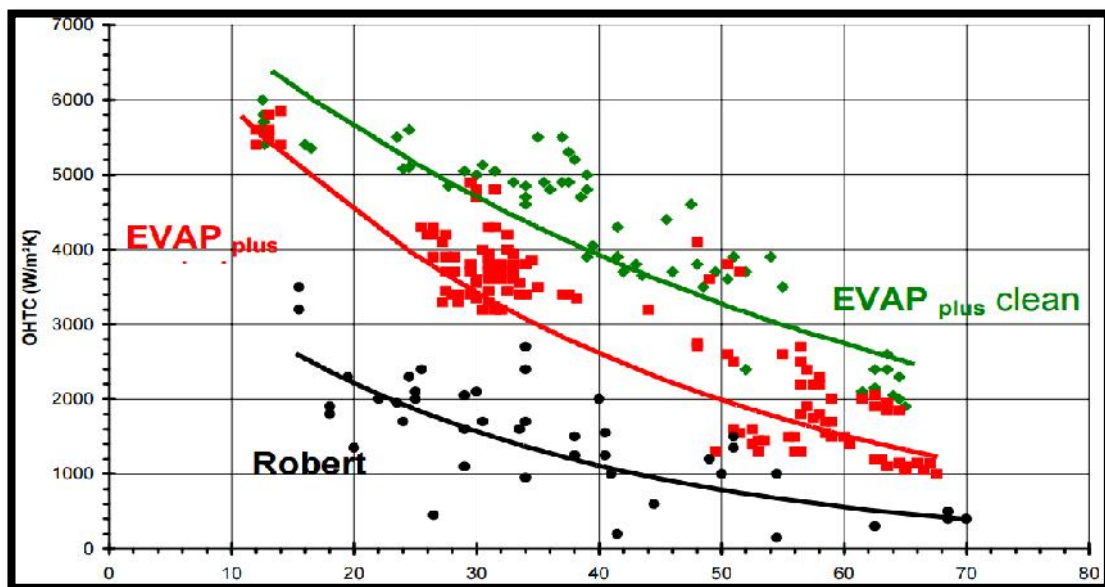
Se adjunta en el anexo 26.

- **Resultado del balance de energía**

Se adjunta en el anexo 27.

### ✓ EVAPORADOR DE PELÍCULA DESCENDENTE

- Flujo de entrada: Corriente S = 9151.2406 Kg/H (23.03% de azúcares).
- Flujos de salida:
  - Agua: 5845.0513 Kg/H.
  - Concentrado: 3306.1892 Kg/H.
- Temperatura de entrada de alimentación: 95°C.
- Temperatura del evaporador: 110°C.
- Calor requerido:
  - Capacidad calorífica de la solución: 3.98 KJ/Kg.°C.
  - Calor sensible:  $9151.2406 \times 3.98 \times (110 - 95) = 546329.2$  kJ/H.
  - Calor latente del agua a 110°C: 2229.7 KJ/Kg (Cengel & Boles, 2009)
  - Calor de evaporación:  $5845.0513 \times 2229.7 = 13028619.4$  kJ/Kg
  - Total calor:  $546329.2 + 13028619.4 = 13574948.6$  kJ/H.
  - Total calor: 3770.82 kW.
- Vapor necesario:  $13574948.6 / 2229.7 = 6088.24$  Kg/H
- Con el evaporador EVAPplus se tiene los siguientes U:



Fuente: EVAPplus, BALCKE-DÜRR Evaporators (2000).

- Para una concentración de 63% se tiene un  $U = 1.3$  kW/m².°C
- Para una concentración de 23% se tiene un  $U = 4.3$  kW/m².°C



- Considerando operar en dos evaporadores por ahorro de vapor
- Entonces U promedio de 2.8 kW/m<sup>2</sup>.°C  
Diferencia de temperatura: 110 – 95 = 15°C  
Área requerida: 3770.82 / (15 × 2.8) = 89.78 m<sup>2</sup>
- Considerando una eficiencia de 80%  
Área real requerida: 89.78 / 0.80 = 112.23 m<sup>2</sup>
- Se va a considerar un doble efecto de 120 m<sup>2</sup> con superficies individuales de 60 m<sup>2</sup> cada uno.
- Requerimiento de vapor: 6088.24 / 2\*0.9 = 3382.36 Kg/H.

#### ✓ **MEZCLADOR ESTÁTICO**

- Flujo: 28002.9675 + 3306.1892 = 31309.16 Kg/H.
  - Densidad: 1100 Kg/m<sup>3</sup>
  - Flujo: 31309.16 / 1.100 = 28462.87 litros/H = 125.33 gpm.
  - Asumiendo: 2.87 pulg
  - Re: (3157 × 125.33 × 1.1) / (2.87 × 2.1) = 65649.23
  - Utilizando 7 elementos del modelo FMX7251-CP, con T = 0.0016
- Caída de presión: 125.33<sup>2</sup> × 1.1 × 0.0016 = 27.64 Psi.
  - Caída de presión límite: 120 Psi.
  - Aceptable (formulas y límites del fabricante OMEGA).  
<http://www.omega.com/green/pdf/FMX.pdf>
  - Material: CPVC.

#### ✓ **TANQUE DE MOSTO**

- Flujo: 31309.1568 Kg/H.
  - Densidad: 1.100 Kg/litro (valor aproximado).
- Flujo volumétrico: 31309.1568 / 1.1 = 28462.87 litros/H.
  - Tiempo de retención: 30 minutos = 0.5 horas
- Volumen de trabajo del tanque: 28462.87 × 0.5 = 14231.43 litros
  - Volumen adicional: 20%
- Volumen real del tanque: 1.2 × 14231.43 = 17077.72 litros = 17.06 m<sup>3</sup>
  - Se va construir tanque de 18 m<sup>3</sup>
  - Dimensiones:

Diámetro: 2672 mm

Altura: 3211 mm.

Cálculos on line: <http://www.calculator.net/volume-calculator.html?ctankradius=1.336&ctankradiusunit=meter&ctanklength=3.210&ctanklengthunit=meter&cylcal=Calculate#cylinder>

- Bomba requerida: del fabricante GRUNDFOS, con software online:

- Modelo: CRN 45-1:

Caudal: 39400 litros/h.

Columna máxima: 20 m.

Potencia: 3 kW.

Acoplamiento: Succión: 2.5 pulg, Descarga: 2 pulg.

Material: acero inoxidable.

#### ✓ FERMENTADORES

- Flujo: 28462.87 litros/H.
- Tiempo de fermentación: 36 horas.
- Volumen de fermentación:  $36 \times 28462.87 = 1024664$  litros.
- Número de fermentadores: 10.
- Volumen de trabajo de cada fermentador:  $1024664/10 = 102467$  litros
- Volumen total de cada fermentador:  $102467 \times 1.15 = 117837$  litros.
- Se construirá fermentadores de 120000 litros =  $120 \text{ m}^3$

Para un fermentador de tapa y fondo toriesferico:

Cada tapa o fondo tiene un volumen de:  $V_{\text{fondo}} = 0.1 \times D_i^3$  (Manrique, 2011).

Considerando la parte cilíndrica:

Altura del tanque: 8839 mm

Diámetro del tanque: 3940 mm

Volumen parte cilíndrica:

$$[(3.1416 \times 3.94^2)/4] \times 8.839 = 107.767 \text{ m}^3$$

Volumen de tapa y fondo:

$$2 \times 0.1 \times 3.94^3 = 12.233 \text{ m}^3$$

Volumen total del cilindro, tapa y fondo:  $107.767 + 12.233 = 120 \text{ m}^3$

Acoplamientos:

Entrada de mosto: 3 pulg

Salida de vino: 2.5 pulg

Remontado de mosto: 2.5 pulg

Dos tomas adicionales a 1.5 m de altura: 2 pulg

Agua para refrigeración: 5000 litros/H, tuberías de 1.5 pulg

Material de acero inoxidable, tipo ANSI-ASME 304L, 6 mm de espesor.

Sistema de refrigeración externo con bomba e intercambiador de calor.

### ✓ PRE-FERMENTADORES

- Volumen trabajo de los fermentadores:  $120 \text{ m}^3$
- Volumen de los prefermentadores:  $0.10 \times 120 = 12 \text{ m}^3$
- Número de pre-fermentadores: 2
- Dimensionamiento: software, "Diseño de bioreactor de tanque agitado", con turbina Rushton de disco con 6 palas, con 4 baffles simétricos.

**DISEÑO DE UN BIORREACTOR TIPO TANQUE AGITADO**

Con Turbina Rushton de Disco con 6 Palas Planas  
Con 4 Baffles Simétricos



**Ingrese los Siguietes Datos**

Viscosidad (kg/m.s)	:	<input type="text" value="0.018"/>
Densidad (kg/m3)	:	<input type="text" value="1100"/>
Volumen del Biorreactor (m3)	:	<input type="text" value="10"/>
Relación Altura/Diámetro	:	<input type="text" value="1.2"/>
rpm del Agitador	:	<input type="text" value="150"/>
Eficiencia del Motor (%)	:	<input type="text" value="90"/>

  
 Aceptar

  
 Nuevo

  
 Salir

Figura 7.22 Diseño de biorreactor de tanque agitado.

Fuente: software de diseño de biorreactor, Barrena Gurbillon Miguel (1991).

Resultados del software:

Resultados		Características de Turbina	
Altura Biorreactor (m)	2.97	Diámetro Turbina (m)	0.825
Diámetro Biorreactor (m)	2.475	Diámetro Disco Turbina (m)	0.55
Volumen Biorreactor (m3)	14.2857	Ancho de Cada Paleta (m)	0.248
Volumen Trabajo (m3)	10	Altura de Cada Paleta (m)	0.206
Altura Líquido (m)	2.079	Distancia Fondo Tanque a Turbina (m)	0.99
Ancho Baffle (m)	0.2475		
Separación Baffle a Tanque (m)	0.05		

SE USARA ☒ TURBINAS RUSHTON

$K_L a$ (1/s)	0.1251
Oxígeno Disuelto (mmol/L)	8.8993
% del valor sat. del oxígeno	33.582

Caraterísticas de Flujo	
Número de Reynolds	103984.375
Régimen de Flujo	TURBULENTO
Número de Potencia	5.6



Ver Gráfico

Características del Motor	
rpm Agitador	150
Eficiencia Motor (%)	90
Potencia Real (kW)	40.872
Potencia Real sin aireación (hp)	54.862
Potencia Real con aireación (hp)	24.288
Tiempo de Mezcla (s)	15.672
Flujo de aire (m3/s)	0.1666
Potencia compresor (hp)	7.3849

Desea hacer escalamiento (Scale Up o Scale Down)?

SI NO

Figura 7.23 Resultado de software, diseño de biorreactor de tanque agitado.

Fuente: software de diseño de biorreactor, Barrena Gurbillon Miguel (1991).

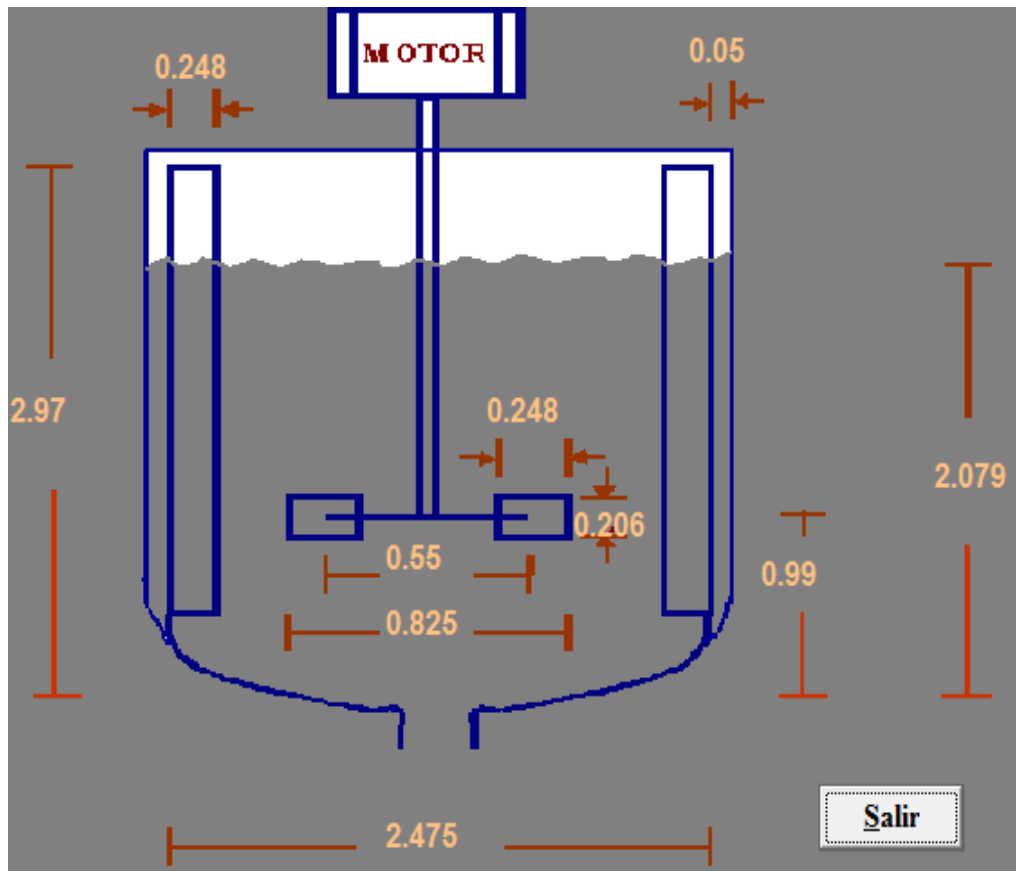


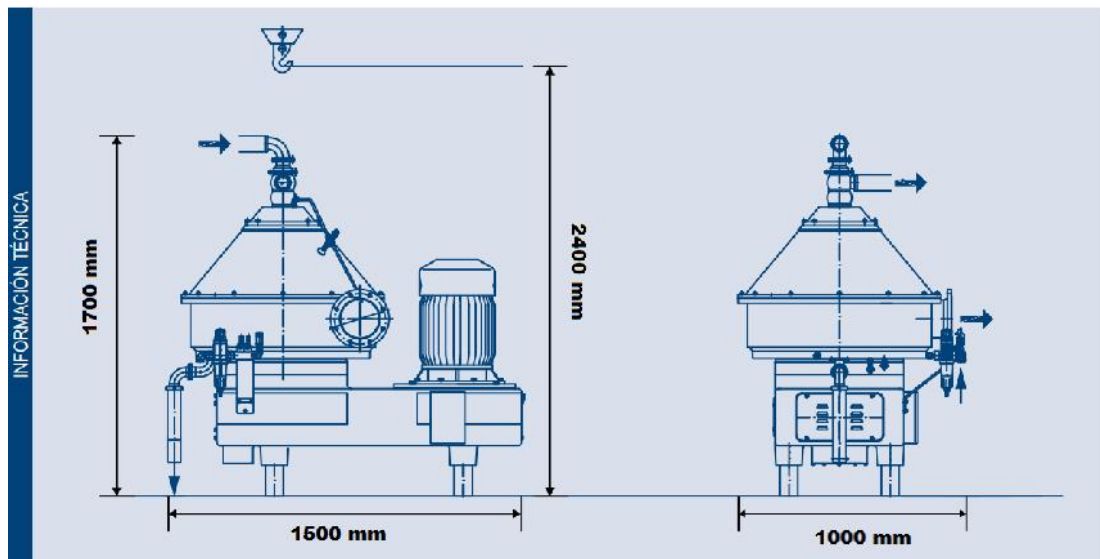
Figura 7.24 Gráfico realizado mediante software, diseño de biorreactor de tanque agitado.

Fuente: software de diseño de biorreactor, Barrena Gurbillon Miguel (1991).

#### ✓ CENTRIFUGA SEPARAR BACTERIAS

- Flujo: corriente X = 29711.2497 Kg/H
- Densidad: 1100 Kg/m<sup>3</sup>, valor estimado
- Flujo volumétrico:  $29711.2497 / 1100 = 32.682 \text{ m}^3/\text{H} = 32682 \text{ L/H}$

Utilizando el catálogo de la empresa Flottweg para centrifugas de discos y acuerdo a la capacidad de diseño se selecciona el modelo AC 1500, que puede procesar 20000 litros/H. Por lo tanto, será necesario dos centrifugas lo cual cubrirá sobradamente la capacidad de 32682 litros por hora. (ver anexo 21).



*Figura 7.25 Dimensiones de centrifuga según modelo ac 1500.*

Fuente: [https://www.flottweg.com/fileadmin/user\\_upload/data/pdf-downloads/Separator-ES.pdf](https://www.flottweg.com/fileadmin/user_upload/data/pdf-downloads/Separator-ES.pdf)

### ✓ SISTEMA DE DESTILACIÓN FRACCIONADA

- Flujo de alimentación: 29711.2497 Kg/H
- Por simplificación se va considerar que la mezcla es binaria: etanol-agua
- Se va procesar en dos destiladores en serie:

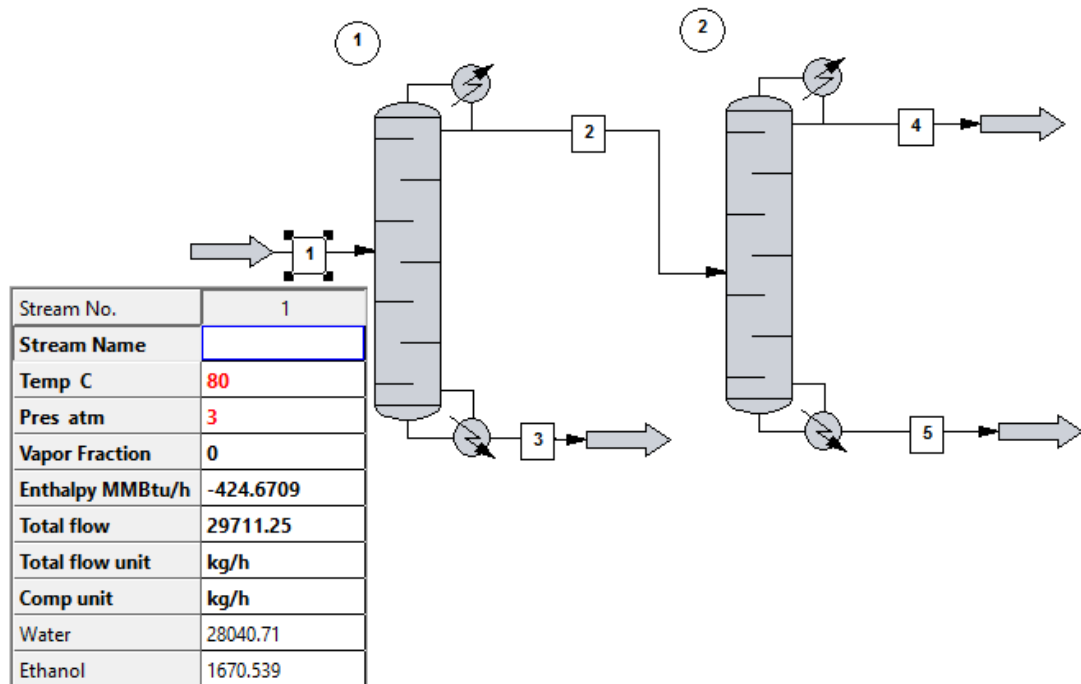


Figura 7.26 Simulación de etapa de destilación (agotamiento y rectificación) programa chemcad, método riguroso (tower distillation column).

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Realizando la simulación con Chemcad, en el modo de diseño

#### - Destilador 1: hasta 52% en peso de etanol

- Total, de platos: 13
- Plato de alimentación: 10
- Espaciado entre platos: 24 pulg
- Diámetro interno de la torre: 4 ft = 1,2192 m
- Altura total de la columna = 396 pulg = 10,0 m
- Presión de operación: 3 atm.
- Carga del condensador: -16.3423 MMBtu/H
- Carga del reboiler: 22.4600 MMBtu/H
- Resultados detallados se muestran en el Anexo 23.
- El simulador obtuvo el resultado esperado: 52.0%

- Destilador 2: hasta 93.5%
  - Total, de platos: 28
  - Plato de alimentación: 21
  - Espaciado entre platos: 24 pulg
  - Diámetro interno de la torre: 6.5 ft = 2 m
  - Altura total de la columna = 756 pulg = 19.2 m
  - Presión de operación: 1 atm.
  - Carga del condensador: -5.5486 MMBtu/H
  - Carga del reboiler: 5.2783 MMBtu/H
  - Resultados detallados se muestran en el Anexo 24
  - El simulador obtuvo el resultado esperado: 93.5% en peso

Columna de Agotamiento

Stream No.	2
Stream Name	
Temp C	113.1233
Pres atm	3
Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-31.26358
Total flow	3161.493
Total flow unit	kg/h
Comp unit	weight frac
Water	0.4799957
Ethanol	0.5200043

Columna de Rectificación

Stream No.	4
Stream Name	
Temp C	78.25981
Pres atm	1
Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-10.76078
Total flow	1743.109
Total flow unit	kg/h
Comp unit	weight frac
Water	0.06499979
Ethanol	0.9350002

*Figura 7.27 Resultado de la simulación de etapa de destilación (agotamiento y rectificación).*

Fuente: Elaborado por los autores (2016).



Balance de energía en el primer (ID: 1) y segundo (ID: 2) destilador:

ID: 1			ID: 2		
Dist . rate	35.6561	kmol/h	Dist . rate	64.1593	kmol/h
Reflux rate	212.25	kmol/h	Reflux rate	104.113	kmol/h
T top	109.134	C	T top	78.3078	C
T 2 (ovhd)	109.136	C	T 2 (ovhd)	78.31	C
T bottom	133.917	C	T bottom	98.8901	C
Calculated results			Calculated results		
Condenser duty	-16.3423	MMBtu/h	Condenser duty	-5.55314	MMBtu/h
Reboiler duty	22.46	MMBtu/h	Reboiler duty	5.28295	MMBtu/h
Reflux mole	319.555	kmol/h	Reflux mole	108.108	kmol/h
Reflux mass	8424.48	kg/h	Reflux mass	4522.66	kg/h
Reflux ratio	2.66472		Reflux ratio	2.59459	

*Figura 7.28 Balance de energía en el primer (id: 1) y segundo (id: 2) destilador:*

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

## APÉNDICE 7 EVALUACIÓN ECONÓMICA

### ✓ COSTO DE EQUIPOS DE PROCESO

- Sistema de digestión de cascarilla de arroz y obtención de hidrolizado (pentosas + hexosas) – incluye transporte de cascarilla, pre-hidrolisis de cascarilla, separación de lignina, recuperación de solvente, hidrólisis de la celulosa, concentración de mosto, filtros, bombas y otros.
  - Datos: Sistema de Pre-tratamiento e hidrolisis de celulosa, sacarificación y caldera: 700 m<sup>3</sup>/día. (Humbird et al., 2011).
  - Costo de sistema completo:
 

Pre-tratamiento:	6'500,000 dólares.
Sacarificación, evaporación:	5'500,000 dólares.
Caldera/turbogenerador:	6'500,000 dólares.
Total:	18'500,000 dólares.
  - Índice de Costo de Plantas 2011: 668.3 (Chemical Engineering)
  - Índice de Costo de Plantas 2016: 691.8
  - Capacidad del proyecto: 50 m<sup>3</sup>/día
  - Cálculos por el tiempo:
 
$$18'500,000 * (691.8 / 668.3) = 19'150,531 \text{ dólares.}$$
  - Cálculos por capacidad:
 
$$19'150,531 * (50 / 700)^{0.6} = 3'931,008 \text{ dólares.}$$
- Sistema de fermentación y destilación a etanol hidratado: incluye los fermentadores, los pre-fermentadores, sistema de enfriamiento de fermentadores, bombas de trasiego, dos columnas de destilación totalmente equipadas.
  - Datos: sistema de fermentación y destilación para 1000 m<sup>3</sup>/día.  
**Referencia: Dias et al., 2010.**
  - Costo de sistema completo: 54'000,000 dólares.
  - Índice de Costo de Plantas 2010: 646.5 (**Chemical Engineering**)
  - Índice de Costo de Plantas 2016: 691.8
  - Capacidad del proyecto: 50 m<sup>3</sup>/día.
  - Cálculos por el tiempo:

$$54'000,000 * (691.8 / 646.5) = 57'783,758 \text{ dólares.}$$

- Cálculos por capacidad:

$$57'783,758 * (50 / 1000)^{0.6} = 9'576,080 \text{ dólares.}$$

*tabla 7.0.5 Resumen de costo de equipos.*

<b>Etapas del Proceso</b>	<b>Costo (dólares)</b>
Sistema de pre-tratamiento e hidrolisis de cascarilla de arroz, incluye caldera y turbogenerador.	3'931,008
Sistema de fermentación, destilación.	9'576,080
<b>TOTAL (Costo FOB de los equipos)</b>	<b>13'507,088</b>

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

#### ✓ **INVERSIÓN TOTAL**

- **DETERMINACIÓN DE COSTOS DIRECTOS TOTALES**

- **Costo CIF de los equipos:** considerando que los tanques de fermentación y otros equipos se construirán en la misma planta se va a considerar solo un 10% adicional.

$$1.1 \times 13'507,088 \text{ dólares} = 14'857,797 \text{ dólares.}$$

Costo de los equipos transportados a la planta: se considera 2% del costo CIF de los equipos.

$$1.02 \times 14'857,797 = 15'154,953 \text{ dólares.}$$

- **Costo de instalación de los equipos:** se va considerar 5% del costo de los equipos colocados en la planta:

$$15'154,953 \times 0.05 = 757,748 \text{ dólares.}$$

- **Costo de instrumentación y control:** incluye los equipos instalados. Teniendo en cuenta que algunos equipos traen su propio sistema de control, se considera solo un 1% del costo de los equipos:

$$15'154,953 \times 0.01 = 151,550 \text{ dólares.}$$

- **Costo de tubería y accesorios:** las conexiones serán mínimas, debido a que los sistemas son modulares. Se considera solo el 2 % del costo de los equipos.

$$15'154,953 * 0.02 = 303,100 \text{ dólares.}$$

- **Costo de sistema eléctrico:** incluye el costo del transformador de alta tensión a baja tensión (380 y 440 V). Se considera el 1% del costo de los equipos.

$$15'154,953 * 0.01 = 151,550 \text{ dólares.}$$

- **Costo de edificios:** incluye algunos servicios como baños, comedor, y otros. Se considera 1% del costo del equipo.

$$15'154,953 * 0.01 = 151,550 \text{ dólares}$$

- **Costo de mejoras de terrenos:** incluye construcción de vías de acceso tanto peatonal como vehicular. Se considera 1% del costo de equipo principal.

$$15'154,953 * 0.01 = 151,550 \text{ dólares}$$

- **Costo de servicios:** incluye aire comprimido para control, servicio de vapor, servicio de agua. Se considera 4% del costo del equipo.

$$15'154,953 * 0.04 = 606,198 \text{ dólares.}$$

#### ○ **COSTOS DIRECTOS TOTALES**

Es la suma de los costos de instalación, instrumentación y control, tubería y accesorios, instalaciones eléctricas, edificios, mejoras de terrenos y servicios:

**CDT: 17'428,196 dólares.**

#### ● **DETERMINACIÓN DE COSTOS INDIRECTOS**

- **Costo de ingeniería y supervisión:** incluye el expediente técnico y la supervisión de la construcción. Se hará con profesionales peruanos. Se considera 3% del costo de los equipos.

$$15'154,953 * 0.03 = 454,649 \text{ dólares.}$$

- **Costo de la construcción:** para las bases de los equipos, y otros. Se considera 5% del costo de los equipos.

$$15'154,953 * 0.05 = 757,748 \text{ dólares.}$$

- **Costo de seguros e impuestos a la construcción:** se considera el 2% del costo de los equipos.

$$15'154,953 \times 0.02 = 303,100 \text{ dólares.}$$

- **Costo de honorarios para contratistas:** para la realidad peruana se considera sólo 2% del costo de los equipos:

$$15'154,953 \times 0.02 = 303,100 \text{ dólares.}$$

- **Gastos imprevistos:** la provisión que hay que hacer para algún gasto como un accidente. Se considera 2% del costo de los equipos.

$$15'154,953 \times 0.02 = 303,100 \text{ dólares.}$$

- **COSTOS INDIRECTOS TOTALES:**

Es la suma de costo de ingeniería y supervisión, costo de la construcción, costo de seguro e impuestos a la construcción, costo de honorarios para contratistas y gastos imprevistos:

$$\text{CIT} = 2'121,693 \text{ dólares.}$$

✓ **ACTIVOS FIJOS:**

Llamado también inversión de capital fijo (**ICF**) y es la suma de los costos directos totales y los costos indirectos totales:

$$\text{ICF: CDT} + \text{CIT} = 19'549,889 \text{ dólares.}$$

## ✓ DETERMINACIÓN DE CAPITAL DE TRABAJO

*Tabla 7.0.6 Materia prima para operación continua: 8000 horas por año.*

Materia prima	Flujo (Kg/H)	Precio (Dólar/Kg)
Cascarilla de arroz	7,291.03	0.020
Etanol 96 GL	150	0.85
Ácido sulfúrico	228	0.25
Bacterias	2	6.0

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

### • INVENTARIO DE MATERIA PRIMA

se considera para un mes de operación. Sin embargo, teniendo en cuenta que la materia principal (cascarilla de arroz) se encuentra en las cercanías, se considera una semana para el caso de la misma, además del etanol ya que se incluye en la misma producción.

*Tabla 7.0.7 Inventario de materia prima.*

Insumos	Costo (dólares)
Cascarilla de arroz	22,391
Etanol:	20,269
Ácido sulfúrico:	15,200
Bacterias:	1,333
Total:	<b>59193</b>

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

### • INVENTARIO DE MATERIA PRIMA EN PROCESO

se considera un día del costo total de producción:

Producción 2083.33 litros/H.

Costo del producto: 0.6 dólares/litros (valor estimado).

$$2083 * 24 * 0.6 = 30,000 \text{ dólares.}$$

### • INVENTARIO DE PRODUCTO EN ALMACÉN

se considera el costo de manufactura para una semana de producción:

$$2083.33 * 24 * 0.6 * 1.85 = 55,556 \text{ dólares.}$$

- **CUENTAS POR COBRAR**

Equivalente a una semana de ventas.

Precio de venta estimado: 0.8 dólares/litro

$$2083.33 * 24 * 0.8 * 1.85 = 74,074 \text{ dólares.}$$

- **DISPONIBILIDAD EN CAJA**

costo de una semana de producción. Sirve para pagar algunos suministros e imprevistos.

$$2083.33 * 24 * 0.6 * 1.85 = 55,556 \text{ dólares.}$$

- **TOTAL, DE CAPITAL DE TRABAJO**

Suma de inventario de materia prima en proceso, inventario de producto en almacén, cuentas por cobrar y disponibilidad en caja.

**Capital de trabajo: 274,378 dólares.**

- ✓ **INVERSIÓN TOTAL**

Suma de inversión de capital fijo y capital de trabajo: **19'824,267 dólares.**

- ✓ **COSTO DE MANUFACTURA (COSTO TOTAL DEL PRODUCTO)**

- **COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCIÓN**

- **Costo de Materia Prima:** Es el costo para un año de producción a razón de 8000 horas de operación.

Cascarilla de arroz:	1'166,565 dólares.
Etanol:	1'056,000 dólares.
Ácido sulfúrico:	729,600 dólares.
Bacterias:	6,400 dólares.
Total, materia prima:	<b>2'958,565 dólares.</b>

- **Costo de mano de obra:** se considera 15 trabajadores por un turno, 13 salarios, sueldo de 300 dólares.

$$C_{\text{Mobra}} = 15 * 3 * 13 * 300$$

$$C_{\text{Mobra}} = 175,500 \text{ dólares.}$$

- **Costo de supervisión e ingeniería:** 20% del costo de la mano de obra.

$$C_{ing} = 0.20 * 175,500$$

$$C_{ing} = 35,100 \text{ dólares.}$$

- **Costo de mantenimiento:** 2% del capital fijo total.

$$C_{mant} = 0.02 * CFT$$

$$C_{mant} = 390,998 \text{ dólares.}$$

- **Costo de auxiliares y servicios:** El 10% del costo de mantenimiento.

$$C_{aux} = 0.15 * C_{mant}$$

$$C_{aux} = 39,100 \text{ dólares.}$$

- **Costo de suministros de operación:** 10% del costo de mantenimiento.

$$C_{sum} = 0.10 * C_{mant}$$

$$C_{sum} = 39,100 \text{ dólares.}$$

#### ○ **COSTO DIRECTO DE PRODUCCIÓN**

$$CDP = CMP + C_{Mobra} + C_{ing} + C_{mant} + C_{aux} + C_{sum}$$

$$CDP = 3'638,362 \text{ dólares.}$$

#### ● **COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACIÓN**

- **Cargas a planillas:** 21% de la mano de obra.

$$C_{plan} = 0.21 * C_{Mobra}$$

$$C_{plan} = 36,855 \text{ dólares.}$$

- **Gastos de laboratorio:** 20% del costo de mano de obra.

$$C_{lab} = 0.20 * C_{Mobra}$$

$$C_{lab} = 35,100 \text{ dólares.}$$

- **Gastos generales de planta:** 20% del costo de mano de obra.

$$G_{gen} = 0.20 * C_{Mobra}$$

$$C_{gen} = 35,100 \text{ dólares.}$$



○ **COSTO INDIRECTO DE FABRICACIÓN:**

$$CIF = C_{\text{plan}} + C_{\text{lab}} + G_{\text{gen}}$$

$$CIF = 107,055 \text{ dólares.}$$

• **COSTO FIJO DE FABRICACIÓN**

- **Depreciación:** 10% del capital fijo total, considerando un tiempo de vida de los equipos de 15 años. La mayoría son de acero inoxidable.

$$Dep = 0.10 \times CFT$$

$$Dep = 1'954,989 \text{ dólares.}$$

- **Impuestos:** 2% del capital fijo total.

$$Imp = 0.02 \times CFT$$

$$Imp = 390,998 \text{ dólares.}$$

- **Seguros:** 1% del capital fijo total.

$$Seg = 0.01 \times CFT$$

$$Seg = 195,499 \text{ dólares.}$$

○ **COSTOS FIJOS DE FABRICACIÓN**

$$CFF = Dep + Imp + Seg$$

$$CFF = 2'541,486 \text{ dólares.}$$

• **COSTO DE MANUFACTURA (FABRICACIÓN)**

Es la suma de los costos directo de fabricación, Costo indirecto de fabricación y el costo fijo de fabricación.

$$C_{\text{Fab}} = CDF + CIF + CFF$$

$$C_{\text{Fab}} = 6'286,903 \text{ dólares.}$$

• **GASTOS GENERALES (GASTOS VAI)**

- **Ventas:** gastos en oficinas de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución. Por ser exportación se considera solo el 5% del costo fijo de fabricación:

$$\text{Vent: } 0.05 \times \text{CFF} = 127,074 \text{ dólares.}$$

- **Administración:** salario de ejecutivos, planilla de oficinistas, suministros de oficina, comunicaciones. 10% del costo de mano de obra, supervisión y mantenimiento.

$$\text{Adm: } 0.10 \times (\text{C}_{\text{Mobra}} + \text{C}_{\text{ing}} + \text{C}_{\text{mant}})$$

$$\text{Adm} = 60,160 \text{ dólares.}$$

- **Investigación y desarrollo:** se considera el 5% de la mano de obra.

$$\text{Inv: } 0.05 \times \text{C}_{\text{Mobra}}$$

$$\text{Inv} = 8,775 \text{ dólares.}$$

- **GASTOS GENERALES (VAI):**

Ventas + Administración + Investigación y Desarrollo.

$$\text{VAI} = 196,010 \text{ dólares}$$

✓ **COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN**

Es la suma de los Costos de Fabricación y los Gastos Generales (VAI).

$$\text{CTF} = \text{C}_{\text{Fab}} + \text{VAI}$$

$$\text{CTF} = 6'482,912 \text{ dólares.}$$

✓ **TOTAL, DE UNIDADES PRODUCIDAS AL AÑO**

$$\text{NumProd} = 2083.33 \text{ Litros/h} \times 8000 \text{ horas/año}$$

$$\text{NumProd} = 16'666,640 \text{ litros/año}$$

✓ **COSTO UNITARIO**

$$\text{CostUnit} = \frac{\text{CTF}}{\text{NumProd}}$$

$$\text{Costo Unitario} = 0.389 \text{ dólares/litro.}$$

✓ **ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS**

- **PRODUCCIÓN ANUAL**

$$P_{\text{anual}} = 16666640 \text{ litros/año.}$$

**Precio de ventas por unidad (ex – fábrica)**

$$P_{\text{venta}} = 0.85 \text{ dólares/litro.}$$

- **INGRESO DE VENTAS ANUALES**

$$\text{Ing.ventas} = P_{\text{anual}} \times P_{\text{venta}}$$

$$\text{Ing.ventas} = 14'166,644 \text{ dólares.}$$

- **COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN (PRODUCCIÓN)**

$$CT_{\text{fabri}} = CF_{\text{ab}}$$

$$CT_{\text{fabri}} = 6'482,912 \text{ dólares.}$$

- **UTILIDAD BRUTA**

$$U_{\text{bruta}} = \text{Ing.ventas} - CT_{\text{fabri}}$$

$$U_{\text{bruta}} = 7'683,732 \text{ dólares.}$$

- **IMPUESTO A LA RENTA**

$$\text{Imp}_{\text{renta}} = \frac{U_{\text{bruta}}}{1.3} \times 0.30$$

$$\text{Imp}_{\text{Renta}} = 1'773,169 \text{ dólares.}$$

- **UTILIDAD NETA**

$$U_{\text{neto}} = U_{\text{bruta}} - \text{Imp}_{\text{Renta}}$$

$$U_{\text{neto}} = 5'910,563 \text{ dólares.}$$

✓ **ANÁLISIS ECONÓMICO**

- **TASA INTERNA DE RETORNO**

**Antes del pago de impuestos**

P: inversión total: 19'824,267 dólares

A: ingreso por ventas (utilidad bruta): 7'683,732 dólares

VS: depreciación: 1'954,989 dólares

n: periodo en el que espera recuperar el dinero, 5 años

i: tasa interna de retorno

Aplicando la fórmula:

$$P = A \left[ \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] + \frac{VS}{(1+i)^n}$$

Se despeja el valor de i:

$$i = 38.32 \%$$

- **TASA INTERNA DE RETORNO**

**Después del pago de impuestos.**

P: inversión total: 19'824,267 dólares

A: ingreso por ventas (utilidad neta): 5'910,563 dólares

VS: depreciación: 1'954,989 dólares

n: periodo en el que espera recuperar el dinero, 5 años

i: tasa interna de retorno

U = utilidad neta, después de impuestos

$$P = U \left[ \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] + \frac{VS}{(1+i)^n}$$

$$i = 19.81\%$$

- **TIEMPO DE RECUPERACIÓN DEL DINERO ANTES DE IMPUESTOS.**

Se aplica la siguiente formula:

INVT: inversión total: 19'824,267 dólares

U<sub>bruta</sub>: utilidad bruta: 7'683,732 dólares

D: depreciación: 1'954,989 dólares

$$TRI = INVT / (U_{bruta} + D)$$

$$TRI = 2.06 \text{ años.}$$

- **TIEMPO DE RECUPERACIÓN DEL DINERO DESPUÉS DE IMPUESTOS.**

Se aplica la siguiente formula:

INVT: inversión total: 19'824,267 dólares

$U_{\text{neta}}$  : ingreso por ventas (utilidad neta): 5'910,563 dólares

D : depreciación: 1'954,989 dólares

$$\text{TRI} = \text{INVT} / (U_{\text{neta}} + D)$$

$$\text{TRI} = 2.52 \text{ años.}$$

- **Punto de Equilibrio:**

El punto de equilibrio ocurre cuando el costo de producto total anual iguala a las ventas anuales totales. El costo total del producto es igual a la suma de los costos fijos (Costos fijos de fabricación, costos indirectos de fabricación y VAI) y los costos directos de fabricación para n unidades al año. Las ventas anuales totales es el producto del número de unidades por el precio de venta por unidad.

CDF: Costos Directos de Fabricación = 3'638,362 dólares

CUDF: costo unitario de Fabricación = CDF/producción Anual

$$\text{CUDF} = \text{CDF} / 16666640 = 0.2183 \text{ L/tn}$$

CIFab : Costos Indirectos de Fabricación = 107,055 dólares.

CFF : Costos Fijos de Fabricación = 2'541,486 dólares

VAI = 196010 dólares

N= 18927059.8 litros

Para no pierda ni ganar el número de unidades que se debe producir será:

$$(\text{CIFab} + \text{CFF} + \text{VAI}) + \text{CUDF} * n = P_{\text{venta}} * n$$

$$N = 4'503,022 \text{ litros}$$

Expresado en porcentaje:

$$P_{\text{equilibrio}} = (n / \text{ProdAnual}) * 100$$

$$P_{\text{equilibrio}} = 27.0182 \%$$

## 286

Fuente: Elaborado por los autores (2016).

Categoría		Componente Ambiental	ACCIONES																																																valores positivos	valores negativos			
			localización	infraestructura y mantenimiento	transporte de materiales materia prima	recepción y almacenamiento o de materia prima	instalación y funcionamiento o de sistema de pretratamiento	instalación y funcionamiento de sistema de pre hidrolisis e hidrolisis	instalación y funcionamiento de sistema de fermentación	instalación y funcionamiento de sistema de destilación	consumo de agua de proceso	consumo de energía	recuperación y almacenamiento o de solvente orgánico	recuperación y almacenamiento de lignina	captación y almacenamiento de vinazas	almacenamiento o y transporte de producto final																																							
PARAMETROS	Físico	tierra	suelos	M	A	I	D	M	I	S	M	A	I	D	M	I	S	M	A	I	D	M	I	S	M	A	I	D	M	I	S	M	A	I	D	M	I	S	M	A	I	D	M	I	S			-71							
			forma de terreno	2	2	2	3	-9	1	1	3	1	-6	1	1	1	1	-4	1	1	2	1	-5	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	1	-4			-65							
		aire	calidad del aire	2	2	3	2	-9	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	2	2	2	1	-7	2	1	1	2	-6	2	2	2	2	-8	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4			-74				
			ruidos y vibraciones	2	1	3	2	-8	1	1	2	2	-6	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4			-62				
	Biológico	agua	subterránea	1	1	3	3	-8	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	2	2	2	1	-7	2	1	1	1	-5	2	1	1	1	-5	2	1	1	1	-5	2	3	2	-9	1	1	1	1	-4			-71
			calidad del agua	2	2	2	1	-7	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	2	1	2	2	-7	2	1	1	1	-5	2	1	1	1	-5	2	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4			-67				
		flora	productos agrícolas	1	1	3	1	-6	1	1	1	1	-4	1	1	2	1	-5	1	1	1	1	-4	2	1	2	1	-6	1	1	1	1	-4	2	1	1	1	-5	2	3	1	-8	2	1	2	2	-7	1	1	1	1	-4			-69
			alteración de habitat	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	2	1	-5	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	2	1	1	1	-5	2	2	2	-7	2	2	2	-8	1	1	1	1	-4			-65	
	Social-económico	fauna	diversidad y abundancia	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	2	1	1	1	-5	2	1	1	1	-4			-58				
			aves	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	2	2	2	2	-8	2	2	2	-7	1	1	1	1	-4			-63					
		económico	animales terrestres	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	2	2	2	2	-4	1	1	1	1	-4			-56				
			vida silvestre y espacios abiertos	2	1	1	1	-5	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4			-57				
	agricultura		1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	1	1	1	1	-4	2	3	2	-9	2	3	2	-9	1	1	1	1	-4			-66		
	comercial		1	1	1	0	3	2	2	0	6	1	3	2	0	6	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	4	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3			49						
industrial	3		2	3	0	8	2	2	0	6	1	3	2	0	6	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	4	2	1	1	0	4	2	1	1	0	4			60							
generación de empleo	1		2	1	0	4	2	2	0	7	3	1	3	0	7	1	1	1	0	3	3	1	3	0	7	2	2	0	6	2	2	0	6	2	2	0	6	1	1	2	0	6	1	1	2	0	6			80					
cambio en el valor de la tierra	2		2	3	0	7	2	2	0	7	1	2	1	0	4	1	1	1	0	3	1	1	2	0	4	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	2	2	0	6	1	1	2	0	4	1	1	0	3			56				
social	infraestructura		2	1	1	0	4	1	2	0	5	1	2	1	0	4	1	1	1	0	3	1	1	2	0	4	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	4	1	1	0	3			51							
	incremento de impuestos	2	2	1	0	5	1	2	0	5	1	2	1	0	4	1	1	1	0	3	1	1	2	0	4	1	1	1	0	3	1	1	1	0	4	1	1	2	0	4	1	1	2	0	4			53							
	aumento del índice	1	1	3	0	5	1	2	0	5	1	2	1	0	4	1	1	1	0	3	1	2	2	0	5	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3			49							
	salud y seguridad	1	2	2	0	5	2	1	1	0	4	1	2	1	0	4	1	1	1	0	3	1	2	2	0	5	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3			48						
educación	1	1	3	0	5	2	1	1	0	4	1	2	1	0	4	1	1	1	0	3	1	2	2	0	5	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3	1	1	1	0	3			48							
			TOTAL																																																494	-844			

## ANEXOS

### ANEXO 1: EMPRESAS IMPORTADORAS DE ETANOL Y PAÍS DE ORIGEN (2015)

*Tabla 8.0.1 Importación de alcohol etílico sin desnaturalizar: grado alcohólico >=80% (perú-2015).*

ADUANA	NOM. COMER.	CARACTERÍSTICA	IMPORTADOR	PAIS	FOB UNITARIO
<b>TUMBES</b>	ALCOHOL ETILICO	ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO EXTRANEUTRO DE 96° GL	UNIQUE S.A.	ECUADOR	.85
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF ECUADOR	.35
<b>TUMBES</b>	ALCOHOL ETILICO	ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO EXTRANEUTRO DE 96° GL	UNIQUE S.A.	ECUADOR	.85
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF ECUADOR	.35
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	DESHIDRATADO MIN.99.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.505
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL	POTABLE DE 96° APTO PARA CONSUMO HUMANO - GRANEL	CIA IMPORTS EXPORTS CABALLERO S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.4
<b>MARÍTIMA DEL CALLAO TUMBES</b>	ALCOHOL ANHIDRO	SIN DESNATURALIZANTE	REFINERIA LA PAMPILLA S.A.A	UNITED STATES	472.161
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO ALCOHOL	EXTRANEUTRO ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	COMERCIAL LAZO ROMO S.R.L ALKOHLER E.I.R.LTDA.	ECUADOR	.75
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL ETILICO	DE ORIGEN AGRICOLA 100% CAÑA DE AZUCAR CON UN MINIMO DE 96%	MACHICAO JUSTO CESAR	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF GERMANY	.35
<b>MARITIMA DEL CALLAO MARITIMA DEL CALLAO DESAGUADERO</b>	ETANOL ABSOLUTO	EMPARTA ACS	MERCK PERUANA S A	GERMANY	8.565
	ETANOL	S/C	MERCK PERUANA S A	GERMANY	15.026
	ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	DESHIDRATADO MIN.99.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.505

<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL ETILICO POTABLE 96° G	APTO PARA CONSUMO HUMANO	IMPORTACIONES EXPORTACIONES ALTIPLANO GRUPO COMERCIAL BARI SA	Y	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BRAZIL	.36
<b>MARITIMA CALLAO DESAGUADERO</b>	<b>DEL</b>	ALCOHOL EXTRA NEUTRO DE CEREAL ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	ALCOHOL ETILICO	PERUQUIMICOS S.A.C.		BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF ECUADOR	1.4 .505
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL	DES HIDRATADO MIN.99.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	AL KOHLER E.I.R.LTDA.		.35
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	AL KOHLER E.I.R.LTDA.			.35
<b>TUMBES</b>		ALCOHOL ETILICO	ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO	UNIQUE S.A.			.85
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL ETILICO "EXTRA NEUTRO"	EXTRANEUTRO DE 96° GL MIN.96.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.		BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF GERMANY	.55 120.113
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL ABSOLUTO	ADECUADO PARA USO COMO EXCIPIENTE EMPROVE® EXP PH EUR,BP,JP,USP	MERCK PERUANA S A			31.51
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL GRADIENT GRADE	S/C	MERCK PERUANA S A		GERMANY	5.871
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL ABSOLUTO	S/C	MERCK PERUANA S A		GERMANY	9.447
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL ABSOLUTO	EMSURE® ACS,ISO,REAG. PH EUR	MERCK PERUANA S A		GERMANY	120.113
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL ABSOLUTO	ADECUADO PARA USO COMO EXCIPIENTE EMPROVE® EXP PH EUR,BP,JP,USP	MERCK PERUANA S A		GERMANY	20.46
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL ABSOLUTO	EMSURE® ACS,ISO,REAG. PH EUR	MERCK PERUANA S A		GERMANY	15.221
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL	S/C	MERCK PERUANA S A		GERMANY	82.005
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL ABSOLUTO	EMSURE® ACS,ISO,REAG. PH EUR	MERCK PERUANA S A		GERMANY	6.872
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL ABSOLUTO	ADECUADO PARA USO COMO EXCIPIENTE EMPROVE® EXP PH EUR,BP,JP,USP	MERCK PERUANA S A		GERMANY	16.741
<b>MARITIMA CALLAO DESAGUADERO</b>	<b>DEL</b>	ALCOHOL ETILICO	96% P.A. Y HPLC X 1 LT	CIMATEC SAC		SPAIN	.35
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - \	AL KOHLER E.I.R.LTDA.		BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.36
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL,	ETILICO POTABLE DE 96° G.L.DE MELAZA - GRANEL	ANDINA DISTRIBUCIONES E.I.R.L.			.35
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	AL KOHLER E.I.R.LTDA.			.51
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	DES HIDRATADO MIN.99.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.			



<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.35
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL ETILICO POTABLE 96° G	APTO PARA CONSUMO HUMANO	IMPORTACIONES EXPORTACIONES ALTIPLANO Y	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.36
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.35
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	DESHIDRATADO MIN.99.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.53
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL ETILICO	DE ORIGEN AGRICOLA 100% CAÑA DE AZUCAR CON UN MINIMO DE 96%	MACHICAO JUSTO CESAR	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.35
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL ETILICO POTABLE 96° G	APTO PARA CONSUMO HUMANO	IMPORTACIONES EXPORTACIONES ALTIPLANO Y	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.36
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	DESHIDRATADO MIN. 99.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.53
<b>TUMBES</b>		ALCOHOL ETILICO	ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO EXTRANEUTRO DE 96° GL	UNIQUE S.A.	ECUADOR	.85
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL ABSOLUTO	S/C	MERCK PERUANA S A	GERMANY	8.841
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ALCOHOL ETILICO ABSOLUTO, RA A	ALCOHOL ETILICO ABSOLUTO, RA ACS 4 L	NEGOCIAR S.A.C.	UNITED STATES	16.709
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.35
<b>TUMBES</b>		ALCOHOL ETILICO	ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO EXTRANEUTRO DE 96° GL	UNIQUE S.A.	ECUADOR	.85
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL	POTABLE DE 96° APTO PARA CONSUMO HUMANO - GRANEL	CIA IMPORTS EXPORTS CABALLERO S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.4
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	DESHIDRATADO MIN.99.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.53
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL ABSOLUTO	ADECUADO PARA USO COML EMPROVE® EXP PH EUR,BP,JP,USP	MERCK PERUANA S A	GERMANY	6.563
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL ABSOLUTO	S/C	MERCK PERUANA S A	GERMANY	8.96
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL	S/C	MERCK PERUANA S A	GERMANY	14.537
<b>MARITIMA CALLAO</b>	<b>DEL</b>	ETANOL	S/C	MERCK PERUANA S A	GERMANY	14.538
<b>DESAGUADERO</b>		ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	DESHIDRATADO MIN.99.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUA MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	. 51
<b>TUMBES</b>		ALCOHOL ETILICO	ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO EXTRANEUTRO DE 96° GL	UNIQUE S.A.	ECUADOR	.85

<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL.	ETILICO DE 96°,02 G.L. - A GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF ECUADOR	.35
<b>TUMBES</b>	ALCOHOL ETILICO	ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO EXTRANEUTRO DE 96° GL	UNIQUE S.A.		.85
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF UNITED STATES	.35
<b>MARITIMA DEL CALLAO</b>	ALCOHOL ANHIDRO	SIN DESNATURALIZANTE	REFINERIA LA PAMPILLA S.A.A	UNITED STATES	313.296
<b>MARITIMA DEL CALLAO</b>	ALCOHOL ANHIDRO	SIN DESNATURALIZANTE	REFINERIA LA PAMPILLA S.A.A	UNITED STATES	313.296
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	MIN.96.1% VOL. A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF UNITED STATES	.42
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL.	ETILICO DE 96°,02 G.L. - A GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.		.35
<b>AEREA Y POSTAL EX-IAAC</b>	ALCOHOL ETÍLICO	ETHYL ALCOHOL,PURE,200 PROOF, FOR MOL &	MERCANTIL LABORATORIO S.A.C.		66.441
<b>AEREA Y POSTAL EX-IAAC</b>	ALCOHOL ETÍLICO	ETHYL ALCOHOL,PURE,200 PROOF, FOR MOL &	MERCANTIL LABORATORIO S.A.C.	UNITED STATES	66.441
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF UNITED STATES	.35
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.		.35
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL ETILICO	DE ORIGEN AGRICOLA 100% CAÑA DE AZUCAR CON UN MINIMO DE 96%	MACHICAO JUSTO CESAR	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF UNITED STATES	.35
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL	ETILICO POTABLE DE 96° G.L. - GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF UNITED STATES	.35
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	DESHIDRATADO MIN.99.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF UNITED STATES	.53
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL ETILICO "EXTRA NEUTRO"	MIN.96.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF UNITED STATES	.595
<b>TUMBES</b>	ALCOHOL ETILICO	RECTIFICADO EXTRANEUTRO DE 96° G.L.	INTRADEVCO INDUSTRIAL S.A.	ECUADOR	.85
<b>TUMBES</b>	ALCOHOL ETILICO	ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO EXTRANEUTRO DE 96° GL	UNIQUE S.A.		.85
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL.	ETILICO DE 96°,02 G.L. - A GRANEL	ALKOHLER E.I.R.LTDA.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF UNITED STATES	.35
<b>MARITIMA DEL CALLAO</b>	ALCOHOL ANHIDRO	SIN DESNATURALIZANTE	REFINERIA LA PAMPILLA S.A.A	UNITED STATES	437.026

<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL	POTABLE DE 96° APTO PARA CONSUMO HUMANO - GRANEL	CIA IMPORTS EXPORTS CABALLERO S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.4
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL ETILICO BUEN GUSTO,	DESHIDRATADO MIN.99.2% VOL A 20°C DE ORIGEN AGRICOLA (100% CAÑA DE AZUCAR O SUS MELAZAS)	PERUQUIMICOS S.A.C.	BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.53
<b>MARITIMA DEL CALLAO TUMBES</b>	ALCOHOL ETILICO ABSOLUTO	ALCOHOL ETILICO ABSOLUTO ANH.RA ACS 4 L	MERCANTIL LABORATORIO S.A.C.	UNITED STATES	28.05
	ALCOHOL ETILICO	ALCOHOL ETILICO RECTIFICADO	UNIQUE S.A.	ECUADOR	.85
<b>DESAGUADERO</b>	ALCOHOL ETILICO POTABLE 96° G	EXTRANEUTRO DE 96° GL APTO PARA CONSUMO HUMANO	IMPORTACIONES EXPORTACIONES ALTIPLANO	Y BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	.36

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2015 (2016).

ANEXO 2: PRECIOS CIF DE ETANOL/TONELADA EN EL AÑO 2015

*Tabla 8.0.2 Precios Cif (Dólares) De Etanol/Tonelada En El Año 2015.*

<b>Reporte Importaciones por Subpartida Nacional/ País Origen 2015 (ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR: Grado alcohólico &gt;=80%)</b>					
<b>País de Origen</b>	<b>Valor FOB(dólares)</b>	<b>Valor CIF(dólares)</b>	<b>Peso Neto(Kilos)</b>	<b>Peso Bruto(Kilos)</b>	<b>Porcentaje CIF</b>
<b>US - UNITED STATES</b>	11,207,028.50	14,309,564.29	23,254,625.96	23,259,069.29	67.75
<b>BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF</b>	4,587,513.24	5,073,667.45	8,816,392.00	8,817,160.00	24.02
<b>EC - ECUADOR</b>	1,439,100.45	1,629,557.43	1,386,850.00	1,388,080.00	7.72
<b>DE - GERMANY</b>	51,140.41	56,397.12	6,193.40	9,559.89	0.27
<b>BR - BRAZIL</b>	33,455.00	41,035.36	19,908.20	20,050.00	0.19
<b>FR - FRANCE</b>	4,535.66	5,197.92	244.9	265.5	0.02
<b>ES - SPAIN</b>	2,821.84	3,126.64	402.9	640.73	0.01
<b>MX - MEXICO</b>	2,398.65	2,758.79	553	842.84	0.01
<b>CA - CANADA</b>	218.56	223.65	0.05	0.05	0
<b>LOS DEMAS - LOS DEMAS</b>	0	0	0	0	0
<b>TOTAL - TOTAL</b>	17,328,212.31	21,121,528.65	33,485,170.41	33,495,668.30	99.99

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2015 (2016).

ANEXO 3: LOS PRECIOS FOB DE ETANOL/TONELADA EN EL AÑO 2015

*Tabla 8.0.3 Precios Fob (Dólares) de etanol/Tonelada En El Año 2015*

<b>Reporte Exportaciones Subpartida-País Destino 2015 (ALCOHOL ETÍLICO SIN DESNATURALIZAR: Grado alcohólico &gt;=80%)</b>				
<b>País de Destino</b>	<b>Valor FOB(dólares)</b>	<b>Peso Neto(Kilos)</b>	<b>Peso Bruto(Kilos)</b>	<b>Porcentaje FOB</b>
<b>NL - NETHERLANDS</b>	27,067,643.20	40,197,447.00	40,197,447.00	51.96
<b>CO - COLOMBIA</b>	14,442,528.83	20,400,387.00	20,400,387.00	27.73
<b>EC - ECUADOR</b>	7,928,416.40	11,162,461.00	11,168,334.00	15.22
<b>KR - KOREA, REPUBLIC OF</b>	2,651,343.63	4,349,972.00	4,349,972.00	5.09
<b>US - UNITED STATES</b>	8	8	8	0
<b>LOS DEMAS - LOS DEMAS</b>	0	0	0	0
<b>TOTAL - TOTAL</b>	52,089,940.06	76,110,275.00	76,116,148.00	100.00

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2015 (2016).

ANEXO 4: IMPORTACIÓN DE ETANOL, PERÚ (2005-2015)



ACUMULADO ANUAL SUBPARTIDA NACIONAL/PAÍS					
Retroceder   Inicio					

**Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2005**

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	1,061,576.01	1,252,340.51	5,413,190.000	5,413,210.000	31.89
EC - ECUADOR	976,127.95	1,144,979.87	1,599,011.000	1,623,990.000	29.16
BR - BRAZIL	934,051.08	1,175,096.52	2,475,860.000	2,475,860.000	29.93
AR - ARGENTINA	263,318.00	337,416.10	1,424,590.000	1,425,770.000	8.59
FR - FRANCE	6,734.28	9,368.02	1,164.490	2,018.630	0.24
MX - MEXICO	2,450.86	2,633.54	720.000	1,110.750	0.07
US - UNITED STATES	2,238.54	2,308.25	330.930	430.280	0.06
DE - GERMANY	1,141.25	1,433.05	80.250	105.070	0.04
ES - SPAIN	668.92	720.52	47.400	98.280	0.02
CO - COLOMBIA	47.37	233.08	62.000	87.320	0.01
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.1 Reporte Anual De Importación De Etanol Para El Año 2005.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2005 (2016).

### Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2006

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
EC - ECUADOR	1,586,936.00	1,859,994.21	2,367,000.000	2,398,220.000	54.32
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	1,259,090.00	1,480,007.48	6,373,084.000	6,373,390.000	43.22
AR - ARGENTINA	29,400.00	33,914.50	169,610.000	169,610.000	0.99
MX - MEXICO	20,828.20	21,413.86	7,663.000	9,071.750	0.63
FR - FRANCE	14,339.21	17,219.48	2,291.230	3,539.910	0.50
US - UNITED STATES	5,842.98	6,115.04	1,043.080	1,393.270	0.18
CO - COLOMBIA	1,419.20	3,204.35	875.290	1,015.680	0.09
ES - SPAIN	902.52	964.30	76.080	136.140	0.03
DE - GERMANY	817.28	865.12	180.000	213.370	0.03
GB - UNITED KINGDOM	219.29	282.44	10.000	10.520	0.01
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.2 Reporte anual de importación de etanol para el año 2006.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2006 (2016).

### Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2007

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
EC - ECUADOR	1,768,566.07	2,067,843.59	2,168,142.000	2,179,945.000	57.08
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	1,190,720.00	1,394,535.51	5,989,658.000	5,990,420.000	38.50
AR - ARGENTINA	81,943.83	95,693.26	477,916.000	478,004.400	2.64
US - UNITED STATES	26,867.39	28,150.66	3,618.940	4,373.350	0.78
FR - FRANCE	22,918.01	26,353.88	4,410.140	6,768.840	0.73
MX - MEXICO	4,499.00	4,763.42	1,422.000	1,680.390	0.13
DE - GERMANY	2,957.77	3,201.26	433.230	604.540	0.09
ES - SPAIN	1,378.82	1,484.94	114.480	233.280	0.04
NL - NETHERLANDS	48.27	50.43	3.780	3.920	0.00
CL - CHILE	10.00	235.00	5.000	5.200	0.01
CO - COLOMBIA	9.00	138.30	9.000	18.500	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.3 Reporte anual de importación de etanol para el año 2007.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2007 (2016).



### Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2008

**Subpartida Nacional :** 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	1,930,160.00	2,265,572.05	9,723,938.000	9,725,470.000	52.93
EC - ECUADOR	1,641,310.19	1,944,118.02	1,874,180.000	1,885,980.000	45.42
BR - BRAZIL	30,998.50	37,557.07	19,908.200	20,260.000	0.88
DE - GERMANY	16,524.21	18,805.04	1,989.170	2,893.540	0.44
MX - MEXICO	6,052.01	6,858.37	1,405.200	1,964.850	0.16
FR - FRANCE	5,880.44	6,535.33	883.620	1,454.580	0.15
ES - SPAIN	406.41	501.77	29.100	63.010	0.01
US - UNITED STATES	244.06	250.31	31.350	33.710	0.01
CO - COLOMBIA	9.58	209.60	6.000	11.000	0.00
CN - CHINA	0.02	0.02	0.000	0.000	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

*Figura 8.4 Reporte anual de importación de etanol para el año 2008*

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2008 (2016).

### Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2009

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR: GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	2,710,420.00	3,040,847.85	9,161,831.500	9,163,950.000	67.29
EC - ECUADOR	1,209,658.66	1,413,793.88	1,227,960.000	1,237,040.000	31.28
MX - MEXICO	23,131.74	26,404.18	4,929.600	6,935.920	0.58
FR - FRANCE	16,596.98	17,754.03	2,335.100	3,720.190	0.39
DE - GERMANY	13,814.98	16,222.64	2,173.390	3,240.660	0.36
US - UNITED STATES	2,852.04	3,009.97	560.920	793.970	0.07
ES - SPAIN	526.35	672.90	34.020	75.600	0.01
IE - IRELAND	151.00	160.44	0.200	0.850	0.00
UY - URUGUAY	136.40	378.79	2.000	2.800	0.01
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.5 Reporte anual de importación de etanol para el año 2009.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2009 (2016).

### Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2010

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR: GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	2,957,380.00	3,277,380.89	8,422,268.200	8,429,580.000	73.41
EC - ECUADOR	899,578.12	1,042,937.23	887,980.000	888,360.000	23.36
DE - GERMANY	56,708.73	60,566.12	8,579.140	11,478.960	1.36
BR - BRAZIL	34,676.20	42,647.69	21,117.200	21,342.800	0.96
FR - FRANCE	25,021.96	28,629.56	3,220.880	4,610.490	0.64
US - UNITED STATES	9,555.67	10,379.19	2,395.400	3,350.240	0.23
ES - SPAIN	1,285.89	1,547.78	281.960	414.110	0.03
IE - IRELAND	189.00	195.76	0.300	0.420	0.00
NL - NETHERLANDS	2.48	189.64	0.250	0.700	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.6 Reporte anual de importación de etanol para el año 2010.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2010 (2016).

### Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2011

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

Pais de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
US - UNITED STATES	3,288,259.54	3,549,687.21	3,294,921.470	3,295,798.270	44.47
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	2,434,879.30	2,655,119.54	5,696,990.000	5,697,150.000	33.26
EC - ECUADOR	1,448,755.04	1,668,716.59	1,409,562.000	1,416,490.000	20.90
DE - GERMANY	55,631.78	60,499.22	7,955.260	10,774.870	0.76
BR - BRAZIL	32,150.00	37,973.39	19,908.000	19,908.000	0.48
MX - MEXICO	3,973.12	4,377.00	742.940	1,124.260	0.05
FR - FRANCE	3,894.94	4,627.38	237.160	364.650	0.06
ES - SPAIN	677.13	995.43	73.160	119.160	0.01
CO - COLOMBIA	10.00	472.49	18.000	19.200	0.01
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.7 Reporte anual de importación de etanol para el año 2011.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2011 (2016).

### Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2012

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	4,412,641.50	4,797,956.25	7,930,902.000	7,930,970.000	50.83
US - UNITED STATES	2,888,938.91	3,171,887.05	3,322,276.940	3,322,721.250	33.60
EC - ECUADOR	1,161,853.30	1,345,058.73	1,073,790.000	1,076,700.000	14.25
DE - GERMANY	66,904.34	72,255.48	10,746.870	14,521.640	0.77
BR - BRAZIL	32,669.00	38,425.03	19,908.200	21,750.000	0.41
MX - MEXICO	5,916.81	6,177.81	1,224.100	1,658.890	0.07
FR - FRANCE	4,433.85	4,933.89	510.750	535.270	0.05
ES - SPAIN	974.38	1,239.93	122.140	198.070	0.01
GB - UNITED KINGDOM	300.00	1,115.67	9.000	9.000	0.01
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.8 Reporte anual de importación de etanol para el año 2012.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2012 (2016).

### Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2013

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	4,169,242.81	4,537,553.06	7,676,103.000	7,676,530.000	70.26
EC - ECUADOR	1,522,998.74	1,753,943.38	1,402,650.000	1,403,800.000	27.16
DE - GERMANY	95,647.58	101,482.35	15,141.450	20,163.860	1.57
BR - BRAZIL	33,425.00	39,433.70	19,740.000	19,740.000	0.61
US - UNITED STATES	23,094.22	24,649.88	5,173.050	6,886.690	0.38
FR - FRANCE	776.46	821.09	36.280	49.100	0.01
ES - SPAIN	492.04	510.27	29.160	52.000	0.01
IT - ITALY	8.50	9.10	0.660	0.720	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.9 Reporte anual de importación de etanol para el año 2013.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2013 (2016).

### Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2014

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

Pais de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	3,686,444.02	4,031,524.36	6,728,821.000	6,730,178.000	73.90
EC - ECUADOR	1,146,706.23	1,329,501.48	1,088,280.000	1,095,150.000	24.37
DE - GERMANY	68,526.77	73,660.39	8,421.760	10,950.560	1.35
US - UNITED STATES	16,151.16	18,359.83	3,436.400	4,483.690	0.34
IN - INDIA	1,290.63	1,688.34	161.710	170.220	0.03
FR - FRANCE	511.43	539.97	25.560	38.830	0.01
ES - SPAIN	348.97	373.09	19.440	63.000	0.01
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.10 Reporte anual de importación de etanol para el año 2014.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2014 (2016).

### Reporte de Importaciones por Subpartida Nacional/País Origen 2015

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR: GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Origen	Valor FOB(dólares)	Valor CIF(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje CIF
US - UNITED STATES	11,207,028.50	14,309,564.29	23,254,625.960	23,259,069.290	67.75
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	4,587,513.24	5,073,667.45	8,816,392.000	8,817,160.000	24.02
EC - ECUADOR	1,439,100.45	1,629,557.43	1,386,850.000	1,388,080.000	7.72
DE - GERMANY	51,140.41	56,397.12	6,193.400	9,559.890	0.27
BR - BRAZIL	33,455.00	41,035.36	19,908.200	20,050.000	0.19
FR - FRANCE	4,535.66	5,197.92	244.900	265.500	0.02
ES - SPAIN	2,821.84	3,126.64	402.900	640.730	0.01
MX - MEXICO	2,398.65	2,758.79	553.000	842.840	0.01
CA - CANADA	218.56	223.65	0.050	0.050	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.11 Reporte anual de importación de etanol para el año 2015.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2015 (2016).



ANEXO 5: EXPORTACIÓN DE ETANOL, PERÚ (2005-2015)



ACUMULADO ANUAL SUBPARTIDA NACIONAL/PAÍS				
Retroceder   Inicio				

**Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2005**

**Subpartida Nacional :** 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR: GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
CL - CHILE	111.94	161.000	190.000	76.32
DO - DOMINICAN REPUBLIC	27.00	2.000	2.143	18.41
HT - HAITI	7.74	0.925	0.974	5.28
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

*Figura 8.12 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2005.*

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2005 (2016).



ACUMULADO ANUAL SUBPARTIDA NACIONAL/PAÍS				
Retroceder   Inicio				

### Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2006

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR: GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
NL - NETHERLANDS	1,870,727.04	2,455,269.000	2,455,269.000	99.91
US - UNITED STATES	1,605.12	168.960	231.630	0.09
ID - AGUAS INTERNACIONALES	4.75	2.000	2.000	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.13 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2006.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2006 (2016).

### Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2007

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
NL - NETHERLANDS	8,863,030.13	14,466,252.000	14,466,252.000	98.09
CO - COLOMBIA	153,552.00	231,811.200	231,812.857	1.70
EC - ECUADOR	18,733.10	29,800.000	29,800.000	0.21
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	328.32	34.560	40.540	0.00
BR - BRAZIL	112.00	110.000	116.000	0.00
US - UNITED STATES	12.65	9.440	18.940	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.14 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2007.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2007 (2016).

### Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2008

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR: GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
NL - NETHERLANDS	11,092,244.27	16,735,703.000	16,735,703.000	77.63
FR - FRANCE	1,548,261.66	2,075,591.000	2,075,591.000	10.83
EC - ECUADOR	1,133,319.00	1,662,510.000	1,665,310.000	7.93
CO - COLOMBIA	515,281.97	758,820.000	759,530.000	3.61
BO - BOLIVIA, PLURINATIONAL STATE OF	393.12	40.320	47.505	0.00
BR - BRAZIL	1.00	7.000	8.000	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.15 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2008.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2008 (2016).

### Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2009

**Subpartida Nacional :** 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR: GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
NL - NETHERLANDS	27,600,549.56	39,912,052.000	39,912,053.000	84.92
EC - ECUADOR	3,372,150.33	5,075,081.100	5,186,122.121	10.38
CO - COLOMBIA	1,223,491.34	1,485,748.000	1,486,386.800	3.76
CL - CHILE	306,000.00	318,375.000	330,345.000	0.94
US - UNITED STATES	8.00	16.000	19.000	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

*Figura 8.16 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2009.*

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2009 (2016).

### Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2010

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
NL - NETHERLANDS	16,151,239.67	23,481,250.000	23,481,251.000	43.85
CO - COLOMBIA	10,559,046.66	14,458,538.000	14,460,288.000	28.67
EC - ECUADOR	5,174,532.97	6,977,943.000	7,017,589.000	14.05
FR - FRANCE	3,337,268.13	4,443,870.000	4,443,870.000	9.06
CL - CHILE	1,591,187.06	1,821,914.445	1,862,124.945	4.32
VE - VENEZUELA	19,000.00	500.000	523.000	0.05
US - UNITED STATES	43.00	31.000	69.000	0.00
ES - SPAIN	1.14	0.028	0.037	0.00
JP - JAPAN	0.63	1.000	3.000	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.17 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2010.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2010 (2016).



ACUMULADO ANUAL SUBPARTIDA NACIONAL/PAÍS				
Retroceder   Inicio				

### Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2011

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
NL - NETHERLANDS	17,814,453.40	21,833,699.000	21,833,699.000	53.84
EC - ECUADOR	6,306,826.00	6,789,165.000	6,790,690.000	19.06
CO - COLOMBIA	6,077,786.93	7,829,565.000	7,829,795.000	18.37
CL - CHILE	2,890,045.70	3,647,896.000	3,655,656.000	8.73
CA - CANADA	60.00	13.300	14.000	0.00
CH - SWITZERLAND	30.00	9.000	9.000	0.00
US - UNITED STATES	2.00	2.000	3.000	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.18 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2011.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2011 (2016).

### Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2012

**Subpartida Nacional :** 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
NL - NETHERLANDS	37,708,034.71	41,620,850.500	41,620,861.000	42.47
CO - COLOMBIA	25,336,764.50	30,355,296.000	30,356,096.000	28.54
EC - ECUADOR	18,137,878.05	18,591,945.000	18,598,510.000	20.43
FI - FINLAND	2,641,540.51	2,915,740.000	2,915,740.000	2.98
FR - FRANCE	2,612,997.08	2,819,989.000	2,819,989.000	2.94
CL - CHILE	2,341,585.70	2,845,618.000	2,845,618.000	2.64
PA - PANAMA	1.00	1.000	2.000	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

*Figura 8.19 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2012.*

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2012 (2016).



### Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2013

**Subpartida Nacional :** 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
NL - NETHERLANDS	70,352,906.62	83,715,378.000	83,715,397.000	70.72
CO - COLOMBIA	15,255,602.34	18,984,040.000	18,984,620.000	15.34
EC - ECUADOR	9,101,713.34	10,094,670.000	10,098,455.000	9.15
GB - UNITED KINGDOM	4,124,123.94	4,971,648.000	4,971,648.000	4.15
FR - FRANCE	644,897.78	806,871.000	806,871.000	0.65
JP - JAPAN	10.00	1.000	2.000	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

*Figura 8.20 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2013.*

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2013 (2016).

### Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2014

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR: GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
NL - NETHERLANDS	31,815,563.53	41,657,004.000	41,657,005.000	51.75
CO - COLOMBIA	11,342,360.49	14,909,605.000	14,909,825.000	18.45
BR - BRAZIL	9,654,002.91	13,805,635.000	13,805,635.000	15.70
EC - ECUADOR	3,309,310.17	4,583,600.000	4,588,730.000	5.38
JM - JAMAICA	2,218,615.57	3,074,986.000	3,074,986.000	3.61
IT - ITALY	2,190,286.16	2,368,810.000	2,368,810.000	3.56
FR - FRANCE	954,121.74	1,210,866.000	1,210,866.000	1.55
JP - JAPAN	20.00	2.000	6.000	0.00
US - UNITED STATES	18.00	11.750	13.000	0.00
GB - UNITED KINGDOM	2.00	3.000	7.000	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.21 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2014.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2014 (2016).



ACUMULADO ANUAL SUBPARTIDA NACIONAL/PAÍS				
Retroceder   Inicio				

### Reporte de Exportaciones por Subpartida Nacional/País Destino 2015

Subpartida Nacional : 2207.10.00.00 ALCOHOL ETILICO SIN DESNATURALIZAR:GRADO ALCOHOLICO >=80%

País de Destino	Valor FOB(dólares)	Peso Neto(Kilos)	Peso Bruto(Kilos)	Porcentaje FOB
NL - NETHERLANDS	27,067,643.20	40,197,447.000	40,197,447.000	51.96
CO - COLOMBIA	14,442,528.83	20,400,387.000	20,400,387.000	27.73
EC - ECUADOR	7,928,416.40	11,162,461.000	11,168,334.000	15.22
KR - KOREA, REPUBLIC OF	2,651,343.63	4,349,972.000	4,349,972.000	5.09
US - UNITED STATES	8.00	8.000	8.000	0.00
LOS DEMAS - LOS DEMAS	0.00	0.000	0.000	0.00

Figura 8.22 Reporte anual de exportación de etanol para el año 2015.

Fuente: SUNAT- aduanet consulta en línea por partida arancelaria: 2207100000-2015 (2016).

**ANEXO 6: PRODUCCIÓN DE ARROZ CÁSCARA SE INCREMENTÓ EN 49,4%**

La producción de arroz cáscara, en junio del presente año, totalizó 676 mil 961 toneladas y aumentó en 49,4% respecto a similar mes del año anterior, por la mayor disponibilidad de recurso hídrico en los reservorios ubicados principalmente en la Costa Norte del país; lo informó el jefe del Instituto Nacional de Estadística e Informática, Dr. Aníbal Sánchez Aguilar.

Al respecto, precisó que el mayor crecimiento de la producción de este cereal se registró en los departamentos de Piura (446,6%), La Libertad (37,1%) y Lambayeque (28,4%), que en conjunto representaron el 68,7% del total nacional.

Agregó que la producción de arroz cáscara también registró comportamiento positivo en Arequipa (188,8%), Ucayali (89,9%), Huánuco (47,8%), Cusco (46,0%), Tumbes (40,9%), Loreto (29,2%), Pasco (3,4%) y San Martín (1,3%); sin embargo, disminuyó en los departamentos de Junín (-19,4%), Cajamarca (-19,2%) y Amazonas (-7,9%).

**Nota de prensa Nº 131 – 24 agosto 2015 (INEI)**

ANEXO 7: CNPC EXPLORARÁ MÁS DE 60 POZOS PETROLEROS EN EL LOTE X

La empresa china CNPC Perú tiene proyectado explorar más de 60 pozos durante todo el 2015 en el Lote X, ubicado en el distrito El Alto de la provincia Talara, el cual estuvo a cargo de la petrolera Petrobras.

Según la coordinadora de responsabilidad social de la empresa, Claudia Bustamante, la petrolera china ya tiene hasta la fecha siete pozos perforados desde el inicio de sus operaciones en noviembre y la mayoría de estos han presentado una próspera producción. Sin embargo, ante la reducción del precio del crudo, la proyección que tenía en un inicio la empresa, de 90 pozos perforados por año, disminuyó en un 30%. No obstante, se pretende reactivar la producción de los antiguos pozos para incrementar la curva de producción y hacer frente a la baja del precio del oro negro. Detalló que se tiene un total de 2,908 pozos productores, que corresponden al 68% del total de perforaciones en el lote, así como 247 pozos inactivos que pueden ser reutilizados para sacarle provecho. Algunos de estos tienen más de 40 años de antigüedad, en los cuales el proceso de extracción del crudo se realiza mediante bombeo mecánico.

Asimismo, dejó en claro que, pese a los dos años de inactividad del lote, debido a que Petrobras preparaba su venta, se mantendrá la misma cantidad de trabajadores y se dará prioridad a la mano de obra calificada. “Nuestro cuadro es optimista en relación a otras empresas que pretenden reducir su número de personal. Sin embargo, la intención de CNPC Perú es reducir los conflictos sociales que se originaron por la falta de trabajo local”, sostuvo.

De otro lado, informó que se reforzarán las medidas de seguridad en los diferentes pozos de producción, pues los robos de tubería y petróleo han incrementado en los últimos meses sin que la Policía tome medidas al respecto.

Por ello, Bustamante criticó la flexibilidad de las leyes peruanas en este tipo de actos, ya que no existe una penalidad ejemplar para este tipo de delitos que no solo perjudica a la inversión privada sino también al medio ambiente.

**Giannina Prieto, diario LA REPUBLICA (15 de febrero de 2015)**

ANEXO 8: LAMBAYEQUE IMPULSA SEGUNDA ETAPA DE LA IRRIGACIÓN DE OLMOS

A cinco meses de haberse iniciado oficialmente la operación de la irrigación de Olmos, el gobierno regional de Lambayeque va por la segunda etapa con la intención de ampliar la frontera agrícola en la región incorporando 50,000 nuevas hectáreas para el cultivo.

Según el gobernador regional de Lambayeque, Humberto Acuña, este proyecto busca levantar la Presa Limón de 40 a 80 metros para dotar de agua a los nuevos terrenos agrícolas. Durante el Encuentro Público Privado organizado por Cementos Pacasmayo con el apoyo de Confiep y la CAF, Acuña se encontró con el gobernador regional de Cajamarca, Porfirio Medina, a quien pidió colaborar con este proyecto ya que se necesitan trasvasar dos ríos cajamarquinos hacia el río Huancabamba.

Entre las expectativas sociales de la segunda etapa se Olmos resalta la creación de puestos de empleo, que llegarían a los 100,000 con la puesta en marcha del proyecto. Las nuevas áreas de cultivo se sumarían a las 43,500 hectáreas disponibles actualmente. El gobernador Acuña reiteró la necesidad de que Lambayeque cuente con su propio terminal marítimo, el cual necesita una inversión de US\$ 577 millones y ya tiene una iniciativa privada para construirlo.

Si bien Lambayeque no cuenta con canon y con ello limita sus posibilidades de captar inversión privada a través del esquema de obras por impuestos, el gobierno regional invitó a las empresas a que este modelo les permitiría invertir en infraestructura educativa y deportes. Entre los proyectos destacados figuran los colegios de alto rendimiento y el complejo deportivo Elías Aguirre que requiere mejorar el estadio, un coliseo, un polideportivo y un centro de alto rendimiento deportivo.

**Javier Prialé, diario GESTIÓN (22 de abril del 2015)**

ANEXO 9: GOBIERNO COMPROMETE S/. 2,000 MILLONES PARA TRANSPORTE Y VIVIENDA EN LAMBAYEQUE

El Gobierno a través del ministerio de Transportes y Comunicaciones; y de Vivienda, Construcción y Saneamiento comprometió inversiones por S/. 3,000 millones para la región Lambayeque.

El ministro de Transportes y Comunicaciones, Carlos Paredes, afirmó que su sector tiene comprometido inversiones por S/. 1,400 millones sólo para transporte en la región del norte del Perú. Una de las obras principales será la modernización del aeropuerto de Chiclayo que tendrá una inversión de S/. 300 millones con lo cuales se construirá una nueva pista de aterrizaje y un nuevo terminal de pasajeros.

Además de culminará con la construcción de la Autopista del Sol que unirá Chiclayo con Trujillo y se anunció la mejora del servicio de telecomunicaciones a través de la mejora de la fibra óptica en los próximos 24 meses. Por su parte el ministro de Vivienda, Construcción y Saneamiento, Milton von Hesse, señaló que su sector viene ejecutando inversiones por más S/. 600 millones en Lambayeque y es la segunda región donde este ministerio destinó mayores recursos. El ministro afirmó que se ha invertido en agua y saneamiento, pistas y veredas, mejoramiento integral de barrios, en títulos a través de Cofopri, en la ciudad de Olmos, entre otros.

Los ministros participan junto con el presidente de la República, Ollanta Humala, en la sesión de Consejo de Ministros Descentralizado que se desarrolla en la ciudad lambayecana de Chongoyape.

**Javier Prialé, diario GESTIÓN (01 de abril del 2014)**

ANEXO 10: LAMBAYEQUE: MIRANDO AL FUTURO CON LA AGROINDUSTRIA

Las enormes fortalezas de la región Lambayeque provienen como siempre de su aspecto agrícola. Así, la puesta en marcha del Proyecto de Irrigación Olmos será la locomotora que arrastre a los vagones de nuestra economía regional.

Este proyecto aumentará no solo la demanda de mano de obra (califi cada y no calificada) para el desarrollo de las inversiones realizadas, sino también la adquisición de bienes y servicios. Asimismo, los negocios paralelos que se desarrollarán y la creación de la ciudad de Sutton permitirán un gran incremento de los puestos de trabajo.

A esto hay que sumarle la parte energética que próximamente se estará desarrollando. Todo ello impulsará otros sectores como el comercial y el turístico, donde también tenemos amplias posibilidades de desarrollo. Hoy, Lambayeque está mirando al futuro con la agroindustria. Por ello, debemos impulsar productos de agroexportación como maracuyá, paltas, mangos, uvas, fresas, entre otros.

Frente a este favorable escenario, los mayores obstáculos que enfrenta la región siguen siendo la inseguridad y la gran corrupción, puesta en evidencia recientemente, que menoscaba la posibilidad de aumentar las inversiones y que ahuyenta los capitales a otras latitudes.

En cuanto al panorama político es importante destacar que las autoridades elegidas en las últimas elecciones, tanto para el gobierno Otto Zoeger Navarro Presidente de la Cámara de Comercio y Producción de Lambayeque regional como para las alcaldías provinciales, pertenecen a la misma agrupación política; ojalá que ello permita que se den las coordinaciones y articulaciones necesarias para una buena gestión en toda la región. Cabe mencionar que la Cámara de Comercio de Lambayeque, los colegios profesionales y universidades han ofrecido su apoyo para lograr una mejor gestión, y esperamos que exista la apertura por parte de las nuevas autoridades. Lambayeque, especialmente la ciudad de Chiclayo, está pasando por momento críticos debido al desgobierno que se dio en la anterior gestión edil, que obligó al gobierno regional a tomar acción en la ejecución de obras municipales.

Hoy en día, el mayor reto que asume la región es que se continúe con las obras públicas necesarias y se impulse la inversión privada, que es la verdadera generadora de riqueza y puestos de trabajo. En ese sentido, la Cámara de Comercio de Lambayeque continuará insistiendo en que se ponga en ejecución el Plan Hidráulico, entregado por nuestra institución al gobierno regional. Este plan permitirá



multiplicar las áreas de siembra, proteger la infraestructura pública y privada frente a desastres naturales como el fenómeno de El Niño, así como garantizar las inversiones futuras.

Si bien superar este reto es tarea de todos, la responsabilidad es de quienes hoy ostentan el poder político. Además, instituciones como la Cámara de Comercio no solo tienen la obligación de fiscalizar, sino también de aportar con recursos humanos y proyectos que puedan significar progreso para nuestros empresarios y para toda la región Lambayeque.

**Julio Lira, diario GESTIÓN (28 de diciembre del 2014)**

ANEXO 11: INDICADORES SECTORIALES: SECTOR MANUFACTURA EN LAMBAYEQUE

En septiembre, la actividad manufacturera creció en 5,0 % respecto de similar mes del año previo, debido básicamente a la expansión en la producción de arroz pilado (7,9 %) que contrarrestó la caída en azúcar (-13,7 %). El desempeño positivo de la molinería de arroz respondió a una adecuada disponibilidad de materia prima, en tanto que el comportamiento negativo de la industria azucarera radicó en que recién a partir del 7 de septiembre reinició operaciones la empresa Tumán, luego de una prolongada paralización debido a conflictos laborales. No obstante, la actual coyuntura favorable de precios abonaría

a favor de la recuperación de esta rama industrial en los próximos meses.

De otro lado, en lo que va del año, el sector se expandió en 5,8 %, debido a la mayor producción arroz pilado (12,4 %) merced a una mayor disponibilidad de materia prima; en contraste, la producción de azúcar se contrajo en 42,8 %.

**Síntesis de Actividad Económica de Lambayeque –septiembre 2015**

**Banco Central De Reserva Del Perú-sucursal Piura**

ANEXO 12: PIURA, SUPERFICIE Y POBLACIÓN

**BANCO CENTRAL DE RESERVA DEL PERÚ**  
**SUCURSAL PIURA**

**CUADRO N° 1**  
**Piura: Superficie y Población 2015**

Provincia	Superficie (km <sup>2</sup> )	Población 1/
Piura	6 211	764 968
Ayabaca	5 231	140 757
Huancabamba	4 254	126 683
Morropón	3 818	155 895
Paita	1 784	129 904
Sullana	5 424	317 575
Talara	2 799	132 695
Sechura	6 370	75 652
<b>Total</b>	<b>35 891</b>	<b>1 844 129</b>

1/ Estimada al 30 de junio 2013

Fuente: INEI - SIRTOD

*Figura 8.23 Piura, superficie y población*

Departamento de Estudios Económicos de la Sucursal Piura

Sucursal Piura del BCRP

Subgerencia de Sucursales

Gerencia Central de Administración

22 de octubre de 2015

ANEXO 13: PIURA, VALOR AGREGADO BRUTO 2014

<b>Piura: Valor Agregado Bruto 2014</b> <b>Valores a Precios Constantes 2007</b> <b>(miles de nuevos soles)</b>			
<b>Actividades</b>	<b>VAB</b>	<b>Estructura %</b>	<b>Crecimiento promedio anual 2008-2014</b>
Agricultura, Ganadería, Caza y Silvicultura	1 276 422	6.9	2.4
Pesca y Acuicultura	520 399	2.8	6.1
Extracción de Petróleo, Gas y Minerales	2 943 718	16.0	4.2
Manufactura	2 584 175	14.0	2.4
Electricidad, Gas y Agua	304 216	1.6	5.7
Construcción	1 383 748	7.5	11.4
Comercio	2 555 633	13.9	7.1
Transporte, Almacén., Correo y Mensajería	1 306 520	7.1	6.9
Alojamiento y Restaurantes	415 199	2.3	6.7
Telecom. y otros Serv. de Información	498 937	2.7	11.6
Administración Pública y Defensa	1 029 317	5.6	7.1
Otros servicios	3 624 534	19.7	5.9
<b>Valor Agregado Bruto</b>	<b>18 442 818</b>	<b>100.0</b>	<b>5.5</b>

*Figura 8.24 Piura, valor agregado bruto 2014*

Departamento de Estudios Económicos de la Sucursal Piura

Sucursal Piura del BCRP

Subgerencia de Sucursales

Gerencia Central de Administración

22 de octubre de 2015

ANEXO 14: ACTIVIDAD AGROPECUARIA EN EL DEPARTAMENTO DE LAMBAYEQUE

**CUADRO N° 2**  
**SECTOR AGROPECUARIO 1/**  
(Toneladas)

Subsectores	Estructura Porcentual 2013 2/	SEPTIEMBRE			ENERO-SEPTIEMBRE		
		2014	2015	Var. %	2014	2015	Var. %
<b>AGRÍCOLA</b>	<b>85.64</b>			<b>42.6</b>			<b>19.7</b>
Orientada al mercado externo y agroindustria 2/	43.37			47.7			6.0
Algodón	1.02	0	0	n.d.	6 500	10 936	68.2
Café	0.32	0	100	n.d.	513	713	39.0
Caña de Azúcar	17.22	245 427	222 321	-9.4	2 095 613	1 330 154	-36.5
Frijol Cauji	0.13	204	271	32.8	932	1 608	72.5
Maíz Amarillo Duro	16.12	9 654	27 371	183.5	54 688	92 112	68.4
Mango	2.79	0	0	n.d.	47 047	31 746	-32.5
Maracuyá	0.45	950	1 198	26.1	7 572	8 909	17.7
Páprika	2.70	1 021	122	-88.1	1 021	158	-84.5
Piquillo	2.62	1 097	130	-88.1	3 192	8 019	151.2
Orientada al mercado interno 2/	43.26			19.6			31.5
Arroz	34.94	0	0	n.d.	306 062	418 009	36.6
Camote	2.38	3 486	3 991	14.5	15 864	14 582	-8.1
Cebolla	0.95	1 735	2 188	26.1	10 737	9 839	-8.4
Frijol GrS	0.23	55	46	-16.4	238	319	34.0
Frijol Palo Verde	0.04	301	1 402	365.8	603	4 849	704.1
Limón	1.86	4 331	3 821	-11.8	39 231	41 125	4.8
Maíz Amiláceo	0.48	339	602	77.6	2 779	4 392	58.0
Maíz Choclo	1.05	2 269	3 208	41.4	17 334	18 287	5.5
Papa	0.24	642	0	-100.0	4 967	2 779	-44.1
Tomate	0.78	1 686	1 451	-13.9	8 516	8 200	-3.7
Trigo	0.11	98	0	-100.0	1 438	1 133	-21.2
Yuca	0.20	651	728	11.8	4 189	3 138	-25.1
<b>PECUARIO</b>	<b>13.36</b>			<b>-2.3</b>			<b>-1.7</b>
Carne de Aves 3/	2.60	1 626	1 533	-5.7	16 294	16 296	0.0
Huevo	3.94	823	764	-7.2	6 976	6 256	-10.3
Carne de vacuno 3/	1.82	544	563	3.6	4 842	4 543	-6.2
Leche	3.65	4 315	4 559	5.7	38 465	40 080	4.2
Carne de Ovino 3/	0.50	132	115	-12.9	1 139	1 068	-6.3
Carne de Porcino 3/	0.58	172	166	-3.5	1 510	1 452	-3.8
Carne de Caprino 3/	0.27	82	80	-3.2	684	650	-5.0
<b>SECTOR AGROPECUARIO</b>	<b>100.00</b>			<b>31.1</b>			<b>15.4</b>

1/ Cifras preliminares

2/ A precios de 2007

3/ Peso neto

Fuente: Ministerio de Agricultura y Riego

Elaboración: BCRP, Sucursal Piura, Departamento de Estudios Económicos

*Figura 8.25 Actividad agropecuaria en el departamento de Lambayeque.*

Síntesis de Actividad Económica de Lambayeque –septiembre 2015

Banco Central De Reserva Del Perú-sucursal Piura

ANEXO 15: SUPERFICIE SEMBRADA EN EL DEPARTAMENTO DE LAMBAYEQUE (HECTÁREAS)

CUADRO N° 3 SUPERFICIE SEMBRADA (Hectáreas)				
CULTIVO	Campaña Agrícola <sup>2/</sup>		Variación	
	2014/2015	2015/2016	Absoluta	Porcentual
<b>CULTIVOS TRANSITORIOS</b>	<b>10 090</b>	<b>10 120</b>	<b>30</b>	<b>0.3</b>
Algodón	0	2	2	n.d.
Arroz	4 625	4 229	- 396	- 8.6
Camote	321	363	42	13.1
Frijol Caupí	566	268	- 298	- 52.7
Frijol G/S	139	276	137	98.6
Maíz Amarillo Duro	2 146	1 398	- 748	- 34.9
Maíz Amiláceo	389	540	151	38.8
Maíz Choclo	528	395	- 133	- 25.2
Menestras	550	1 129	579	105.3
Papa	295	180	- 115	- 39.0
Páprika	0	30	30	n.d.
Piquillo	100	91	- 9	- 9.0
Trigo	0	0	0	n.d.
Yuca	139	64	- 75	- 54.0
Otros	292	1 155	863	295.5
<b>Total</b>	<b>10 090</b>	<b>10 120</b>	<b>30</b>	<b>0.3</b>

1/ Cifras preliminares

2/ De agosto a septiembre.

FUENTE: Dirección Regional de Agricultura de Lambayeque

*Figura 8.26 Superficie sembrada en el departamento de lambayeque (hectáreas).*

Síntesis de Actividad Económica de Lambayeque –septiembre 2015

Banco Central De Reserva Del Perú-sucursal Piura

ANEXO 16: VARIACIÓN EN EL SECTOR MANUFACTURA EN EL DEPARTAMENTO DE LAMBAYEQUE

**CUADRO N° 5**  
**SECTOR MANUFACTURA 1/ 2/**  
(Variación % real respecto a similar periodo del año anterior)

Ramas de actividad	Estructura porcentual 2012 2/	SEPTIEMBRE	ENERO - SEPTIEMBRE
		Var. %	Var. %
<b>MANUFACTURA PRIMARIA</b>	<b>86.2</b>	<b>4.8</b>	<b>5.3</b>
Arroz pilado	48.4	7.9	12.4
Azúcar	37.8	-13.7	-42.8
<b>MANUFACTURA NO PRIMARIA</b>	<b>13.8</b>	<b>17.9</b>	<b>43.7</b>
Café soluble	11.6	-7.2	11.0
Jugos de fruta	0.2	24.6	54.9
Aceite esencial de limón	0.6	n.d.	7.3
Cáscara deshidratada de limón	0.3	0.0	2.6
Alcohol etílico	1.1	-48.5	-48.0
<b>SECTOR MANUFACTURA</b>	<b>100.0</b>	<b>5.0</b>	<b>5.8</b>

1/ Cifras preliminares.

2/ A precios de 2007.

Fuente: Empresas Industriales y MINAGRI

*Figura 8.27 Variación en el sector manufactura en el departamento de Lambayeque*

Síntesis de Actividad Económica de Lambayeque –septiembre 2015

Banco Central De Reserva Del Perú-sucursal Piura

## ANEXO 17: LA LIBERTAD: SÍNTESIS DE ACTIVIDAD ECONÓMICA

### Agropecuario

La actividad agropecuaria cayó en agosto 3,4 por ciento interanual por la menor producción agrícola (-10,7 por ciento). En lo que va del año, el sector acumuló un crecimiento de 0,4 por ciento.

#### La Libertad: Producción de principales productos agropecuarios <sup>1/</sup> (Miles de toneladas)

	Estructura Porcentual 2013 <sup>2/</sup>	Agosto				Enero - Agosto			
		2014	2015	Var. %	Contribución %	2014	2015	Var. %	Contribución %
<b>AGRICOLA</b>	<b>57.9</b>			<b>-10.7</b>	<b>-6.3</b>			<b>-2.1</b>	<b>-1.3</b>
Orientada al mercado externo y agroindustria <sup>3/</sup>	<b>35.7</b>			<b>-15.9</b>	<b>-5.8</b>			<b>-2.4</b>	<b>-0.8</b>
Espárrago	15.8	13.1	0.3	-11.0	-1.4	112.6	102.6	1.2	0.2
Caña de azúcar	8.6	578.8	558.5	-3.5	-0.4	3,613.5	3,448.8	-4.6	-0.4
Maíz amarillo duro	5.2	12.0	10.5	-12.6	-0.3	122.5	130.0	6.1	0.2
Patata	2.4	8.3	8.2	-1.2	0.0	98.0	98.5	0.5	0.0
Uva	1.6	3.2	3.2	2.1	0.0	28.1	28.7	2.2	0.0
Alcachofa	0.9	4.1	2.3	-22.3	-0.4	4.8	2.4	-31.1	-0.1
Algodón rama	0.4	2.0	0.1	-95.5	-1.6	5.8	2.7	0.0	0.0
Paprika	0.8	1.0	0.1	-86.4	-1.6	3.5	1.8	-48.1	-0.4
Orientada al mercado interno <sup>3/</sup>	<b>22.3</b>			<b>-2.4</b>	<b>-0.5</b>			<b>-1.8</b>	<b>-0.5</b>
Arroz cáscara	8.1	0.0	0.0	0.0	-	362.6	343.9	-5.2	-0.6
Papa	5.0	5.0	1.2	-75.7	-0.5	334.1	322.9	-3.3	-0.2
Trigo	1.4	26.9	28.4	5.6	0.4	52.9	57.5	8.6	0.1
Cebada grano	0.9	24.1	23.9	-1.0	0.0	50.7	55.0	0.0	0.0
Alfalfa	0.6	17.3	17.5	1.1	0.0	137.4	137.4	0.0	0.0
Maíz amiláceo	0.6	3.1	3.6	16.2	0.2	20.5	22.6	10.1	0.1
Cebolla	0.5	4.4	11.7	-49.1	-0.4	17.2	34.1	43.5	0.2
Pha	0.3	1.6	1.7	2.8	0.0	17.7	17.6	-0.3	0.0
<b>PECUARIA</b>	<b>42.1</b>			<b>7.2</b>	<b>2.9</b>			<b>4.3</b>	<b>1.7</b>
Carne de ave <sup>3/</sup>	30.4	19.5	1.4	8.4	2.4	161.8	149.7	4.8	1.4
Huevo	5.1	4.6	0.0	9.8	0.5	39.4	36.1	4.6	0.2
Leche	2.7	10.8	0.0	0.4	0.0	79.3	69.4	1.2	0.0
Carne de vacuno <sup>3/</sup>	1.6	0.6	0.0	3.2	0.1	4.6	4.1	3.0	0.0
<b>SECTOR AGROPECUARIO</b>	<b>100.0</b>			<b>-3.4</b>	<b>-3.4</b>			<b>0.4</b>	<b>0.4</b>

Nota: Debido al redondeo de los datos parciales, los totales pueden diferir de la suma de las partes.

<sup>1/</sup> Cifras preliminares.

<sup>2/</sup> A precios de 2007.

<sup>3/</sup> Peso neto.

Fuente: Ministerio de Agricultura y Riego.

Elaboración: BCRP, Sucursal Trujillo, Departamento de Estudios Económicos.

Figura 8.28 La Libertad: síntesis de actividad económica.

Departamento de Estudios Económicos Sucursal Trujillo

Banco Central De Reserva Del Perú – Sucursal Trujillo

Viernes 02 de octubre de 2015



## ANEXO 18: LA LIBERTAD: SÍNTESIS DE ACTIVIDAD ECONÓMICA

### Manufactura

En agosto, la manufactura cayó 10,4 por ciento interanual, principalmente por la menor producción no primaria (-12,6 por ciento). El sector acumuló en lo que va del año una caída de 6,0 por ciento interanual.

#### La Libertad: Producción manufacturera <sup>1/</sup> (Variación % real respecto al mismo período del año anterior)

Ramal de actividad	Estructura porcentual 2013 <sup>2/</sup>	Agosto		Enero - Agosto	
		Var. %	Contribución <sup>3/</sup>	Var. %	Contribución <sup>3/</sup>
<b>MANUFACTURA PRIMARIA</b>	<b>28.0</b>	<b>-4.0</b>	<b>-1.0</b>	<b>-5.7</b>	<b>-1.7</b>
Productos cármicos	1.1	7.8	0.1	11.4	0.1
Harina y aceite de pescado	5.5	-	-	-19.4	-0.6
Azúcar	21.3	-4.5	-1.1	-5.8	-1.3
<b>MANUFACTURA NO PRIMARIA</b>	<b>72.0</b>	<b>-12.6</b>	<b>-9.4</b>	<b>-5.8</b>	<b>-4.3</b>
Alimentos y bebidas	47.3	-18.3	-8.2	-5.2	-2.5
Conservación de frutas y hortalizas	13.7	-62.3	-8.0	-26.7	-3.8
Productos lácteos	0.7	-13.3	-0.1	-16.3	-0.1
Harina de trigo	3.2	-1.0	0.0	-9.1	-0.3
Sémola de trigo	0.1	54.7	0.0	12.8	0.0
Alimentos para animales	13.3	-9.1	-1.1	-1.4	-0.2
Galletas	3.4	-13.2	-0.4	-2.8	-0.1
Chocolates	0.0	13.1	0.0	-9.9	0.0
Alcohol etílico	2.9	-8.6	-0.2	-13.3	-0.3
Ron y otras bebidas	0.8	7.9	0.1	9.0	0.1
Bebidas gaseosas	9.3	16.3	1.6	22.2	2.2
Fabricación productos textiles	1.6	-11.1	-0.2	-1.4	0.0
Hilados de algodón	1.6	-11.1	-0.2	-1.4	0.0
Curtido y adobo de cueros, calzado	1.0	-34.3	-0.3	-8.6	-0.1
Productos de madera y otros	2.9	25.7	0.8	-4.2	-0.1
Tablones aglomerados	2.9	25.7	0.8	-4.2	-0.1
Papel y productos de papel	3.0	-13.8	-0.4	-19.3	-0.6
Papel y cartón	3.0	-13.8	-0.4	-19.3	-0.6
Actividades de edición e impresión	0.2	19.3	0.0	2.2	0.0
Productos de plástico	1.7	8.4	0.1	0.6	0.0
Sacos de polipropileno	1.3	-1.0	0.0	-2.1	0.0
Tela apilera	0.4	39.3	0.1	12.4	0.0
Productos minerales no metálicos	13.1	-2.8	-0.3	-7.7	-1.0
Cemento	13.1	-2.8	-0.3	-7.7	-1.0
Vehículos automotores	1.2	14.7	0.2	8.7	-0.1
Carrocerías	1.2	14.7	0.2	8.7	0.1
<b>SECTOR MANUFACTURERA</b>	<b>100.0</b>	<b>-10.4</b>	<b>-10.4</b>	<b>-6.0</b>	<b>-6.0</b>

<sup>1/</sup> Otras primarias.

<sup>2/</sup> A precios de 1994.

<sup>3/</sup> En puntos porcentuales.

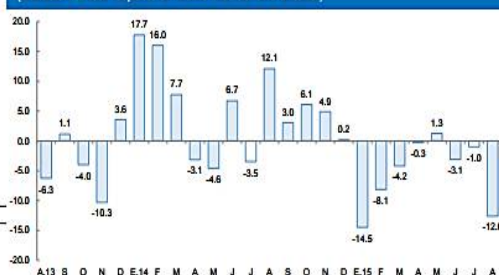
Fuente: Gerencia Regional de Agricultura y Riego, Ministerio de la Producción y empresas industriales.

Banco central de reservas del Perú, Departamento de Estudios Económicos.

La manufactura primaria continuó por cuarto mes consecutivo evolucionando negativamente, en agosto cayó 4,0 por ciento, debido básicamente, a la menor producción de azúcar (-4,5 por ciento) por reducción de la molienda de caña de azúcar (pasó de 578,8 mil a 558,5 mil Tm.). La producción de productos cármicos, por el contrario, aumentó su producción en 7,8 por ciento ante un incremento de la demanda; y la industria de harina y aceite de pescado, se encuentra paralizada por la veda impuesta a su principal insumo (anchoveta).

En agosto, el subsector no primario registró una caída de 12,6 por ciento en términos interanuales, como resultado de los menores niveles de producción obtenidos en los grupos industriales de curtido y adobo de cueros (-34,3 por ciento), alimentos y bebidas (-18,3 por ciento), papel y cartón (-13,8 por ciento), hilados de algodón (-11,1 por ciento) y minerales no metálicos (-2,8 por ciento).

#### La Libertad: Evolución de la producción manufacturera no primaria (Variación % real respecto al mismo mes del año anterior)



Fuente: Gerencia Regional de Agricultura y Riego, Ministerio de la Producción y empresas industriales.



BANCO CENTRAL DE RESERVA DEL PERÚ

7

Figura 8.29 La Libertad: síntesis de actividad económica.

Departamento de Estudios Económicos Sucursal Trujillo

Banco Central De Reserva Del Perú – Sucursal Trujillo

Viernes 02 de octubre de 2015

**ANEXO 19: CARTA DE SELECCIÓN DE ZARANDAS VIBRATORIAS, XINHAI MAQUINARIAS MINERAS**

*Tabla 8.0.4 Xinhai maquinarias mineras para selección de zarandas vibratorias.*

Parámetros Técnicos								
Modelo	Malla			Max. Tamaño de entrada (mm)	Capacidad (t/h)	Motor		Peso (Kg)
	Área (m²)	Ángulo (°)	Tamaño de malla (mm)			Modelo	Potencia	
YA1236	4.3	20	6~50	200	80~240	Y160M-4	11	4905
2YA1236					80~240	Y160M-4		5311
YA1530	4.5				80~240	Y160M-4		4675
YA1536					5.4	100~350		Y160M-4
2YA1536	400		100~350	Y160L-4		15	5624	
YAH1536			30~150	160~650		Y160M-4	11	5625
2YAH1536			30~200	160~650		Y160L-4	15	6045
				6~50				

Fuente: Carta de selección <http://www.fscollge.org/products/zaranda-vibratoria.html>

**ANEXO 20: CARTA DE SELECCIÓN PARA ESPESADOR DE DISCO – FABRICANTE FJLIME**

*Tabla 8.0.5 Especificaciones del espesador de disco – fabricante fjlime.*

Modelo	ZNP1	ZNP2	ZNP3	ZNP4	ZNP5	ZNP6	ZNP7
Diámetro de la placa (mm)	2000	2000	2500	2500	2800	3500	3500
Coherencia de entrada (%)				0.8~1.2			
Coherencia de salida (%)				3~4			
Presión de agua (MPa)				0.4~0.6			
Área de tamizado (m <sup>2</sup> )	40	60	90	120	150	180	240
Alambre de acero inoxidable				35/40			
Número							
Capacidad (t/d)	OCC	80~100	120~150	180~200	240~260	300~320	360~380
	ONP	40~50	60~75	90~100	120~130	150~160	180~190
Potencia del Motor (KW)	11	11	15	18.5	22	22	30
Número de Placa (n)	8	12	12	16	16	12	16

Fuente: <http://fjlime.es/4-3-disc-pulp-thickener.html>

**ANEXO 21: CARTA DE SELECCIÓN DE LA EMPRESA FLOTTWEG PARA CENTRIFUGAS DE DISCOS**

DATOS TÉCNICOS DE LA SERIE AC DE FLOTTWEG				
Modelo	AC 1000	AC 1500	AC 2000	AC 2500
Máx. volumen del tambor (litro)	4	14	25	58
Máx. Volumen de sólidos (litro)	1,5	7	11,5	22,5
Máx. tamaño del motor (kW)	5,5	18,5	37	55
Dimensiones* (L x A x F)	1 100 x 800 x 1 000 x 1 500 mm	1 500 x 1 000 x 1 700 x 2 400 mm	2 000 x 1 100 x 2 000 x 2 750 mm	2 100 x 1 300 x 2 100 x 2 800 mm
Peso bruto**	390 kg	1 550 kg	2 900 kg	3 750 kg
Capacidades hidráulicas*	10 000 l/h	20 000 l/h	45 000 l/h	85 000 l/h

\* Los datos mencionados son valores orientativos.

\*\* Centrífuga de discos con tambor y motor

*Figura 8.30 Catálogo de la empresa flottweg para centrifugas de discos.*

Fuente: [https://www.flottweg.com/fileadmin/user\\_upload/data/pdf-downloads/Separator-ES.pdf](https://www.flottweg.com/fileadmin/user_upload/data/pdf-downloads/Separator-ES.pdf)

**ANEXO 22: RESULTADO CHEMCAD, DESTILADOR DE RECUPERACIÓN SOLVENTE**

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: DESTILACION ORGANOSOLV - copia      Date: 01/28/2017      Time: 10:40:20

Towr Rigorous Distillation Summary

Equip. No.	1
Name	
No. of stages	10
1st feed stage	7
Top pressure atm	1.0000
Cond pressure drop (atm)	0.0500
Colm pressure drop (atm)	0.0500
Condenser type	1
Condenser mode	12
Condenser spec.	0.5204
Cond. comp i	2
Reboiler mode	12
Reboiler spec.	0.0002
Reboiler comp i	2
Iterations	20
Initial flag	1
Calc cond duty (MMBtu/h)	-8.8305
Calc rebr duty (MMBtu/h)	48.7840
Est. Dist. rate (kmol/h)	654.9689
Est. Reflux rate (kmol/h)	1473.0377
Tolerance	0.0050
Est. T top C	78.2497
Est. T bottom C	102.6701
Est. T 2 C	78.2410
Tray type	3
Column diameter in	60.0000
Tray space in	24.0000
Thickness (top) in	0.0625
Thickness (bot) in	0.0625
No of sections	1
Top efficiency	0.8000
Bottom efficiency	0.7000
Efficiency option	1
Calc Reflux ratio	0.1456
Calc Reflux mole (kmol/h)	223.3854
Calc Reflux mass Kg/h	4295.8286
Ambient T C	21.0000
No of passes (S1)	1
Weir side width in	16.0000

Weir height in 2.0000  
 System factor 1.0000  
 Optimization flag 1

Tray Efficiency Specification for Equip 1

CHEMCAD 6.1.3  
 Page 2

Job Name: DESTILACION ORGANOSOLV - copia Date: 01/28/2017 Time:  
 10:40:20

Tray # Efficiency

### ANEXO 23: RESULTADO CHEMCAD, COLUMNA DE AGOTAMIENTO

CHEMCAD 6.1.3  
 Page 1

Job Name: destilacion etanol 2 columnas Date: 01/28/2017 Time:  
 10:45:59

#### Towr Rigorous Distillation Summary

Equip. No.	1
Name	
No. of stages	13
1st feed stage	10
Condenser mode	12
Condenser spec.	0.5200
Cond. comp i	2
Reboiler mode	12
Reboiler spec.	0.0010
Reboiler comp i	2
Iterations	25
Initial flag	6
Calc cond duty	-16.3423
(MMBtu/h)	
Calc rebr duty	22.4600
(MMBtu/h)	
Est. Dist. rate	35.6561
(kmol/h)	
Est. Reflux rate	212.2496
(kmol/h)	
Tolerance	0.1000
Est. T top C	109.1336
Est. T bottom C	133.9166
Est. T 2 C	109.1359
Tray type	3
Column diameter ft	4.0000
Tray space ft	2.0000
Thickness (top) ft	0.0078
Thickness (bot) ft	0.0104

No of sections	1
Calc Reflux ratio	2.6647
Calc Reflux mole	319.5552
(kmol/h)	
Calc Reflux mass Kg/h	8424.4824
No of passes (S1)	1
Weir side width ft	0.7708
Weir height ft	0.1667
System factor	1.0000
Optimization flag	1

### ANEXO 24: RESULTADO CHEMCAD, COLUMNA DE RECTIFICACIÓN

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: destilacion etanol 2 columnas      Date: 01/28/2017      Time: 10:48:00

#### Towr Rigorous Distillation Summary

Equip. No.	2
Name	
No. of stages	28
1st feed stage	21
Top pressure atm	1.0000
Condenser mode	12
Condenser spec.	0.9350
Cond. comp i	2
Reboiler mode	12
Reboiler spec.	0.0100
Reboiler comp i	2
Iterations	25
Initial flag	1
Calc cond duty	-5.5486
(MMBtu/h)	
Calc rebr duty	5.2783
(MMBtu/h)	
Est. Dist. rate	64.1593
(kmol/h)	
Est. Reflux rate	104.1127
(kmol/h)	
Tolerance	0.1000
Est. T top C	78.3078
Est. T bottom C	98.8901
Est. T 2 C	78.3100
Column diameter ft	6.500
Tray space ft	2.0000
No of sections	1
Calc Reflux ratio	2.5917
Calc Reflux mole	107.9970
(kmol/h)	
Calc Reflux mass Kg/h	4517.8047
No of passes (S1)	1

Weir side width	ft	0.8958
Weir height	ft	0.1667
System factor		1.0000
Optimization flag		1

**ANEXO 25: RESULTADO CHEMCAD. ESPECIFICACIONES DE LA BOMBA PARA INTERCAMBIADOR DE CALOR**

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: CALENTADOR ORGANOSOLV Date: 01/14/2017 Time: 13:52:38

Pump Summary

Equip. No.	1
Name	
Output pressure	bar 19.2000
Efficiency	0.8500
Calculated power	hp 38.7979
Calculated Pout	bar 19.2000
Head	ft 731.9877
Vol. flow rate	ft <sup>3</sup> /H 1719.0044
Mass flow rate	Kg/h 40434.9336

**ANEXO 26: RESULTADO DE INTERCAMBIADOR DE CALOR, CHEMCAD**

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: CALENTADOR ORGANOSOLV Date: 01/14/2017 Time: 13:55:05

Heat Exchanger Summary

Equip. No.	2
Name	
1st Stream T Out	C 180.0000
2nd Stream T Out	C 231.0000
No. of SS Passes	1
No. of TS Passes	1
Calc Ht Duty	MMBtu/h 15.7738
LMTD (End points)	C 91.9484
LMTD Corr Factor	1.0000
Utility Option:	1
1st Stream Pout	bar 19.2000
2nd Stream Pout	bar 28.2738



Calculation Mode: Rating  
 Case Name: CALENTADOR ORGANOSOLV  
 Remarks: Unit ID: 2  
 Unit Label:

CHEMCAD 6.1.3

Page 2

## SUMMARY REPORT

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/AEL	Effective Transfer Area	5390.52
Shell I.D.	3.33	Area Required	5390.52
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	44.40
Number of Tubes	1396	U (Calc/Service)	83.25/83.25
Tube Length	20.00	Heat Calc	35.87
Tube O.D./I.D.	0.0625/0.0517	Heat Spec	35.87
		Excess %	0.00
Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T)	1.000E-003/1.000E-003
Tube Pitch	0.08	Del P (S/T)	-0.01/0.12
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	333.05
Number of Baffles	8	SS CS Vel	2.13
Baffle Spacing	2.00	TW Resist	0.000214
Baffle Cut %	41	TS Film Coeff	183.70
Baffle Type	SSEG	TS Vel	1.15

## CONSTRUCTION DATA/SHELL

## Sketch

	Shell Side	Tube Side
31		
32 Design/Test Press bar	0.000000/Code	0.000000/Code
33 Design Temperature C	0.000	0.000
34 No. Passes per Shell	1	1
35 Corrosion Allowance ft	0.000	0.000
36 Connections IN ID ft	1.000	0.500
37 Size & OUT ID ft	0.500	0.500
38 Rating		
39 Tube No. 1396 OD 0.063 ft;Thk. 0.0054 ft;Length. 20.00 ft;Pit. 0.078 ft; Pton. 60		
40 Tube Type Bare	Material 1 Carbon Steel	
41 Shell A-285-C	3.33 ID 3.42 OD ft	Shell Cover

ANEXO 27: RESULTADO CHEMCAD, BALANCE DE ENERGIA PARA INTERCAMBIADOR DE CALOR

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: CALENTADOR ORGANOSOLV Date: 01/15/2017 Time: 10:50:56

Calculation mode : Sequential

Flash algorithm : Normal

Equipment Calculation Sequence

1 2

No recycle loops in the flowsheet.

CHEMCAD 6.1.3

Page 2

Job Name: CALENTADOR ORGANOSOLV Date: 01/15/2017 Time: 10:50:56

Overall Mass Balance	kmol/h		Kg/h	
	Input	Output	Input	Output
Water	1928.877	1928.877	34748.725	34748.725
Ethanol	457.259	457.259	21065.471	21065.471
Total	2386.137	2386.137	55814.197	55814.197