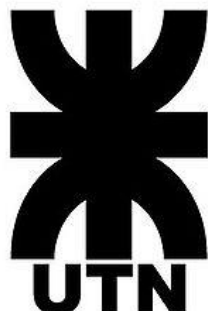


Universidad Tecnológica Nacional

Facultad Regional Villa María



PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL

PROYECTO FINAL PARA OBTENER EL GRADO EN
INGENIERÍA QUÍMICA

Santa, Alexis

Sosa, Luis

Terrestre, Manuel

Año 2017

FIRMA DE LOS ALUMNOS:

Santa, Alexis Nicolás
DNI: 35.639.291

Firma: _____

Sosa, Luis
DNI: 35.556.347

Firma: _____

Terrestre, Manuel
DNI: 35.637.874

Firma: _____

Aceptado por la Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional
Villa María el día ____ del mes de _____ del año 2017.

APROBADA POR SU CONTENIDO Y ESTILO

Presidente del Tribunal: _____

Primer Miembro Vocal: _____

Segundo Miembro Vocal: _____

ÍNDICE

CAPÍTULO 1: FUNDAMENTACIÓN Y OBJETIVOS	15
INTRODUCCIÓN	16
OBJETIVO GENERAL DEL PROYECTO	16
OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	16
CAPÍTULO 2: DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO	18
DIHIDROXIACETONA (DHA)	19
Fórmula química. $C_3H_6O_3$	19
Propiedades físicas y químicas	19
Apariencia	20
Ficha técnica	20
Ficha de seguridad	21
Aplicaciones	24
MATERIA PRIMA: GLICEROL.....	25
Aplicaciones	26
Fórmula química. $C_3H_8O_3$	26
Propiedades físicas y químicas	27
Grados de refinamiento	27
PRODUCTO FINAL: AUTOBRONCEANTES Y BRONCEADORES	29
Mecanismo de acción de la DHA	29
Presentaciones.....	30
Principales autobronceantes en Argentina	31
Ingredientes de un autobronceante y bronceador	32
Efectos adversos.....	33
CAPÍTULO 3: ESTUDIO DE MERCADO.....	34
INTRODUCCIÓN	35
MERCADO DE LOS COSMÉTICOS	35
Demanda de cosméticos en el mundo	35
Demanda de cosméticos en Sudamérica.....	38
MERCADO DE BRONCEADORES, AUTOBRONCEANTES Y PROTECTORES SOLARES.....	41

Introducción.....	41
Demanda mundial de protectores solares	43
Demanda de protectores solares en Sudamérica.....	47
MERCADO DE BRONCEADORES Y AUTOBRONCEANTES EN ARGENTINA	49
Introducción.....	49
Análisis de la demanda	53
MERCADO DE MATERIAS PRIMAS	59
Biodiesel.....	59
Contexto internacional del Biodiesel	60
Contexto nacional del Biodiesel	63
Desarrollo del mercado del biodiesel en Argentina.....	65
Configuración de la industria Biodiesel	69
Glicerol crudo	74
Mercado internacional del Glicerol	75
Evolución de la producción mundial de glicerina por sectores (miles de toneladas).....	77
Principales empresas productoras de glicerol en el mundo	78
Perspectiva a futuro del Glicerol	79
Mercado nacional del Glicerol	80
Análisis de consumo y disponibilidad del glicerol	80
Análisis de precios internacionales del glicerol	85
Análisis de precios del Glicerol crudo a futuro	86
ANÁLISIS FODA	90
CONCLUSIÓN.....	92
CAPÍTULO 4: LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.....	93
MACROLOCALIZACIÓN	94
Zona de consumo o de mercado	95
Disponibilidad de materia prima	98
Ubicación y capacidad de plantas productoras de biodiesel en Argentina	99
Distribución geográfica de plantas productoras de biodiesel en Argentina	101
Elección de la ubicación más adecuada.....	103
Comparación de parques industriales	104

Disponibilidad de mano de obra	109
Densidad poblacional en la provincia de Santa Fe	109
Método de puntuaciones ponderadas	111
MICROLOCALIZACIÓN.....	114
Disponibilidad del terreno.....	114
Ventajas del Parque Industrial San Lorenzo	115
Beneficios impositivos	116
CONCLUSIÓN.....	117
CAPÍTULO 5: CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN.....	119
INTRODUCCIÓN	120
ANÁLISIS DEL CICLO DE VIDA DEL PRODUCTO	120
Etapa de difusión inicial o lanzamiento.....	121
Etapa de crecimiento.....	121
Etapa de madurez.....	122
Etapa de declive.....	122
Etapa de Retiro.....	123
Etapa del ciclo de vida de la DHA	123
FACTORES QUE CONDICIONAN LA CAPACIDAD DE UNA PLANTA	124
Demanda del producto.....	124
Disponibilidad de materia prima	125
Localización de la planta	125
Tecnología disponible.....	125
Estrategia de capacidad	126
Mediciones de capacidad	127
Economías de escala	127
SELECCIÓN DE CAPACIDAD.....	128
Proyección de la demanda a futuro	129
Cálculo de la capacidad	130
CONCLUSIÓN.....	132
CAPÍTULO 6: SELECCIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	133
INTRODUCCIÓN	134

MÉTODOS DE PRODUCCIÓN MICROBIOLÓGICO DE LA DHA	134
Materias primas: Pretratamiento del glicerol crudo	135
Presencia de Mong en el glicerol crudo.....	137
Dilución con metanol.....	138
Acidificación	139
Separación de la fase rica en glicerol	141
Neutralización del ácido no reaccionante	142
Destilación.....	142
Materias primas: Microorganismos	143
Gluconobacter oxydans	143
Selección de la cepa más adecuada	148
Especificaciones técnicas de la cepa	149
Fermentación	150
Etapas previas a la fermentación	150
Estado de agregación del sustrato.....	151
Composición del medio de cultivo	153
Cinética de la reacción.....	157
Problemas de inhibición en la fermentación.....	160
Tipos de fermentadores	161
Comparación de los diferentes fermentadores.....	163
Selección del fermentador más adecuado.....	163
Régimen de trabajo	164
Esterilización	165
Aireación	165
Separación, concentración y purificación del DHA	165
Separación de la biomasa	166
Filtración con carbón activado	167
Eliminación de sales	168
Cristalización-evaporación	168
Centrifugación del sólido.....	168
Secado.....	168

Envasado y almacenamiento	169
CAPÍTULO 7: BALANCE DE MASA Y ENERGÍA.....	171
INTRODUCCIÓN	172
BALANCE DE MASA.....	173
DIAGRAMA DE FLUJO	174
Dilución con metanol.....	179
Acidificación	180
Centrifugación	182
Neutralización.....	185
Destilación	186
Tanque de metanol	187
Preparación del medio de fermentación.....	188
Ajuste de pH	190
Separación de corrientes.....	191
Inoculación.....	192
Metabolismo celular:	192
Cálculo de masa de aire:	195
Fermentación	196
Centrifugación de la biomasa.....	198
Filtrado con carbón activo.....	200
Concentración por evaporación.....	201
Extracción con etanol y precipitación de sales	203
Cristalización	205
Centrifugado del sólido.....	207
Secado de cristales.....	208
Tanque reservorio de etanol.....	209
BALANCE DE ENERGÍA.....	210
Calentamiento de la materia prima	211
Destilación	212
Esterilización.....	214
Esterilización del inóculo	215

Esterilización del medio de fermentación	216
Fermentador – Inóculo	217
Calor generado por crecimiento y mantenimiento celular:	218
Calor generado por reacción química.....	220
Pérdidas de calor por aireación y evaporación de agua.....	222
Calor generado por agitación mecánica.....	223
Pérdidas de calor por convección y radiación	224
Pérdidas de calor alimentación fresca de medio de cultivo y agregado de agua.	225
Evaporador	226
Cristalizador – Evaporador.....	227
CAPÍTULO 8: DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS.....	229
INTRODUCCIÓN	230
DISEÑO DE TANQUES	231
Cálculo de las dimensiones geométricas:	232
Cálculo de espesores del tanque:	232
Cálculo del serpentín interno:.....	233
Cálculo del sistema de agitación	235
Tanque de dilución con metanol – T-01	237
Tanque de metanol – T-02	243
Tanque de preparación de medio – T-03	246
Tanque de almacenamiento de medio – T-04	251
Tanque de etanol – T-05	253
ADOPCIÓN DE CENTRÍFUGAS	257
Tridecantadora centrífuga horizontal – C-01.....	257
Decantadora centrífuga horizontal – C-02.....	260
Centrífuga batch vertical – C-03.....	263
DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN	265
DISEÑO DEL FERMENTADOR – R-01	270
Cálculo de las dimensiones geométricas.....	271
Cálculo del Hold-up:	273
Selección del material de construcción:	274

Presión de diseño:	274
Cálculo del espesor del tanque:	274
Consideraciones del diseño geométrico:	276
Diseño del sistema de enfriamiento.....	278
Diseño geométrico del serpentín:	281
Cálculo de la caída de presión en los tubos:	282
Diseño del sistema de agitación.....	284
Cálculo de potencia del agitador	285
Selección del motor eléctrico y caja reductora:	286
Diseño del sistema de aireación.....	289
Adopción de filtros de aire	289
Adopción del compresor de aire	292
Adopción del difusor de aire	295
DISEÑO INÓCULO – R-02.....	297
Sistema de limpieza y esterilización (in situ) con vapor	301
Sistema de medición	301
ADOPCIÓN DEL FILTRO DE CARBON ACTIVADO – F-01.....	302
DISEÑO DEL EVAPORADOR DE PELÍCULA DESCENDENTE – E-01.....	304
Criterios de diseño:	305
DISEÑO DE PRECIPITADOR DE SALES - P-01/P-02.....	307
Cálculo de las dimensiones geométricas.....	308
Cálculo de potencia del agitador.....	311
Selección del motor eléctrico y caja reductora:	312
DISEÑO DEL SECADOR ROTATORIO – S-01	314
El diseño consta de 3 partes:.....	314
Cálculo del quemador:.....	315
Cálculo del cilindro de secado:.....	316
Coeficiente volumétrico de transferencia de calor:	317
Dimensionamiento de las aspas internas:	321
Longitud radial l_1 :.....	322
Longitud tangencial l_2 :.....	322

Tiempo de residencia del sólido:	323
Cálculo de la potencia del motor:	323
Cálculo de la potencia del ventilador para el aire caliente:	324
ENVASADORA – N-01	328
DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	331
Condensador de la columna de destilación – I-01	331
Precalentador – Esterilizador – Enfriador – I-02/I-03/I-04	333
Cálculo de los parámetros de esterilidad	334
Condensador del evaporador – I-05	340
ADOPCIÓN DEL CRISTALIZADOR – K-01	341
BOQUILLA DE INYECCIÓN – Z-01	345
ADOPCIÓN CINTA TRANSPORTADORA – H-01	346
ADOPCIÓN DE BOMBAS.....	347
CAPÍTULO 9: SERVICIOS AUXILIARES	355
INTRODUCCIÓN	356
SERVICIO DE VAPOR	356
Adopción de la caldera.....	357
Diagrama de abastecimiento de vapor	361
Dimensiones de tuberías	362
Pérdida de calor en la red.....	362
Retorno de condensados	363
Trampas de vapor	364
3. <i>Antes de válvulas manuales que permanecen cerradas por largos periodos de tiempo.</i>	364
4. <i>En la parte inferior de subidas o bajadas verticales.</i>	364
Válvulas reguladoras de presión	365
Sistema de bombeo de la caldera	367
Ablandador automático de agua Twin.....	367
SERVICIO DE AGUA DE PROCESO	370
Diagrama de abastecimiento de agua de proceso.....	371
Agua requerida en diferentes etapas del proceso	371

Cisterna de almacenamiento de agua	372
Sistema de cañerías para el abastecimiento de agua de proceso.....	372
Calculo de bombas de distribución de agua.....	373
Sistema de lavado CIP	376
Componentes del sistema CIP	377
Diseño del sistema CIP	378
ADOPCIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE AGUA.....	381
ADOPCIÓN DE LA BOMBA DE VACIO.....	382
SERVICIO DE GAS NATURAL.....	384
SERVICIO DE ELECTRICIDAD	386
Descripción de la instalación eléctrica.....	386
Tableros	386
Conductores eléctricos.....	387
Tomacorrientes	387
Elementos de protección.....	387
Consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso.....	388
Sistema de iluminación	390
Determinación del nivel de iluminación requerido para cada ambiente	390
Adopción del tipo de lámparas para iluminación	391
Cálculo del número de lámparas necesarias para iluminación	392
CAPÍTULO 10: CONTROL DE CALIDAD	399
INTRODUCCIÓN	400
BUENAS PRÁCTICAS DE FABRIACIÓN (BPF)	400
Personal	402
Instalaciones.....	403
Equipos.....	404
Almacenamiento	404
Producción	405
Materiales.....	405
Transporte.....	406
PLAN DE CALIDAD.....	406

Control de la materia prima.....	407
Recepción de la materia prima	407
Control del proceso de producción	410
Fermentador.....	413
Control de la fermentación	414
Esterilización	414
Control de producto terminado	415
PROCEDIMIENTOS OPERACIONALES ESTANDARIZADOS DE LIMPIEZA Y SANEAMIENTO (POES)	417
PLANILLA DE CONTROL.....	418
CAPÍTULO 11: OBRAS CIVILES	433
INTRODUCCIÓN	434
DISPOSICIONES GENERALES.....	434
DISTRIBUCIÓN FÍSICA DE LA PLANTA	435
CARACTERISTICAS EDILICIAS POR ÁREA.....	438
Galpón general.....	438
Depósito de materias primas, insumos y producto terminado.....	438
Área de pretratamiento de la materia prima, Sala de fermentación y Área de	438
Laboratorio	439
Sala de caldera.....	441
Taller de mantenimiento.....	441
Sistema de distribución de agua.....	441
Baños y vestuario.....	442
Comedor	442
Oficina administrativa	443
Estacionamiento	444
CAPÍTULO 12: ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL	446
INTRODUCCIÓN	447
TIPO DE SOCIEDAD COMERCIAL.....	448
ESTRUCTURA DE LA EMPRESA	449
Organización interna	449

Personal necesario	451
DESCRIPCIÓN DE FUNCIONES POR PUESTO.....	452
Gerente general	452
Gerente de producción	453
Jefe de planta	453
Operarios	453
Calderista	454
Gerente de mantenimiento	454
Operarios de mantenimiento	455
Gerente de calidad	455
Analistas	456
Gerente comercial	456
Contador	457
Licenciado en marketing	457
Gerente de recursos humanos	457
Administrativos	458
Personal de seguridad	458
PROGRAMACIÓN DE LA PRODUCCIÓN Y TURNOS DE TRABAJO	458
CAPÍTULO 13: ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO	460
INTRODUCCIÓN	461
INVERSIÓN	461
Activos fijos	463
Obras civiles	463
Equipos industriales, auxiliares y accesorios	465
Rodados	466
Mobiliario y elementos de oficina.....	467
RESUMEN DE ACTIVOS FIJOS	468
Activos intangibles	469
Supervisión del proyecto	469
Capacitación	469
Automatización.....	469

Ingeniería de proyecto	469
Puesta en marcha de la planta.....	470
RESUMEN DE ACTIVOS INTANGIBLES	470
Capital de trabajo.....	471
Inversión necesaria.....	472
COSTOS TOTALES DE PRODUCCIÓN	473
Costos directos de producción.....	475
Materia prima	475
Insumos.....	475
Servicios auxiliares.....	476
Mano de obra directa	477
RESUMEN DE COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCIÓN	477
Costos indirectos de producción	478
Mano de obra indirecta.....	478
Mantenimiento y limpieza de la planta.....	479
Costos fijos	480
Amortizaciones y depreciaciones	480
Seguros e impuestos	481
Costos generales.....	482
Gastos administración.....	482
Resumen	482
COSTO UNITARIO	483
INGRESOS POR VENTAS	484
FINANCIACIÓN DEL PROYECTO.....	485
ESTADO DE RESULTADOS	486
INDICADORES	489
Valor actual neto	489
Tasa interna de retorno	489
Relación beneficio / costo.....	490
ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	491
Introducción.....	491

Variación de la TIR con el precio de venta del DHA.....	491
Variación de la TIR con el costo de mano de obra.....	492
Variación de la TIR con el costo de los insumos.....	493
Variación de la TIR con el costo de la materia prima	494
Variación de la TIR con el volumen de producción.....	494
CONCLUSIÓN.....	495
CONCLUSIONES.....	497
ANEXOS A.....	499
TÉCNICAS ANALÍTICAS	499
TEC - ALCOHOL: DETERMINACIÓN DE CONCENTRACIÓN DE ALCOHOL	500
TEC - PH: DETERMINACIÓN DEL PH	500
TEC - BRIX: DETERMINACIÓN DE LOS GRADOS BRIX.....	501
TEC - BIOMASA: DETERMINACIÓN DE LA BIOMASA.....	502
TEC - CROM: CROMATOGRAFÍA GASEOSA	502
TEC - T: DISTRIBUCIÓN DE TAMAÑOS DE CRISTALES	503
TEC - P: DETERMINACIÓN DE PROTEÍNAS SOLUBLES	504
TEC - C: DETERMINACIÓN DE CONDUCTIVIDAD.....	505
TEC - S: DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS TOTALES Y HUMEDAD.....	505
TEC - Z: DETERMINACIÓN DE CENIZAS.....	506
ANEXOS B	508
PLANOS	508
PLANO A: LAY - OUT	509
PLANO B: FLOW SHEET.....	509
PLANO A: SERVICIOS AUXILIARES.....	509
PLANO A: VISTA 3D (1).....	509
PLANO B: VISTA 3D (2).....	509
PLANO A: INTERCAMBIADOR I-05	509
PLANO B: SECADOR ROTATORIO S-01	509
PLANO A: FERMENTADOR R-01	509
BIBLIOGRAFÍA.....	510

CAPÍTULO 1

FUNDAMENTACIÓN Y

OBJETIVOS

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

FUNDAMENTACION Y OBJETIVOS.

INTRODUCCIÓN

La producción de biodiesel es una alternativa energética a los combustibles fósiles, que se ha manifestado a nivel global y cuyo objetivo es disminuir la contaminación. Durante la producción de este biocombustible es obtenido el glicerol, un subproducto de la reacción de transesterificación a razón de 1/10kg de biodiesel, lo cual genera grandes cantidades de residuo, ocasionando problemas de acumulación y contaminación.

Este glicerol puede ser aprovechado para obtener dihidroxiacetona, una sustancia de alto valor agregado, con muchas aplicaciones en la industria alimenticia, estética, farmacéutica y en la industria química como precursora de productos de mayor valor como el ácido láctico, propilenglicol y biopolímeros.

Para la producción de dihidroxiacetona se opta por un bioproceso fermentativo, mediante la bacteria *Gluconobater oxydans*.

OBJETIVO GENERAL DEL PROYECTO

- Determinar la viabilidad técnico-económica de llevar a cabo la instalación de una planta productora de dihidroxiacetona en Argentina.
- Aplicar e integrar los conocimientos adquiridos en la carrera ingeniería química para el desarrollo del proyecto.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Darle valor agregado al glicerol disponible.
- Reconocer las características que poseen tanto el mercado nacional como el internacional de dihidroxiacetona, analizando la materia prima, incluyendo venta, consumo y evolución de los precios dados los valores actuales e históricos.
- Analizar los diferentes procesos de producción de dihidroxiacetona, con el fin de seleccionar aquel método más conveniente.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Establecer la capacidad de producción óptima teniendo en cuenta la demanda y las limitaciones de producción.
- Evaluar la ubicación óptima donde debería llevarse a cabo el proyecto teniendo en cuenta diversos factores.
- Emplear la ingeniería básica y de detalle para efectuar los balances de masa y energía del proceso y el diseño de los equipos involucrados, incluyendo los servicios auxiliares.
- Diseñar un sistema de gestión de la calidad que garantice la seguridad de los procesos y la inocuidad de los productos.
- Desarrollar un análisis económico-financiero con el fin de determinar la inversión inicial necesaria, la TIR y el VAN del proyecto.

CAPÍTULO 2

DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO Y MATERIA PRIMA

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

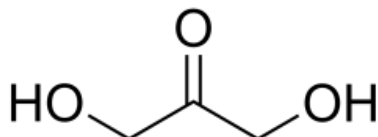
DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO Y MATERIA PRIMA.

DIHIDROXIACETONA (DHA)

La dihidroxiacetona, también reconocida como DHA, es un monosacárido sencillo compuesto por 3 átomos de carbono, concretamente es una triosa, perteneciente al grupo de las cetosas, por tanto, es una cetotriosa. En los productos autobronceadores, la DHA que se utiliza mayoritariamente es la producida por la fermentación del glicerol, mediante el uso de la cepa bacteriana *Gluconobacter oxidans*.

La DHA se encuentra como dímero en soluciones acuosas recién preparadas y revierte a la forma monomérica por calentamiento.

Fórmula química. C₃H₆O₃



Propiedades físicas y químicas

1. Estado físico: Sólido, polvo cristalino.
2. Color: Blanco.
3. Punto de fusión: 70-80°C.
4. pH solución acuosa 10% 4.5 – 6.5.
5. Densidad 1,52 g/cm³ a 20°C.
6. Solubilidad en Agua: Muy soluble, 930g/l a 20°C.
7. Solubilidad en Etanol: Poco soluble
8. Solubilidad en Cloroformo, Acetona: Prácticamente escasa.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Apariencia



Imagen 2.1: Dihidroxiacetona presentación comercial.

Fuente: www.alibaba.com.

Ficha técnica

Ficha Técnica	
Denominación	Dihidroxiacetona
Sinónimos	1,3 Dihidroxiopropan-2-ona./Cetotriosa
Número CAS	96-26-4
Fórmula molecular	$C_3H_6O_3$
Peso molecular	90,08
Aspecto	Polvo fino granulado
Pureza	98% min.
Almacenamiento	Proteger de luz y humedad / $T^\circ = 2-8^\circ C$
pH	4-6 (solución al 5% p/p)

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Metales pesados	< 0,001%
Arsénico	< 0,0003%
Hierro	< 0,002%
Proteínas	< 0,1%
Glicerol	< 0,50%
Test TLC	Conforme
Acido fórmico	< 30ppm.
Metanol	< 50ppm.
Cenizas sulfúricas	< 0,10%
Agua	< 0,20%
Aerobios totales	
E. Coli	Ausente/1g
P. aeruginosa	Ausente/1g
St. Aureus	Ausente/1g
Candida albicans	Ausente/1g
Salmonella	Ausente/10g

Tabla 2.1: Ficha técnica del producto DHA.

Fuente: Laboratorio Merck.

Ficha de seguridad


Clasificación de la sustancia o mezcla

- Cumple con los requisitos del reglamento (CE) N° 1907/2006.
- De acuerdo al reglamento (CE) N° 1272/2008, no es una sustancia peligrosa.
- Irritación cutánea (Categoría 2).
- Irritación ocular (Categoría 2).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Irritación de las vías respiratorias.
- Toxicidad específica en determinados órganos.
- De acuerdo con la directiva Europea 67/548/CEE y sus enmiendas.

Elementos de la etiqueta.

- Pictograma 
- Palabra de advertencia : Atención
- Indicaciones de peligro:
 - H315: Provoca irritación cutánea.
 - H319: Provoca irritación ocular grave.
 - H335: Puede irritar las vías respiratorias.
- Declaración de prudencia.
 - P261: Evitar respirar el polvo/humo/gas/niebla/vapores/aerosol.
 - P305 + P351 + P338: En caso de contacto con los ojos, enjuagar cuidadosamente con agua durante varios minutos. Quitar los lentes de contacto.
- Símbolos de peligrosidad.
 - Xi: Irritante.
 - Frases-R36/37/38: Irrita los ojos, piel y vías respiratorias.
 - Frases S26: En caso de contacto con los ojos, lávese inmediata y abundantemente con agua y acúdase al médico.
 - S36: Úsese indumentaria protectora adecuada.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Otros peligros: Ninguno.

Primeros auxilios.

- Si es inhalado o aspiró, mueva a la persona al aire fresco. Si ha parado de respirar, hacer respiración artificial.
- En caso de contacto con la piel, eliminar lavando con jabón y mucha agua.
- En caso de contacto con los ojos, lávese a fondo con abundante agua durante 15 minutos por lo menos.
- Si es ingerido, enjuague la boca con agua.

Medida de lucha contra incendios.

- Usar agua pulverizada, espuma resistente al alcohol, polvo seco o dióxido de carbono.
- En caso de incendio posible formación de gases de combustión o vapores peligrosos.

Controles de exposición y protección personal.

- Ropa de protección adecuada.
- Protección respiratoria: Mascara de respiración homologada, extractor mecánico.
- Protección de manos: Guantes químicos-resistentes.
- Protección de ojos: Gafas de seguridad.

Estabilidad y reactividad.

- Estable bajo condiciones de almacenamiento recomendadas.
- Materiales a evitar: Agentes oxidantes fuertes.

Información ecológica:

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Manejando las condiciones adecuadas de manejo, no cabe esperar problemas ecológicos.
- Fácilmente biodegradable.

Consideraciones relativas a la eliminación.

- Observar todos los reglamentos estatales y locales sobre la protección del medio ambiente. Para la eliminación de este producto, dirigirse a un servicio profesional autorizado. Disolver o mezclar el producto con un solvente combustible y quemarlo en un incinerador apto para productos químicos provisto de un postquemador y lavador.

Información relativa al transporte.

- ADR/RID: Mercancía no peligrosa.
- IMDG: Mercancía no peligrosa.
- IATA: Mercancía no peligrosa.

Aplicaciones

La dihidroxiacetona es utilizada en la industria cosmética, farmacéutica, y médica. Además es un compuesto usado como materia prima para la síntesis orgánica de una gran variedad de productos químicos, como el ácido láctico y 1, 2 propilenglicol.

En cosmética se emplea para la fabricación de bronceadores artificiales. El efecto bronceador de la DHA sobre la piel ha demostrado no ser tóxico y similar a la reacción de Maillard, por lo tanto no daña la piel, ya que no penetra en ella, y se considerada un agente bronceador seguro. A nivel molecular la DHA reacciona con los residuos de aminoácidos que forman parte de las proteínas contenidas en la capa de queratina de la superficie de la piel. Varios aminoácidos presentan la capacidad de reaccionar de formas diferentes con la DHA, generando así diferentes tonalidades de color desde el amarillo al marrón. Los pigmentos resultantes son denominados melanoidinas, que son similares en color a la melanina, la sustancia natural que existe en capas más profundas de la piel, tornándola bronceada cuando es expuesta a rayos UV.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Los primeros autobronceadores que contenían DHA aparecieron en el mercado en 1959, poco después que se descubrieran las propiedades bronceadoras de esta sustancia.

Las propiedades bronceadoras de la DHA fueron descubiertas por casualidad en el Hospital de Niños de la Universidad de Cincinnati (EE.UU.), en el cual se estudiaba el efecto de administrar dosis altas de DHA en niños que presentaban la enfermedad por almacenamiento de glicógeno. En alguna ocasión, los niños vomitaban el concentrado dulce que se les administraba, se constató que en aquellos lugares en los que no habían sido retirados por completo los restos de vómito, al cabo de unas horas, aparecían manchas marrones. A partir de ahí, se probaron soluciones acuosas de DHA a diferentes concentraciones y se confirmaron sus propiedades colorantes.

En la actualidad la DHA es el principal componente activo en todos los productos de carácter autobronceador. Puede utilizarse sola o en combinación con otros componentes bronceadores como la eritrolosa. La DHA se considera el aditivo autobronceador más eficaz conocido hasta la fecha.

Los productos autobronceadores contienen DHA en una concentración peso en peso del 1% al 15%. La mayoría de ellos se encuentran entre el 3% y el 5%, pero los más profesionales se mueven entre el 5% y el 15%. Estos porcentajes se corresponden con los niveles de coloración desde más claro a más oscuro. Actualmente, los autobronceadores se venden en diferentes versiones, como aerosoles, lociones, geles, espumas y toallitas cosméticas.

MATERIA PRIMA: GLICEROL

El glicerol, glicerina o 1,2,3-propanotriol es un compuesto alcohólico con tres grupos hidroxilos (–OH), los cuales ofrecen diferentes posibilidades de reacción y son la base de la versatilidad de este compuesto como materia prima en múltiples productos de consumo masivo.

Naturalmente, el glicerol se presenta de forma combinada como triglicéridos en todas las grasas animales y aceites vegetales; esto constituye en promedio alrededor del 10% en peso de estos materiales. Dicho componente se obtiene a partir de las grasas y aceites durante la producción de ácidos grasos y jabón, así como en los procesos de transesterificación con alcoholes, por medio de los cuales se produce biodiesel. El glicerol también puede ser producido sintéticamente por

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

procesos petroquímicos como subproducto del propileno. Sin embargo, las plantas de este tipo fueron desapareciendo en los últimos años producto de la expansión del biodiesel.

El suministro de glicerol crudo en el mercado se mantuvo relativamente estable hasta 2003, cuando la producción de biodiesel empezó a aumentar en el mundo, lo que generó una sobre oferta del compuesto.

Aplicaciones

Entre las diferentes aplicaciones se encuentra su uso como humectante, plastificante, emoliente, espesante, disolvente, medio de dispersión, lubricante, edulcorante, anticongelante, fibras sintéticas, cosméticos, surfactantes, pinturas, nitroglicerina, fluido térmico y productos de alimentación y bebidas.

Fórmula química. $C_3H_8O_3$

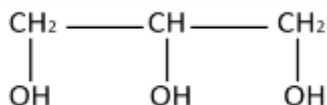


Imagen 2.2: Glicerina de diferentes calidades.

Fuente: www.fidchemicals.com/refined-technical.php

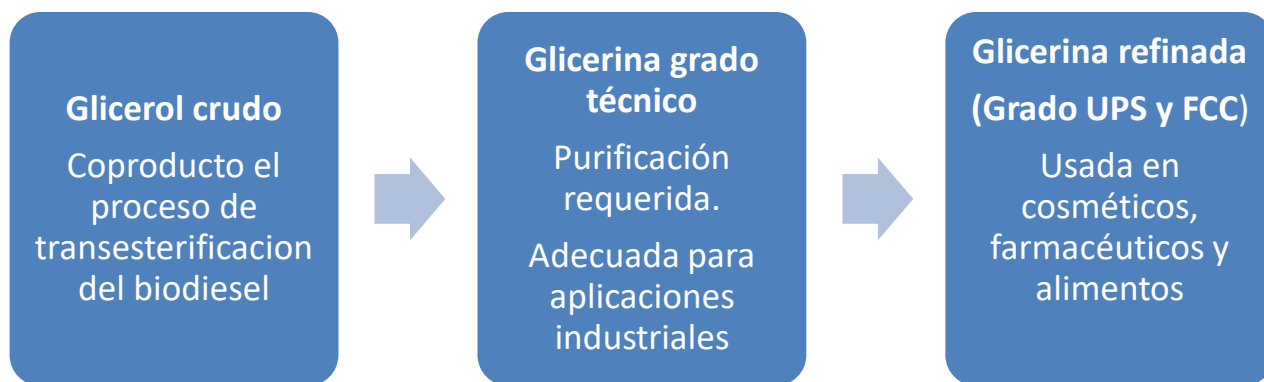
PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Propiedades físicas y químicas

- Estado físico: Líquido viscoso a temperatura ambiente 25°C.
- Color: Desde incoloro a marrón pardo de acuerdo al grado de pureza del mismo.
- Inodoro e higroscópico.
- Punto de ebullición 290°C a 1atm.
- Leve sabor dulce.
- Viscosidad elevada: 1,5 Pa*s
- Punto de fusión: Aprox. 18°C.
- pH solución acuosa 10% p/p= 4 – 7.
- Solubilidad en Agua: Muy soluble.
- Solubilidad en Etanol: Insoluble.
- Solubilidad en Cloroformo, Acetona: Prácticamente escasa.

Grados de refinamiento

Comercialmente se pueden encontrar tres tipos principales de glicerina en función de su grado de pureza: glicerina cruda, glicerina grado técnico y glicerina refinada (grado USP o FCC). El Cuadro 2.1 presenta las aplicaciones para las cuales son efectivos los tres tipos de glicerina.



Cuadro 2.1: Calidades de glicerina.

Fuente: Análisis de refinación de glicerina, Universidad de Bogotá.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Glicerol crudo: Es el producto contenido en la corriente de salida del proceso de transesterificación (reacción química de obtención del biodiesel) y contiene una gran cantidad de metanol, agua, jabones, ácidos grasos libres (AGL) y sales. Normalmente tiene un contenido de glicerol entre 40 y 88% en peso, y suele utilizarse como suplemento en alimentación animal.
- Glicerina técnica: Es un producto de alta pureza con la mayoría de sus contaminantes completamente removidos. La concentración de glicerol debe ser del 80 % al 98% en peso.
- Glicerina USP y FCC: Con una concentración del 99,7% en peso es la que cumple con la norma USP (United States Pharmacopeia) y el Food Chemicals Codex (FCC).

En la tabla siguiente se muestra la composición química de la glicerina con distinto grado de purificación.

Propiedades	Glicerol crudo	Glicerina grado técnico	Glicerina refinada grado USP (99,7%)
Contenido de glicerol	40%-88%	98% mín.	99,70% - 99,99%
Ceniza	2% máx.	No específica	0,01% máx.
Contenido de humedad	No específica	2% máx.	0,3% máx.
Cloruros	No específica	10 ppm máx.	10 ppm máx.
Color	10-18 (APHA)	40 máx. (Pt-Co)	10 máx. (APHA)
Densidad específica (25°)	1,245-1,265	1,262	1,249 mín.
Sulfato	No específica	No específica	20 ppm Max.
Metanol	2,5% máx.	No específica	No específica
Metales pesados	No específica	5 ppm máx.	5 ppm máx.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Componentes clorados	No específica	30 ppm máx.	30 ppm máx.
Residuos de ignición	No específica	No específica	100 ppm máx.
Ácidos grasos y esteres	No específica	1 máx.	1.000 máx.
Agua	12% máx.	5% máx.	0,3% máx.
pH (solución 10%)	4 - 9	4 - 9,1	No específica
Residuos orgánicos MONG	2% máx.	2% máx.	No específica
Vida útil	12 meses		24 meses

Tabla 2.2: Especificaciones de calidad para cada grado de glicerina.

Fuente: SRS Engineering Corporation, Bunge Argentina.

PRODUCTO FINAL: AUTOBRONCEANTES Y BRONCEADORES

Un autobronceante y un bronceador son cosméticos que al aplicarlos en la piel aportan el tono del bronceado natural durante un tiempo. Estos pueden ser más o menos duraderos dependiendo su composición y modo de acción.

Existen dos tipos, generalmente aquellos de poca duración compuestos por tintes y maquillajes y otros más duraderos que poseen DHA en su composición

Mecanismo de acción de la DHA

La responsable del efecto de bronceado inmediato en productos bronceadores y autobronceantes es la Dihidroxiacetona (DHA). Este compuesto basa su mecanismo de acción en la reacción de Maillard, pardeamiento no enzimático, mecanismo general para azúcares reductores con aminoácidos o proteínas, (composición de la superficie de la piel) para formar varios compuestos amino y carbonílicos que, por polimerización, se convierten finalmente en melanoidinas de color pardo. La DHA no es un tinte o un pigmento, por lo que el bronceado final no deja una tonalidad amarillenta o anaranjada.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Es importante destacar que la DHA no llega a actuar sobre la melanina (el único protector natural del que dispone la piel humana para protegerse de la radiación ultravioleta), ya que esta permanece en la capa más superficial de la piel, con lo que se evitan riesgos de reacciones alérgicas o de otro tipo. Esto es así porque la DHA es una molécula muy grande, a la que le es imposible penetrar en las capas profundas de la piel, lo que garantiza su inocuidad. Actúa pues únicamente en la superficie, coloreando los aminoácidos de las capas más superficiales de la piel. La aplicación de DHA sobre la piel por micropulverización resulta un método óptimo ya que el bronceado comienza a verse desde el momento mismo de la aplicación y continúa subiendo de tono durante 24 horas.

Presentaciones

Las formas cosméticas de los autobronceadores y bronceadores que contienen DHA son: cremas, lociones, leches, geles o aerosoles. Son más frecuentes las lociones que las cremas por su mayor facilidad en la aplicación sobre la piel, aunque, por otro lado, las cremas producen un bronceado más intenso, ya que la capa que se aplica es de mayor grosor.

Debido a la elevada solubilidad de la DHA en agua, también son usuales las formulaciones en geles, lociones acuosas o acuosas-alcohólicas y lociones o geles en nebulizadores.



Imagen 2.4: Autobronceantes y bronceadores del mercado.

Fuente: <http://vidaysaludalmaximo.blogspot.com.ar>.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Principales autobronceantes en Argentina

Nombre	Precio (Noviembre 2016)	Contiene DHA	Tipo	Cantidad
Beauty Bronze Regina Cosmetics	\$800	NO	Crema	125ml
Sol Pleno	\$100	SI	Loción	50ml
Total Bronze Lidherma	\$265	SI	Crema	150g
Loreal Sublime Bronze Leche Rostro Y Cuerpo	\$239	-	Crema	150ml
Dha Loción Autobronceante	\$190	SI	Loción	110ml
Aceite Bronceador - Hawaiian Tropic Dark Tanning Oil	\$520	-	Loción	200ml
Polysianes - Gel Autobronceador	\$286	SI	Gel	100ml
Vichy Ideal Capital Soleil - Leche Autobronceante	\$380	SI	Crema	100ml
Rayito De Sol Emulsión Autobronceante Bronzage	\$150	SI	Crema	130g
Bagovit A Emulsión Hidratante Autobronceante	\$192	SI	Crema	200g
Loción Autobronceadora Avon Sun Zona Norte	\$129	SI	Loción	125ml
Ferrini Autobronceante corporal	\$160	SI	Loción	150g
Dove loción summer tone clara	\$46	SI	Loción	200ml
Loción Original Autobronceante Intenso Bibronzer	\$1.200	SI	Loción	1000ml

Tabla 2.3: Bronceadores y autobronceantes en el mercado nacional.

Fuente: Elaboración propia.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Ingredientes de un autobronceante y bronceador

Como en cualquier producto cosmético, los ingredientes seleccionados deben ser seguros, estables y no interferir con la eficacia de la DHA.

Los ingredientes son:

- Emulgentes. Se recomienda el uso de emulgentes no iónicos sobre los iónicos, para aumentar la estabilidad de la DHA.
- Emolientes. Hay muchos tipos de emolientes que se pueden utilizar: ésteres, ceras, alcoholes grasos, aceites minerales o siliconas. De entre ellos, los más usados son los ésteres, aunque cada vez están adquiriendo mayor importancia las siliconas. Dimeticona y ciclometicona son productos muy utilizados.
- Espesantes. La mayoría de espesantes utilizados en cosmética presentan incompatibilidad con DHA. Los más utilizados son: hidroxietilcelulosa, metilcelulosa y sílice. También se usan la goma xantana y policuaternario-10. No son compatibles con la DHA la carboximetilcelulosa sódica o el silicato de magnesio aluminio.
- Hidratantes. El contenido de agua natural de la piel no es suficiente para que se produzca la reacción bronceadora. Se suelen adicionar agentes hidratantes como el sorbitol o propilenglicol a concentraciones alrededor del 20% (en formulaciones p/p) que ayudan a incrementar la intensidad del bronceado.
- Conservantes. Se añaden conservantes, ya que las soluciones acuosas o emulsiones de DHA son susceptibles de contaminación microbiológica. Se recomiendan entre ellos los parabenos y fenoxietanol solos o en combinación.
- Compuestos que contienen nitrógeno. Aminas y otros compuestos que contienen nitrógeno tales como colágeno, derivados de urea, aminoácidos y proteínas se deben evitar, ya que pueden reaccionar entre ellos y disminuir la eficacia de la DHA. A pesar de ello, algunas preparaciones presentes en el mercado incluyen aminoácidos, tales como la glicina o histidina. Se añaden estos compuestos, ya que la coloración de la piel empieza a aparecer a los 45 min tras su aplicación, hecho apreciado por el consumidor final.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Algunos fabricantes han solucionado este problema poniendo dos compartimentos, en uno están los aminoácidos y en el otro la DHA.

- Filtros solares. Como se ha comentado anteriormente, los polímeros derivados de la DHA no protegen suficientemente de la radiación solar. Por ello, algunos preparados incluyen filtros solares no nitrogenados, como son, etilhexil metoxicinamato, salicilato de etilhexil, homosalato, 3-benzofenona u octocrileno. Se deben evitar los filtros solares inorgánicos (dióxido de titanio, óxido de cinc y otros óxidos metálicos), ya que inducen a la degradación de la DHA.
- Perfumes. Se tiene que tener mucho cuidado a la hora de elegir un perfume, ya que pueden producir degradación de la DHA. A dosis elevadas, algunos también pueden producir irritación. Son convenientes para eliminar el mal olor de la DHA.
- Pigmentantes. Se puede combinar la DHA con algún ingrediente pigmentante como son caroteno, extractos de la corteza de los frutos del nogal (por su riqueza en naftoquinonas) o composiciones que contengan polímeros melánicos para obtener un aspecto más natural del bronceado. Recientemente, con el nombre registrado de Phytomelanins se dispone de un equivalente in vitro de las melaninas que sintetizan las plantas. Estas melaninas vegetales se añaden a los preparados autobronceadores, ya que, además de su capacidad para colorear la piel, poseen una actividad protectora solar y antiinflamatoria.

Efectos adversos

Los preparados autobronceadores llevan comercializándose desde hace ya un tiempo y únicamente se ha descrito algún caso aislado de alergia a la DHA. Podemos afirmar que por su mecanismo de actuación y su ausencia de toxicidad son formulaciones relativamente seguras.

CAPÍTULO 3

ESTUDIO DE MERCADO

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

ESTUDIO DE MERCADO

INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se analiza y estudia el mercado internacional y nacional de cosméticos, su evolución en el tiempo, particularmente los artículos de protección solar, bronceadores y autobronceadores que guardan íntima relación con la DHA.

Como consecuencia de la imposibilidad de recopilar datos precisos sobre la DHA, se analizan en dicho estudio aquellos productos finales que poseen el compuesto en su composición.

Este principio activo para los bronceadores y autobronceantes no es producido industrialmente en Argentina, por lo contrario se importa en gran medida de aquellos países como Alemania, China y Estados Unidos, que a lo largo de los años implementaron una vía fermentativa de producción a partir del glicerol, lo que se conoce comúnmente como un bioproceso.

Además se evalúa el mercado de la materia prima principal, el glicerol, el cual es subproducto de la industria del biodiesel, se encuentra en gran abundancia actualmente, ocasionando un problema para aquellas industrias productoras de biocombustibles.

MERCADO DE LOS COSMÉTICOS

Demanda de cosméticos en el mundo

El mercado de productos cosméticos se proyecta para crecer con las tendencias cambiantes en el uso de productos de belleza y el aumento de la conciencia sobre la apariencia. Los tipos de productos cosméticos incluyen fragancias, cosméticos de color, geles de ducha de baño, junto con cuidado de la piel, cuidado del cabello, higiene personal e higiene oral y productos de higiene femenina.

La creciente demanda de productos cosméticos avanzados y sofisticados es un factor impulsor importante en el mercado. Los canales de distribución tales como supermercados, tiendas departamentales, farmacias, drugstores, tiendas especializadas, salones de belleza, comercio

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

minorista en internet y complejos comerciales juegan un papel esencial en el cumplimiento de la demanda de los productos cosméticos.

Se emplean para la ilustración del escenario de este sector magnitudes de relevancia, como es el caso de las exportaciones e importaciones, que facilitarán una idea de la conducta que el sector de la cosmética experimento en los recientes años.

U\$D	2011	2012	2013	2014	2015
Exportaciones	102.829.250	105.155.456	113.203.710	117.818.453	110.600.440
Importaciones	97.449.775	101.993.676	110.364.304	115.132.043	110.220.909
Saldo comercial	5.379.475	3.161.780	2.839.406	2.686.410	379.531

Tabla 3.1: Datos de importación y exportación a nivel mundial.

Fuente: Trademap - Capítulo 33 TARIC “Aceites esenciales y resinoides; preparaciones de perfumería, de tocador o de cosmética”

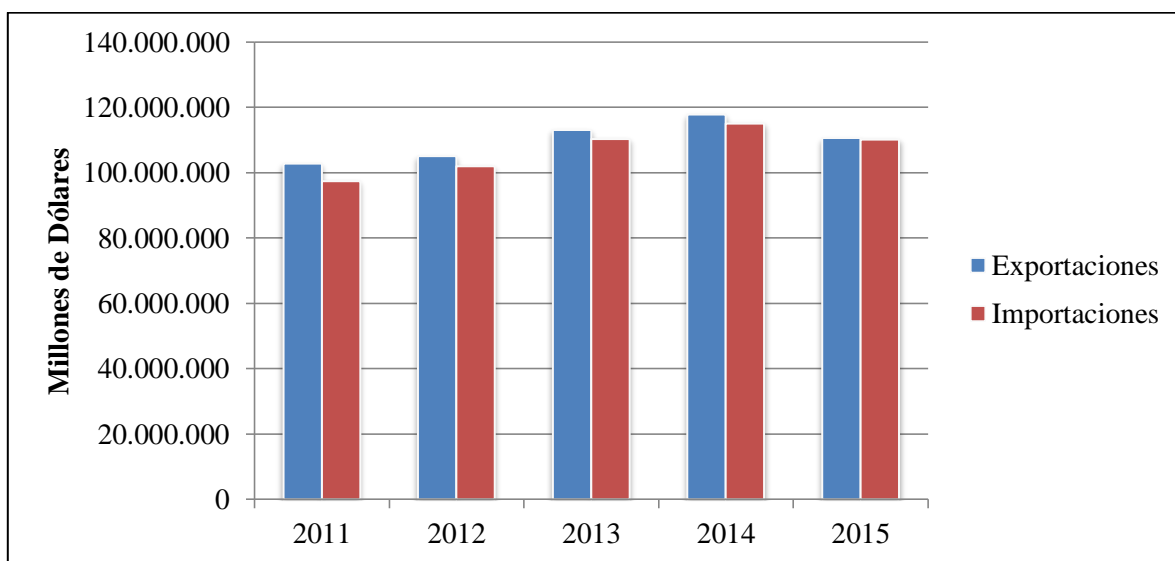


Gráfico 3.1: Datos de importación y exportación a nivel mundial.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de Trademap. Capítulo 33 TARIC “Aceites esenciales y resinoides; preparaciones de perfumería, de tocador o de cosmética”

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

En la actualidad la mayoría de los principales fabricantes de cosméticos internacionales se están centrando en la ampliación de su presencia en el BRICS. Su principal desafío es hacer sus marcas relevantes para los compradores en mercados en donde los hábitos y culturas de los consumidores son diferentes en los que las compañías se desarrollan. Los países BRICS, Brasil, Rusia, India, China y Sudáfrica, son la fuerza principal dentro de los llamados mercados emergentes. En este grupo de mercados también se encuentran México, Argentina, Indonesia, Tailandia, Turquía entre otros, que han demostrado un crecimiento gradual y han apoyado el aumento mundial de ventas de cosméticos.

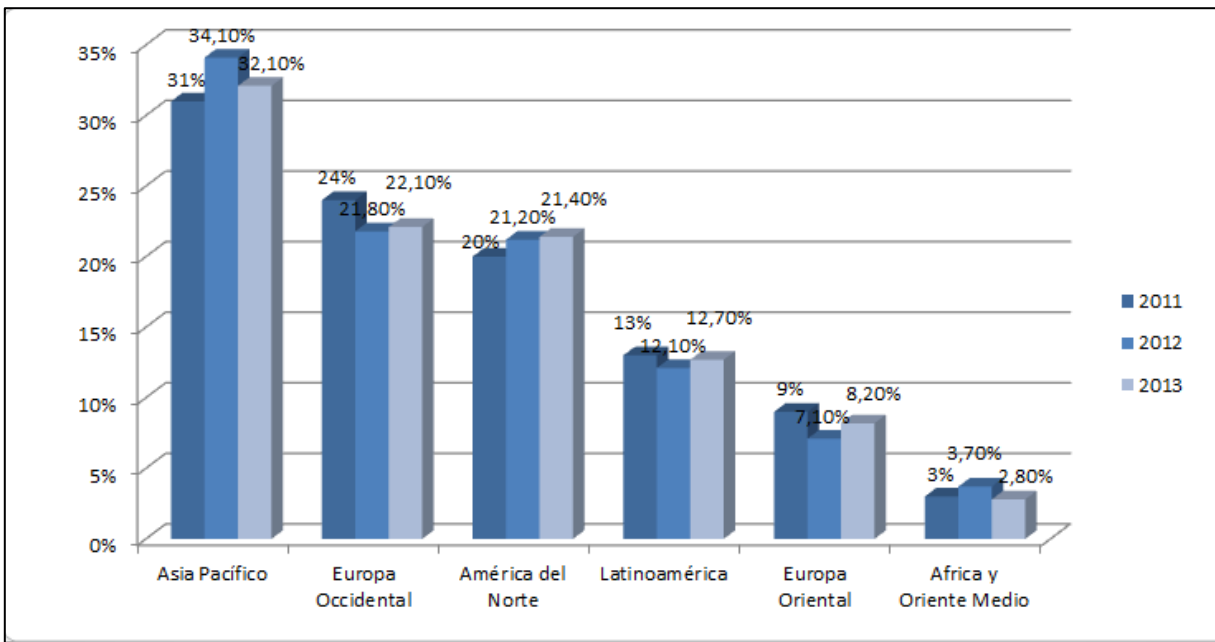


Gráfico 3.2: Mercado global de cosméticos por zona geográfica.

Fuente: Elaborado a partir de datos de Statista.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

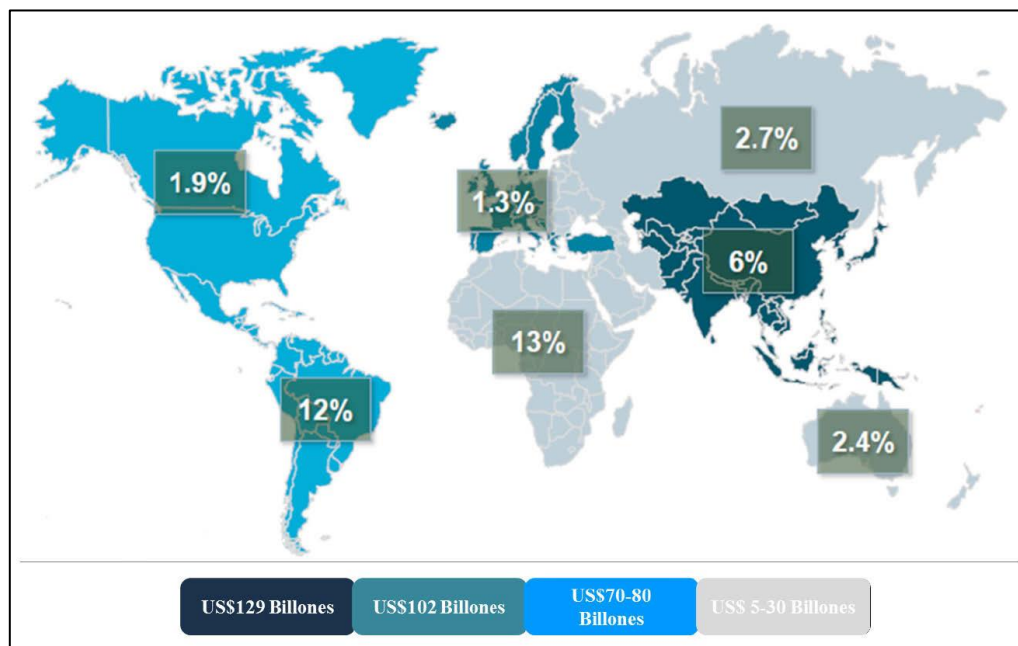


Gráfico 3.3: Crecimiento en sector cosmético 2015.

Fuente: Euromonitor Internacional.

Demanda de cosméticos en Sudamérica

Debido al mercado emergente en Latinoamérica y con Brasil como motor principal en la región se realiza un análisis de la demanda en el Mercosur para observar su evolución y prever su comportamiento dentro de los próximos años. Este análisis tiene como objetivo determinar un posible mercado internacional a futuro del compuesto Dihidroxiacetona.

¿Cuál es el tamaño del mercado del maquillaje? ¿En qué países se gasta más en maquillaje? ¿Quiénes consumen mayor cantidad? Para responder estas preguntas nos basamos en el gasto o consumo de maquillajes para visualizar la evolución del mismo.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Gasto de cosméticos en América del Sur (millones de Euros)									
País	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	Variación período 06-13
Brasil	864	957	1.101	1.299	1.559	1.832	2.125	2.272	163,00%
Venezuela	101	116	138	160	182	202	222	235	132,69%
Colombia	123	130	137	144	151	157	164	167	35,54%
Perú	77	81	85	89	94	98	102	104	34,52%
Chile	90	94	98	103	107	112	117	118	31,26%

Tabla 3.2: Gasto en cosméticos en los principales países de América del Sur.

Fuente: Elaboración a partir de datos de MarketLine Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2016.

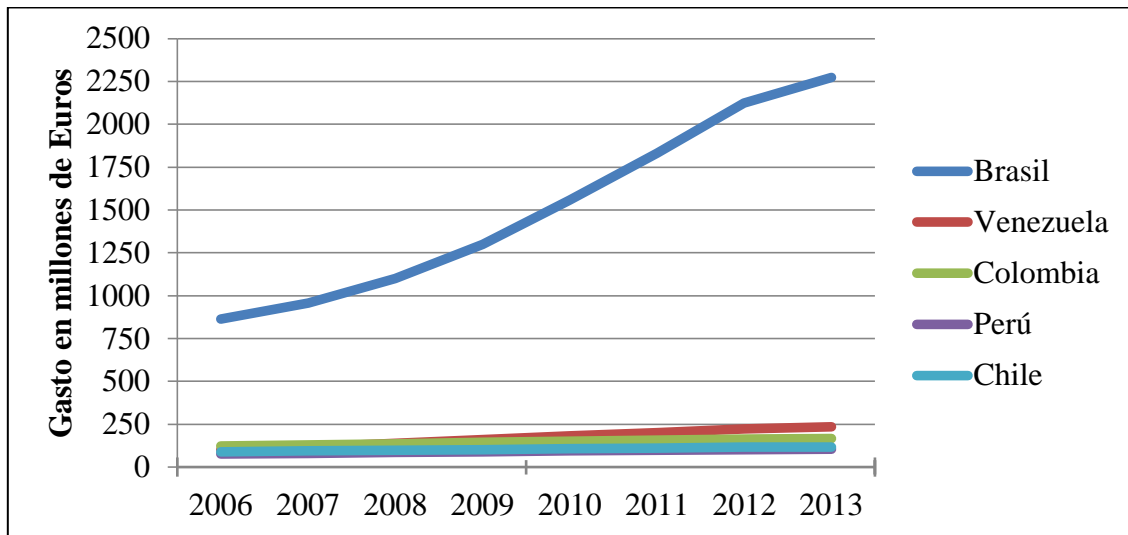


Gráfico 3.4: Gasto en millones de euros en cosméticos en América del Sur.

Fuente: MarketLine Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2016.

El país que muestra mayor crecimiento en el gasto en maquillaje es Brasil, con una variación de 163% en el periodo 2006-2013. La venta de productos de belleza generó 43,000 millones de dólares en el 2011, lo que representa un crecimiento del 142% en cinco años y coloca a Brasil a

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

un paso de superar a Japón como el segundo mercado de productos de belleza más grande del mundo, según Euromonitor, empresa que investiga el mercado mundial. En el mismo lapso, el crecimiento de este mercado en Japón fue del 40% y en Estados Unidos del 7.3%.

Los sectores más pujantes del mercado de la belleza han registrado crecimientos sorprendentes entre el 2006 y el 2011: Las ventas de depiladores subieron un 299%, las de cosméticos un 281% y las de protectores solares y bronceadores un 230%.

Previsión de gasto en maquillaje en Sudamérica en millones de euros para 2018.							
País	2013	2014	2015	2016	2017	2018	Variación 13-18
Brasil	2.272	2.687	2.970	3.339	3.658	3.676	61,77%
Venezuela	235	263	283	306	325	326	38,87%
Perú	104	111	115	120	123	124	19,40%
Chile	118	126	131	135	138	139	17,75%
Colombia	167	177	184	190	195	196	17,62%

Tabla 3.3: Previsión del gasto en maquillajes para 2018 en Sudamérica.

Fuente: Elaboración a partir de datos de MarketLine Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2016.

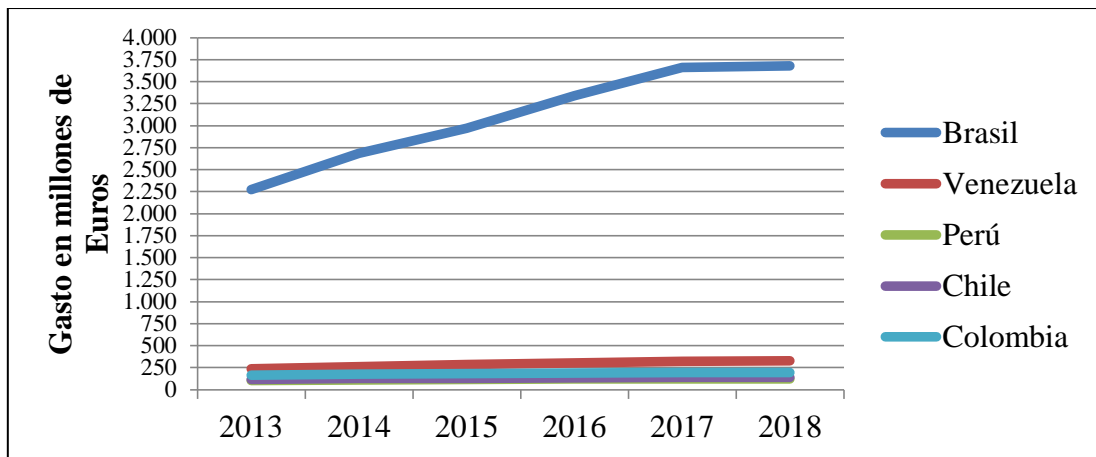


Gráfico 3.5: Previsión del gasto en maquillaje en Sudamérica para 2018.

Fuente: MarketLine Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2016.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

En el año 2018 el mayor consumidor de maquillaje de América del Sur será Brasil con 3676 millones de euros, lo que demuestra el mercado emergente en los próximos años con un incremento en el periodo 2013-2018 de 61,77%.

Estos datos reflejan un potencial mercado para la comercialización a futuro de la Dihidroxiacetona, justificando un panorama muy alentador para la elaboración del proyecto.

MERCADO DE BRONCEADORES, AUTOBRONCEANTES Y PROTECTORES SOLARES

Introducción

¿Cuáles son los antecedentes históricos de la protección solar?

Durante siglos la moda del bronceado estuvo proscrita, pues era símbolo de pertenencia a “clase popular”, no fue hasta los años 20 y 30 del siglo XX cuando, en pleno auge de los “baños de sol”, se empezaron a inventar las primeras lociones bronceadoras, especialmente en Francia, Australia y Estados Unidos. La más conocida de ellas fue Huile de Chaldée, creada por el perfumista francés Jean Patou. Sin embargo, las mismas sólo ayudaban a broncear la piel, obviando en ese momento cualquier tipo de factor de protección.

El primer protector realmente efectivo contra los posibles daños provocados por los rayos del sol se inventó durante la Segunda Guerra Mundial. El farmacéutico estadounidense Benjamin Green, profundamente alarmado por las quemaduras de piel que sufrían los soldados de su país que habían combatido en el frente del Pacífico, descubrió que la parafina (elemento extraído del petróleo) producía una delgada capa en la piel que evitaba que los rayos ultravioleta la atravesasen y produjesen quemaduras. La patente de este embrionario protector solar, hecho con la mencionada parafina junto a un color rojo viscoso, fue comprada por la compañía farmacéutica Merck & Co., que amén de desarrollar el producto inventado por Greene, la mezcló con una crema que favorecía el bronceado.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

De esa forma, nació en los años 50 del siglo XX “Coppertone”, la que se puede considerar primera crema de bronceado y protección solar de la historia, y que acabó siendo un gran éxito de ventas.

Seis décadas después, la evolución de la industria de protección solar ha sido espectacular y se ha centrado no sólo en evitar quemaduras provocadas por el sol sino también en prevenir el posible riesgo de desarrollar cáncer de piel y generar pigmentación en la piel simulando el bronceado por exposición solar.

Actualmente después de años de la persistencia de científicos y dermatólogos, parece que la gente finalmente ha recibido el mensaje de que los rayos UV son muy malos para su piel y en su lugar miran a los autobronceantes para obtener su solución de bronceado. Los nuevos bronceadores sin sol no sólo no dañan la piel, sino que la mejoran, gracias a una serie de principios agregados, como aceites suavizantes y protectores que evitan la deshidratación y como principio activo la dihidroxiacetona, que provoca una oxidación en las células de la piel, pero sin dañarlas.

Entre enero y abril de 2014 ya se observó un alza de 9,5% en los ingresos de los autobronceantes (en los cinco años antes de 2014, los ingresos crecieron un 15,3%), poniéndolo en camino a convertirse en una industria de \$ 763,4 millones al final de ese año.

De acuerdo con una nueva investigación de IBISWorld, la industria del autobronceado está en vías de crecer significativamente en los próximos cinco años, gracias a las mejoras en la calidad de los productos (no tiñen la piel naranja), más una conciencia generalizada sobre los efectos negativos para la salud de la luz ultravioleta y las regulaciones más estrictas en torno a los salones de bronceado.

La moderación también es un factor. Un impuesto sobre el uso de camas de bronceado en julio de 2010 representó un crecimiento aproximado de 21,4% en el uso de autobronceador el año siguiente.

El crecimiento de la industria en general ha llevado a más oferentes a entrar en acción. En los últimos cinco años, el número de empresas que venden productos de autobronceado ha crecido a una tasa anual de 9% aproximadamente, lo que significa que hay un montón de opciones por ahí, tanto en términos de marcas y tipos de productos.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

De los productos y servicios disponibles, las lociones autobronceadoras (como Jergens) han demostrado ser la opción más popular, eran el favorito de casi el 40% de los encuestados por IBISWorld. Los polvos bronceadores son casi tan populares, registrando un 32,6%. Un significativo 20,9% optó por los aerosoles y el 4,3% prefieren el método de aplicación de toalla. Sólo el 2,3% de los clientes están lo suficientemente decididos como para tomar los aceleradores autobronceadores ingeribles, lo cual suena como una mala idea ya que la mayoría de ellos no están aprobados por la FDA (*Food and Drug Administration*).

Los usuarios de autobronceadores también parecen ser bastante exigentes con respecto a las marcas que usan. Aunque los gigantes de la belleza como Clarins y Johnson & Johnson, el último de los cuales opera Neutrogena y Aveeno, están en el negocio del autobronceado, la mayoría de la industria está formada por pequeñas empresas. Incluso el mayor miembro de la industria, el fabricante de Jergens Kao Corp, sólo ocupa el 6,5% del mercado.

Demanda mundial de protectores solares

El mercado del cuidado solar creció 2,5% en 2015 a un tope de U\$S 10 billones, con la categoría de protección solar liderando el pack de los productos “para después del sol y autobronceado”, aunque representa solamente el 2% del total de los productos de belleza y cuidado personal y menos del 10% del total de los productos de protección de la piel. América Latina, el Oriente Medio y África se jactaron de las mayores ganancias en los números de cuidado solar, América Latina muestra un crecimiento de casi 20% en 2013 y 8% en 2014, a nivel mundial el crecimiento fue de 5,4%, un poco debajo del 5,6% en 2012 según el estudio realizado por Euromonitor Internacional.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Crecimiento global del consumo de productos de protección solar (millones de Euros).							
	2009	2010	2011	2012	2013	2014	Variación 09-14
Global	5.402	5.672	5.935	6.237	6.570	6.929	28,27%

Tabla 3.4: Crecimiento del consumo de productos de protección solar en el mundo.

Fuente: Elaborado a partir de datos de Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2015.

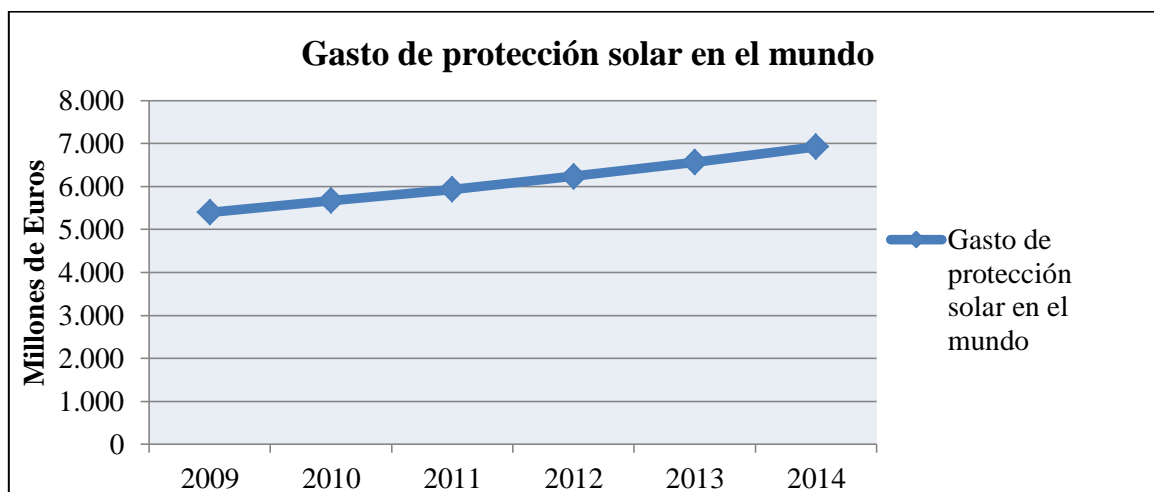


Gráfico 3.6: Gasto en protección solar a nivel mundial en millones de euros.

Fuente: Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2015.

Previsión del gasto en protección solar en el mundo para el periodo 2014-2018 (millones de euros).						
	2014	2015	2016	2017	2018	Variación 14-18
Global	6.929	7.351	7.796	8.268	8.757	26,39%

Tabla 3.5: Previsión del gasto en productos de protección solar a nivel mundial.

Fuente: Elaborado a partir de datos de MarketLine Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2015.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

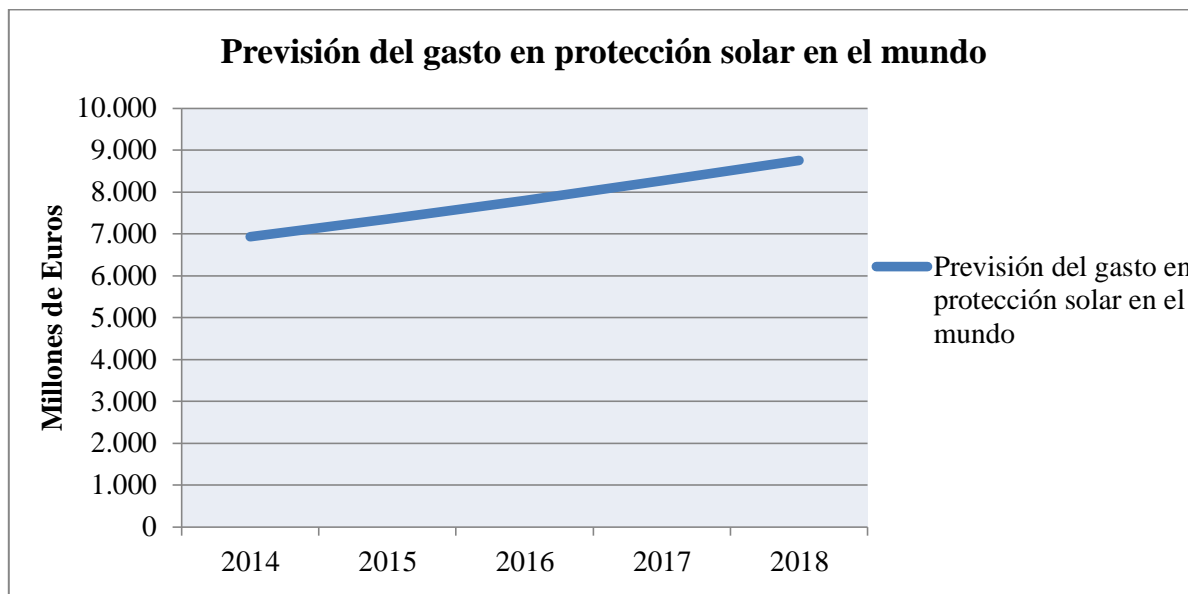


Gráfico 3.7: Previsión del gasto de productos de protección solar en el mundo.

Fuente: MarketLine Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2015.

Geográficamente, el mercado de la protección solar se ha clasificado en América del Norte, Europa, Asia y el Pacífico y el resto del mundo. América del Norte ha adquirido la mayor parte del mercado en 2015 y fue seguido por Europa. Estas dos regiones llevan a cabo más del 60% del mercado mundial de forma conjunta, en 2015. Asia y el Pacífico se prevé que sea la región de más rápido crecimiento en este mercado durante el período de pronóstico (2016-2024) reduciendo a la mitad su diferencia con Europa Occidental pasando de 787 millones de dólares a 300 millones, con la posibilidad de superarla en los próximos 10 años. La disponibilidad de productos personalizados según las necesidades específicas de los consumidores de los países en desarrollo de Asia y Pacífico se establece para impulsar el crecimiento del mercado del cuidado de sol.

Para 2018, Euromonitor International predice que un crecimiento absoluto global de U\$1,8 billones de valor agregado en productos de protección solar provenientes de América Latina, lo que ilustra la importancia de las regiones emergentes.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

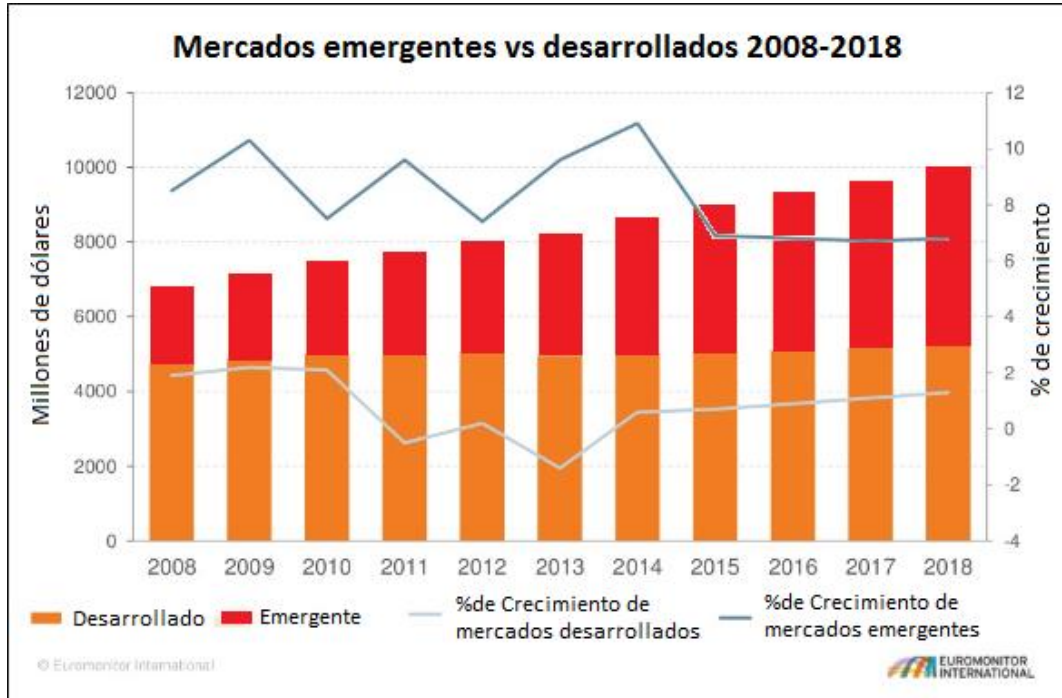


Gráfico 3.8: Comparación del crecimiento de los mercados de protección solar emergentes con los desarrollados y la previsión para 2018.

Fuente: Euromonitor International. CosmetisBusiness.com 2016.

Porcentaje de cambio año a año del mercado de protección solar en millones de dólares por región		
Región	2015	% +/-
América Latina	2.437,7	7,7
Medio Oriente y África	486,4	5,2
Australasia	213,1	2,5
Asia Pacífica	2087,5	2
Europa del oeste	2837,3	1,1
Europa del este	289,2	-1,5
América del Norte	1768,6	-2

Tabla 3.6: Porcentajes de cambio de los mercados de protección solar en las diferentes regiones.

Fuente: Euromonitor International. CosmeticsBusiness.com 2016.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Demanda de protectores solares en Sudamérica

Consumo de productos de protección solar en millones de Euros en Sudamérica							
País	2009	2010	2011	2012	2013	2014	Variación 09-14
Brasil	378	426	477	536	606	690	82,29%
Chile	16	17	18	18	19	19	20,75%
Colombia	22	23	23	25	25	26	19,09%
Perú	10	10	10	11	11	12	25,26%

Tabla 3.7: Gasto en protección solar en millones de Euros en Sudamérica.

Fuente: Elaborado a partir de datos de Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2015.

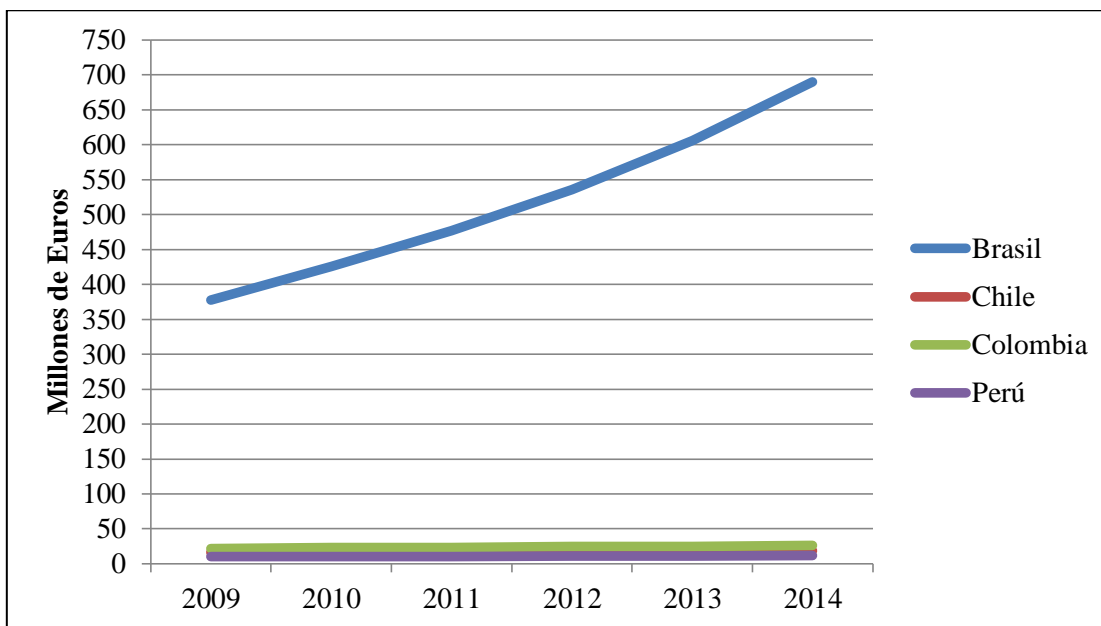


Gráfico 3.9: Gasto en protección solar en América del Sur.

Fuente: Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2015.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Entre los años 2009 y 2014, el país con el incremento más destacado en productos de protección solar es Brasil, con un incremento del 82%.

Previsión de gasto en protección solar en Sudamérica para el periodo 2014-2018 (millones de euros)						
País	2014	2015	2016	2017	2018	Variación 14-18
Brasil	690	790	910	1.017	1.156	67,70%
Chile	19	20	20	20	21	7,29%
Colombia	26	27	28	29	30	14,56%
Perú	12	12	13	13	13	10,92%

Tabla 3.8: Previsión del consumo en protección solar en América del Sur.

Fuente: MarketLine Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2015.

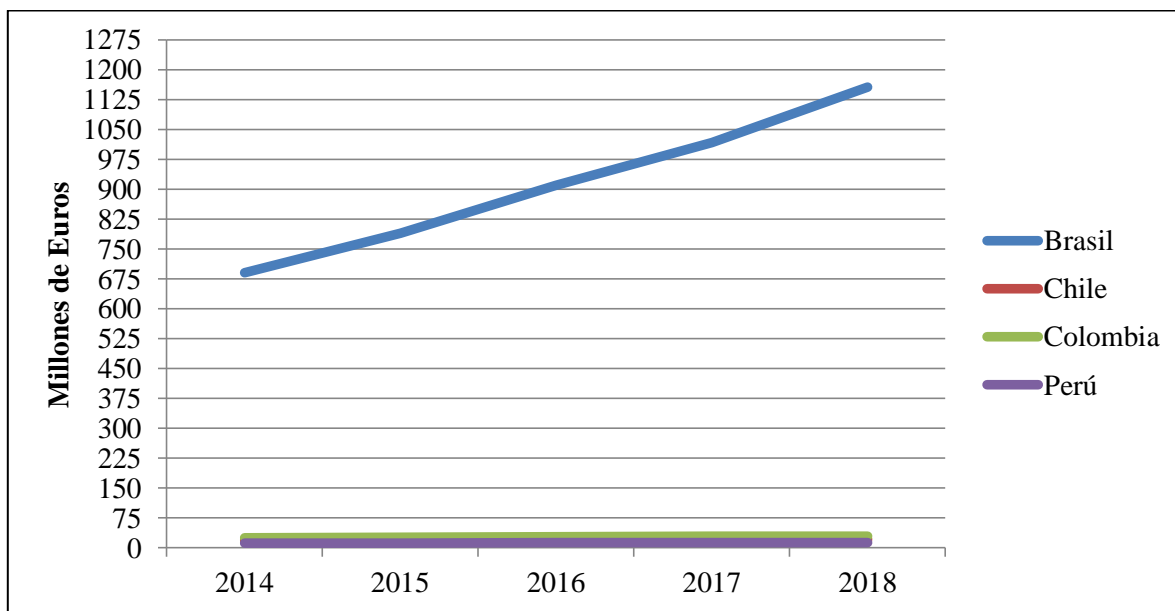


Gráfico 3.10: Previsión del gasto de productos de protección solar en Sudamérica.

Fuente: MarketLine Datamonitor. Constanza Business & Protocol School 2015.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

En apenas cuatro años, se dará un cambio muy importante en el mercado mundial de protección solar. China seguirá siendo la primera potencia en este mercado con una relevante diferencia con el segundo, que ya no será EEUU, sino Brasil como puede apreciarse en el gráfico y según predicciones del Euromonitor. (Constanza, Business and Protocol School), lo que asegura un potencial cliente a futuro para la industria de Dihidroxiacetona.

La siguiente tabla justifica en dinero, como Brasil, por sus condiciones comerciales respecto a productos que contienen en su composición la DHA, podría ser a futuro un buen cliente de DHA.

Importaciones en Brasil de productos de la categoría 33049990- Preparaciones para el cuidado de la piel, incluidas las preparaciones antisolares y las bronceadoras				
	2012	2013	2014	2015
Importación	7.417	6.273	8.076	7.288
Exportación	964	2092	2905	4804
Balanza comercial	-6453	-4181	-5171	-2484

Tabla 3.9: Importaciones de preparados antisolares y bronceadores del bloque MERCOSUR en miles de dólares. Fuente: Elaboración a partir de la base de datos de la Asociación Latinoamericana de Integración (ALADI) 2015.

MERCADO DE BRONCEADORES Y AUTOBRONCEANTES EN ARGENTINA

Introducción

A partir de la década de 1980 aparecieron las así llamadas camas solares como una alternativa rápida, cómoda y segura de adquirir bronceado artificial en la piel. Su uso se extendió por todo el mundo sin que hubiera una mirada crítica y al amparo de controles laxos.

Actualmente conforma una industria de importante impacto económico, poco regulada, con atractivas publicidades que estimulan el consumo mediante explotaciones pequeñas en gabinetes (cosmetólogas, salones de belleza, gimnasios y salones de masajes en hoteles) u organizaciones comerciales de mayor tamaño que ofrecen servicios con marca registrada.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

La suma de evidencia proveniente de las ciencias básicas y especialmente de los grandes estudios de poblaciones llevó a que las radiaciones ultravioletas (RUV) naturales y las que emiten los tubos que equipan las denominadas “Camas Solares” hayan sido declaradas “Carcinógenos Completos”, (2009) por la OMS.

Esta preocupación de alcance mundial, ha comprometido a numerosas sociedades científicas nacionales involucradas en el cuidado de la piel. La gran mayoría se han expedido al respecto con propuestas diversas, que reflejan la realidad imperante en cada país, las limitaciones propias de sus leyes y reglamentaciones, y la idiosincrasia de su población.

En 2012 se sancionó en la República Argentina la Ley 26.799 que prohíbe la utilización de equipos de rayos ultravioletas destinados para el bronceado a personas menores de edad.

En la Ciudad Autónoma de Buenos Aires, el uso de camas solares por parte de menores de 18 años está prohibido desde junio de 2006 (Ordenanza N° 48.455/94), luego modificada con la ley 2012. Las provincias de Jujuy y Río Negro han adherido a la ley 26799.

Tienen legislación propia (en algunos casos, muy rudimentaria): Provincia de Buenos Aires, ley 14.444; Chaco, ley 7.192; Catamarca, ley 5.427; La Pampa: ley 2.45941, Córdoba decreto.33/0842; Santa Fe resolución 3.327/10.

El objetivo final es la prohibición de la explotación comercial de emisores de RUV artificiales con fines cosméticos en la Argentina. (Sociedad Argentina de Dermatología, consenso 2016)

Debido a este contexto nacional puede estimarse la potencialidad del mercado de los autobronceantes a largo plazo debido a su seguridad y resultados más naturales en la piel que los logrados por los rayos UV.

En nuestro mercado nacional, como resultado de la recesión, hacia finales de 2008, el gasto en bienes no esenciales se ha traducido, disminuyendo el consumo de algunos productos de belleza y de cuidado personal. Las ventas totales se mantuvieron estables en 2009 después de haber vivido un periodo de crecimiento superior al 4%. Las ventas de artículos de mayor precio, como fragancias, cayeron en 2009, y otros sectores importantes, como los maquillajes, experimentaron un crecimiento más lento. El crecimiento en 2009 se mantuvo constante en los productos

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

cosméticos de compra masiva, como geles o champús, mientras que los productos no básicos de belleza (premium) y de cuidado personal se redujeron cerca del 2% en valor actual.

La crisis financiera mundial se hizo presente en Argentina hacia finales de 2008. El consumo se vio afectado durante el 2009 debido a la incertidumbre de los consumidores. Sin embargo los productos de belleza y consumo personal no fueron tan afectados. Los consumidores argentinos siguieron destinando una buena parte de sus ingresos a adquirir estos productos. Los productos más vendidos durante el 2009 fueron aquellos relacionado al bien estar y la higiene personal.

El consumo se volcó a productos más funcionales que a productos con fines estéticos. Por ello los productos cosméticos experimentaron un decrecimiento en las ventas mientras que los productos para el cabello y la piel tuvieron una buena performance durante 2009.

Pronóstico de Ventas en Argentina por Subsector: Periodo 2011-2014 (en millones de ARS)				
Subsector: Protección de la piel.	2011	2012	2013	2014
Cremas para manos y cuerpo; productos para la protección solar y bronceado.	1632,1	1678,9	1722,2	1760

Tabla 3.10: Ventas argentinas en millones de pesos de productos del subsector Skin Care.

Fuente: elaborado a partir de datos de Euromonitor International. Juan Cruz Cortez

Universidad de San Andrés.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

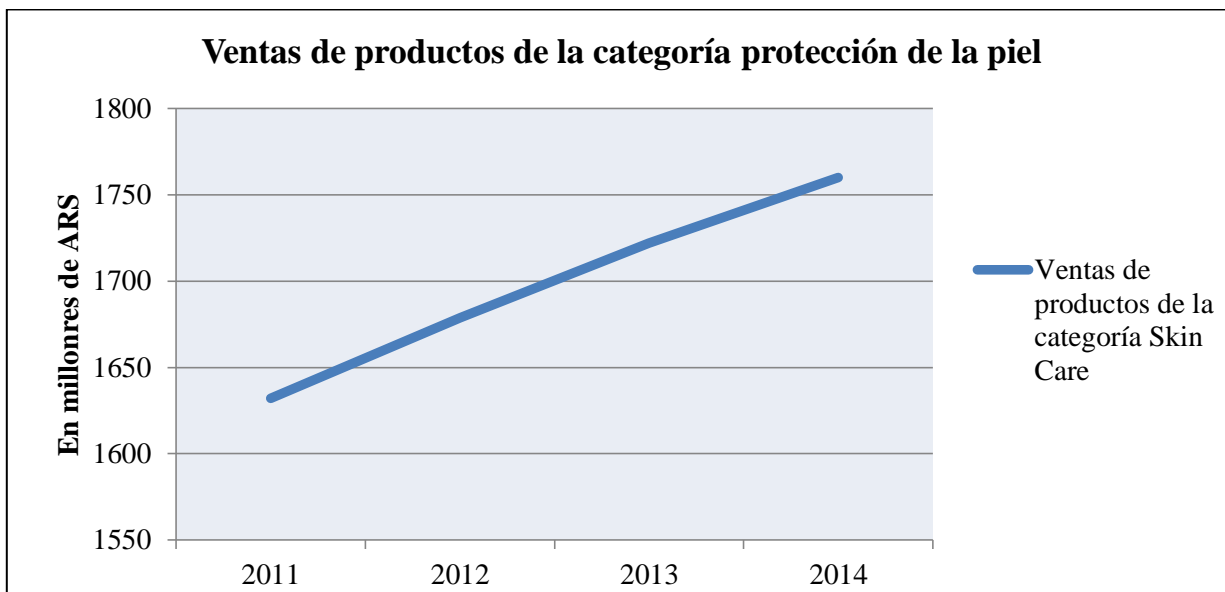


Gráfico 3.11: Ventas de productos del subsector protección de la piel en Argentina.

Fuente: Euromonitor International. Juan Cruz Cortez Universidad de San Andrés.

Hay vientos de cambio en el sector de la belleza y la cosmética en la Argentina.

En el sector no se habla de un "boom" de consumo, pero si hay un crecimiento sostenido de las ventas, y un incremento de la producción local que posiciona cada vez más a la Argentina como un exportador relevante para la región latinoamericana.

La consultora Euromonitor también relevó una evolución positiva para las ventas de este sector. La cantidad de productos comercializados en el segmento de productos de belleza y cuidado personal creció un 12,3% desde 2009, y totalizó en 2014 más de 2.283 millones de unidades.

Las proyecciones de la firma de investigación de mercado apuntan que entre ese año y 2019 esta industria tendrá un nuevo crecimiento del 13,3% en las cantidades vendidas, que superarán con creces los 2.500 millones de artículos.

En este marco, y por la complejidad en los últimos años fue adquiriendo el ingreso extranjero tanto de artículos finales, como fragancias o maquillaje, como de materias primas, los nombres fuertes del mercado están reorientando sus estrategias, primero para sustituir importaciones, y en un segundo plano, para exportar algunos ítems desde aquí a la región.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Ya en su último reporte, que data de fines de 2014, Euromonitor estimaba que "a pesar de las dificultades económicas y de la política poco clara, la profunda cultura de la belleza le aseguraría a esta industria un crecimiento moderado en el período estudiado".

La consultora también pronosticó que en el futuro, "con un nuevo gobierno en el poder "habría" más dinamismo en lo referido a productos importados, que desde 2011 han visto restricciones de comercio exterior".

Euromonitor International señala que si bien Brasil ocupa una posición dominante en la industria mundial de productos para la belleza, la Argentina continúa siendo un punto de focalización para las compañías transnacionales del sector, ya que la demanda es firme a pesar de la alta inflación y las extendidas restricciones a la importación.

Advierten una mayor conciencia de los consumidores, que impulsa una actitud positiva hacia el consumo de estos productos, a la vez que las compañías de belleza y cuidado personal han ampliado su oferta y distribución de productos.

Análisis de la demanda

Para determinar la demanda a futuro en Argentina del compuesto de nuestro interés "Dihidroxiacetona" es necesario realizar un seguimiento sobre aquellos productos que contienen a la misma en su composición, esto se debe como consecuencia de la falta de datos específicos del insumo a nivel nacional.

Como metodología de análisis se siguieron los correspondientes pasos:

1. En primer lugar recopilar datos de bronceadores y autobronceantes a nivel nacional, para ello se utilizó principalmente datos aportados por el sitio web SCAVAGE.
2. Encontrar una composición promedio de la DHA en los bronceadores y autobronceantes, con el fin de determinar los flujos máxicos de DHA en el mercado nacional. La composición que se determinó, producto de la investigación es de 5% p/p de los bronceadores y autobronceantes corresponden a Dihidroxiacetona.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

3. Una vez recopilada esta información, es posible calcular la demanda insatisfecha de DHA en el país, **Demanda insatisfecha de DHA= (Importación-Exportación)*0,05**
4. Luego para poder predecir a futuro el comportamiento de la demanda insatisfecha se realizaron análisis de tendencias con sus respectivas correcciones de puntos anormales.

Período	Bronceadores/autobronceantes			Dihidroxiacetona	
	Importación (Kg)	Exportación (Kg)	Demanda insatisfecha (Kg)	Demanda insatisfecha (Kg)	Demanda insatisfecha suavizada (Kg)
2007	708.335,86	200.109,25	508.226,61	25.411,33	25.411,33
2008	715.114,35	267.114,35	448.000,00	22.400,00	25.830,67
2009	763.442,49	238.442,49	525.000,00	26.250,00	26.250,00
2010	749.404,89	206.244,89	543.160,00	27.158,00	27.158,00
2011	805.610,99	253.610,99	552.000,00	27.600,00	27.600,00
2012	764.017,03	201.957,03	562.060,00	28.103,00	28.103,00
2013	707.238,49	203.238,49	504.000,00	25.200,00	28.265,50
2014	753.490,44	184.930,44	568.560,00	28.428,00	28.428,00
2015	690.217,63	114.217,63	576.000,00	28.800,00	28.800,00
2016	718.844,43	98.844,43	620.000,00	31.000,00	31.000,00

Tabla: 3.11: Análisis del mercado nacional de los bronceadores-autobronceantes y DHA.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de SCAVAGE.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Dihidroxiacetona			
Período	Importación (Kg)	Exportación (Kg)	Demanda insatisfecha (Kg)
2007	35.416,79	10.005,46	25.411,33
2008	35.755,72	13.355,72	22.400,00
2009	38.172,12	11.922,12	26.250,00
2010	37.470,24	10.312,24	27.158,00
2011	40.280,55	12.680,55	27.600,00
2012	38.200,85	10.097,85	28.103,00
2013	35.361,92	10.161,92	25.200,00
2014	37.674,52	9.246,52	28.428,00
2015	34.510,88	5.710,88	28.800,00
2016	35.942,22	4.942,22	31.000,00

Tabla 3.12: Análisis del mercado nacional de la DHA.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de SCAVAGE.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

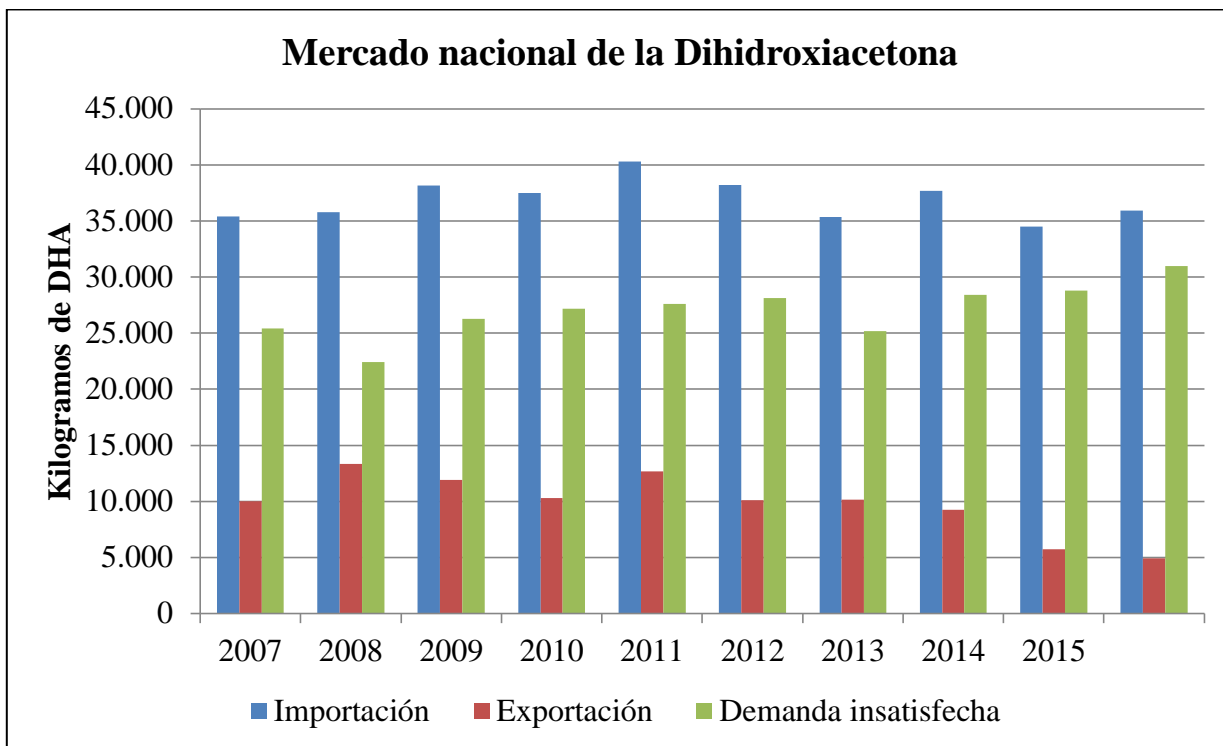


Gráfico 3.12: Análisis del mercado nacional de la DHA.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de SCAVAGE.

Analizando la situación económica del país en los años 2008 y 2013 podemos justificar esta baja en la demanda insatisfecha de DHA. En 2008 producto de la crisis mundial, Argentina se vio afectada, con lo cual el consumo de bienes de lujo disminuyó, reduciendo de esta forma la adquisición de bronceadores y autobronceantes.

Para los años 2013 y 2014, la situación es más compleja. El contexto económico internacional permanece relativamente sin fluctuaciones bruscas, destacándose una lenta pero constante caída de precios de commodities como el barril de petróleo, la soja y otros.

La economía nacional se encuentra envuelta por esos años en una inflación alta (entre 20% y 30% anual) lo que induce un atraso cambiario Peso-Dólar alto, que afecta a la rentabilidad de la industria nacional. En esta situación las importaciones y exportaciones caen retrocediendo el consumo de DHA. Es de destacar las obstrucciones impuestas por parte del gobierno nacional

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

para el ingreso de importaciones con el fin de detener la fuga de divisas internacionales, y conjuntamente a esto, la finalización de un ciclo político que produjo en las personas un autoajuste de bolsillo, reduciendo el consumo de bienes.

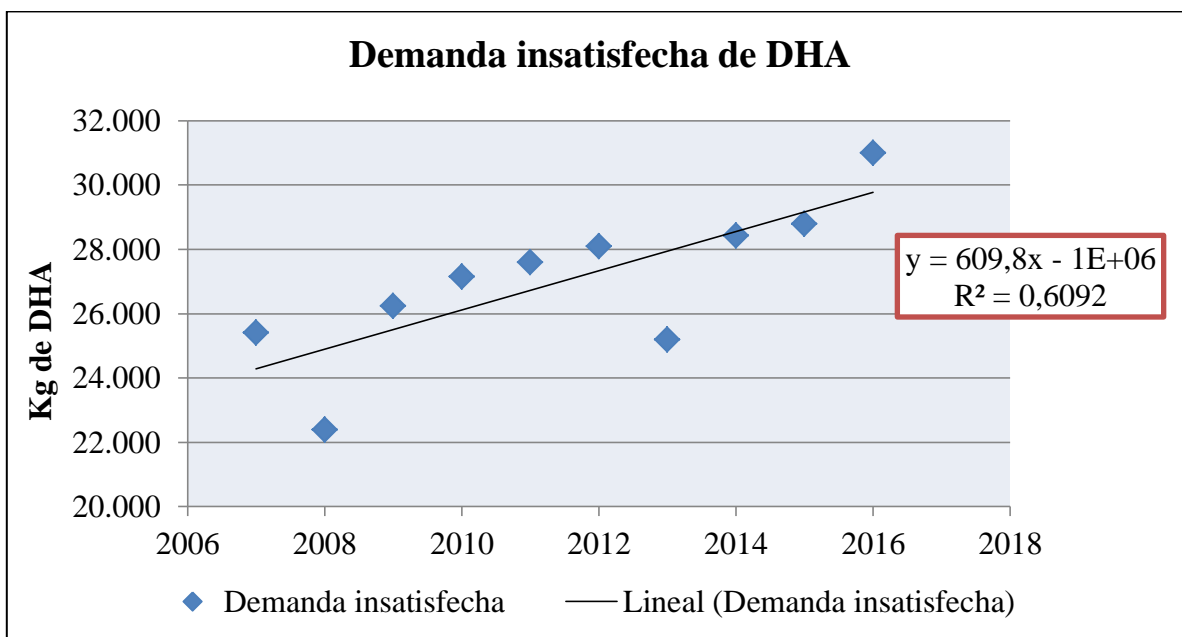


Gráfico 3.13: Demanda insatisfecha de DHA en Argentina.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos del SCAVAGE.

Como se puede observar tanto en la Tabla 3.11 como en el Gráfico 3.13, existen dos puntos anormales en cuanto a la demanda insatisfecha, los mismos se encuentran remarcados con color rojo para distinguirlos de los demás en la Tabla 3.11 y en su defecto ser corregidos. En el Gráfico 3.13, el análisis de tendencia arroja un valor de $R=0,60$ con lo cual es necesario corregir los puntos del año 2008 y 2013 para poder obtener una ecuación aceptable.

El método de corrección es calcular el promedio de un valor antes y después del punto en cuestión y así suavizar la curva de demanda insatisfecha de DHA.

A continuación se representa la curva de demanda insatisfecha suavizada de DHA con su respectiva línea de tendencia, la cual tiene un coeficiente de confiabilidad $R= 0,91$ aceptable.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

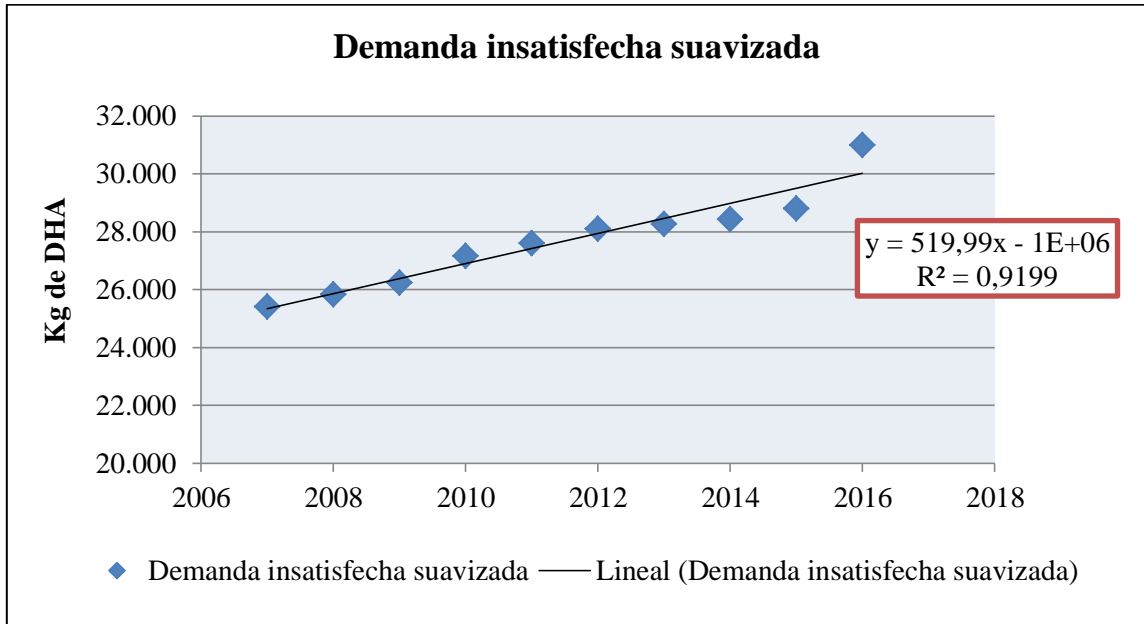


Gráfico 3.14: Demanda insatisfecha suavizada de DHA en Argentina.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos del SCAVAGE.

Del análisis de tendencia obtenemos la función correspondiente a una recta representada por: $y=519,99*x- 1,018x10^6$, siendo “y” la demanda insatisfecha de DHA y “x” el año. En base al coeficiente de confiabilidad, podemos considerar al ajuste como aceptable pero con cierta incertidumbre futura, fruto de los constantes altibajos en la economía Argentina. A pesar de eso, es indudable que la tendencia posee una pendiente positiva y que las perspectivas al consumo futuro son de crecimiento. A partir de esta función obtenemos datos concretos de predicción que se encuentran en la Tabla 3.13, se observa que el consumo se incrementará en el período 2016-2026 en 5000kg, lo que deja una creciente demanda insatisfecha a nivel nacional que actualmente es cubierta por las importaciones desde Alemania, China, Corea del Sur, EE.UU. entre otros. Si bien el proyecto está básicamente orientado a sustituir las importaciones argentinas de DHA, el mercado del producto para los países del cono sur es sumamente atractivo al considerar una futura ampliación o incremento en la producción, específicamente orientando las ventas del insumo a Brasil.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Dihidroxiacetona a futuro	
Periodo	Demanda insatisfecha (Kg)
2007	25411,33
2008	22400,00
2009	26250,00
2010	27158,00
2011	27600,00
2012	28103,00
2013	25200,00
2014	28428,00
2015	28800,00
2016	31000,00
2017	30538,27
2018	31058,26
2019	31578,25
2020	32098,24
2021	32618,23
2022	33138,22
2023	33658,21
2024	34178,20
2025	34698,19
2026	35218,18

Tabla 3.13: Demanda insatisfecha a futuro de DHA.

Fuente: Elaboración propia a partir del análisis de tendencia.

MERCADO DE MATERIAS PRIMAS

Biodiesel

La glicerina utilizada como materia prima para la producción de Dihidroxiacetona, es aquella que se obtiene como subproducto en la industria del biodiesel, por lo tanto es conveniente estimar la producción nacional de glicerina cruda a partir de datos de producción nacional de dicha industria. Sin embargo debe tenerse en cuenta que no toda la glicerina producida es comercializada en forma cruda, ya que una parte de la misma, se destina a refinamiento.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Contexto internacional del Biodiesel

Los biocombustibles entran crecientemente en las agendas de producción e inversión privadas y en las políticas públicas estatales de países desarrollados y en desarrollo.

Varios factores confluyen en la explicación de la importancia creciente que están adquiriendo estas producciones. Entre ellos, la búsqueda de fuentes alternativas de energía, para reducir la dependencia de los combustibles fósiles, no renovables, (básicamente petróleo), apoyándose en el uso de biomasa. La tendencia al aumento en los precios del petróleo y su impacto en los países importadores netos de combustibles motivó a la búsqueda de disminuir su dependencia energética, sumado a los efectos medioambientales de las emisiones de gases de efecto invernadero y los acuerdos internacionales que comprenden el compromiso para el uso en proporciones crecientes de combustibles no contaminantes.

El aumento de la población del mundo podría ser un factor que instale un aumento en el consumo, es decir, aumentar la demanda de combustible. Por lo tanto, la energía del combustible se está desplazando del petróleo a los biocombustibles para superar esta crisis energética. Por ende la producción de biodiesel aumenta día a día y se convertirá en el mayor impulsor del glicerol como materia prima para industrias aguas abajo.

La producción de biodiesel de primera generación tiene como materia prima principal el aceite de granos oleaginosos y forma parte de la cadena de producción del complejo oleaginoso, ya sea en forma integrada o a través de la compra de materia prima a las industrias de molienda. La tecnología de proceso aplicada, la transesterificación, es una tecnología tradicional y establecida, que se espera que no se modifique significativamente en un futuro. De este proceso se obtiene como subproducto la glicerina que puede ser utilizada en industrias farmacéuticas, de la cosmética y alimentaria principalmente.

La Tabla 3.14 muestra la producción a lo largo del tiempo de los principales países productores de biodiesel en el mundo. La Union Europea es la mayor productora de biodiesel, con más del 60% de la producción, siendo Alemania y Francia los principales productores (33% y 25% respectivamente), seguido de Italia y España con un 10% cada uno y en segundo lugar se ubica Estados Unidos con un 13% aproximadamente.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Producción de Biodiesel (millones de galones)												
País	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
U.S	107	259	499	578	676	715	899	968	892	900	912	924
Argentina	5	5	54	222	326	554	676	754	806	841	865	880
Brasil	0	18	107	308	406	571	719	736	744	749	753	755
Unión Europea	888	1416	1783	1812	2477	2612	3079	3191	3277	3337	3422	3522
Malasia	-	-	35	55	76	92	15	15	17	21	26	30
Resto del mundo	-	-	-	-	-	-	103	101	101	102	102	103

Tabla 3.14: Principales países productores de biodiesel en el mundo.

Fuente: FAPRI (2010) U.S and world agricultural Outlook. – Carbio – CADER.

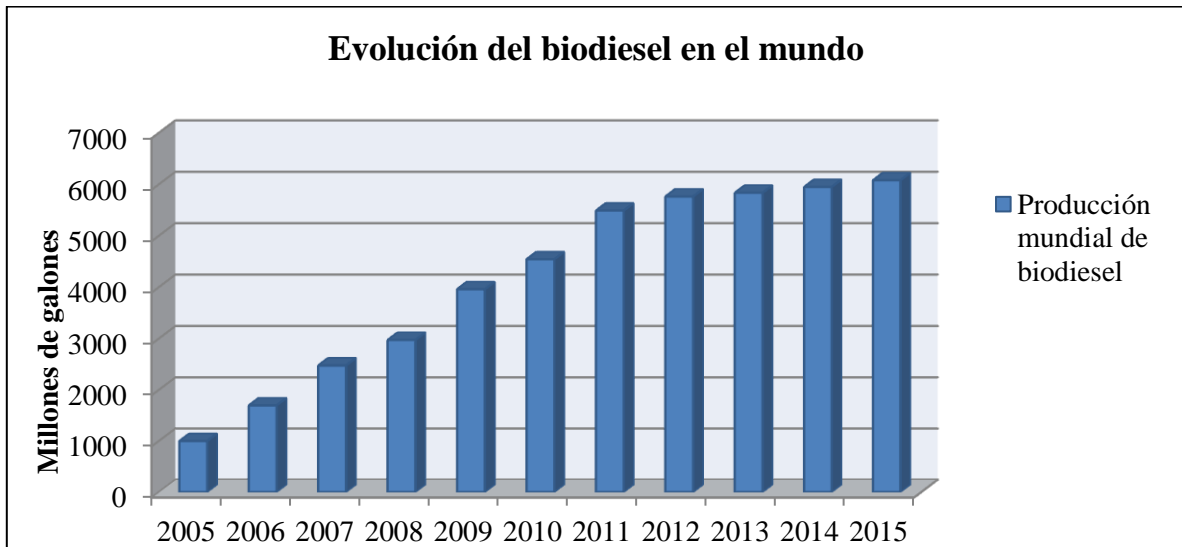


Gráfico 3.15: Evolución de la producción de biodiesel a nivel mundial.

Fuente: FAPRI (2010) U.S and world agricultural Outlook. – Carbio – CADER.

Un estudio estadístico realizado por la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económico (OCDE), en conjunto con la FAPRI (Food and Agricultural Policy Research Institute) respecto al futuro del biodiesel a nivel mundial, brinda los siguientes datos:

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Producción de Biodiesel (millones de galones)											
País	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021
U.S	899	968	892	900	912	924	939	951	961	970	979
Argentina	676	754	806	841	865	880	891	899	904	908	910
Brasil	719	736	744	749	753	755	758	760	763	765	767
Unión Europea	3079	3191	3277	3337	3422	3522	3613	3712	3807	3912	4022
Malasia	15	15	17	21	26	30	35	40	45	49	54
Resto del mundo	103	101	101	102	102	103	103	103	104	104	104
Total	5491	5765	5837	5950	6080	6214	6339	6465	6584	6708	6836

Tabla 3.15: Producción a futuro de biodiesel.

Fuente: FAPRI (2010) U.S and world agricultural Outlook.

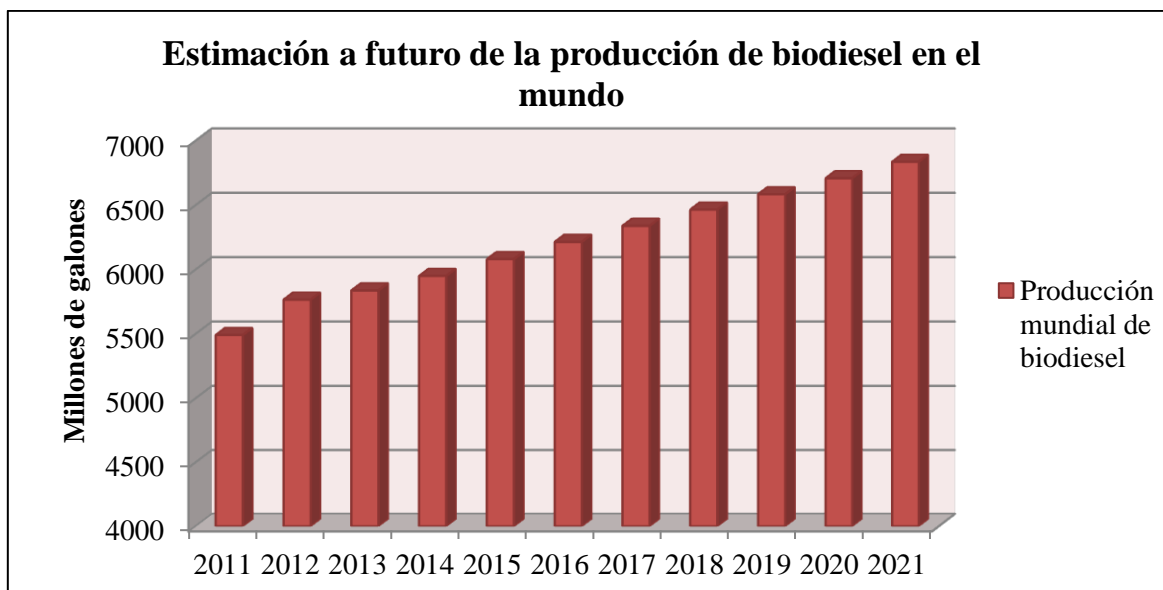


Gráfico 3.16: Estimación a futuro de la producción de biodiesel en el mundo.

Fuente: Elaboración propia, FAPRI (2010) U.S and world agricultural Outlook.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

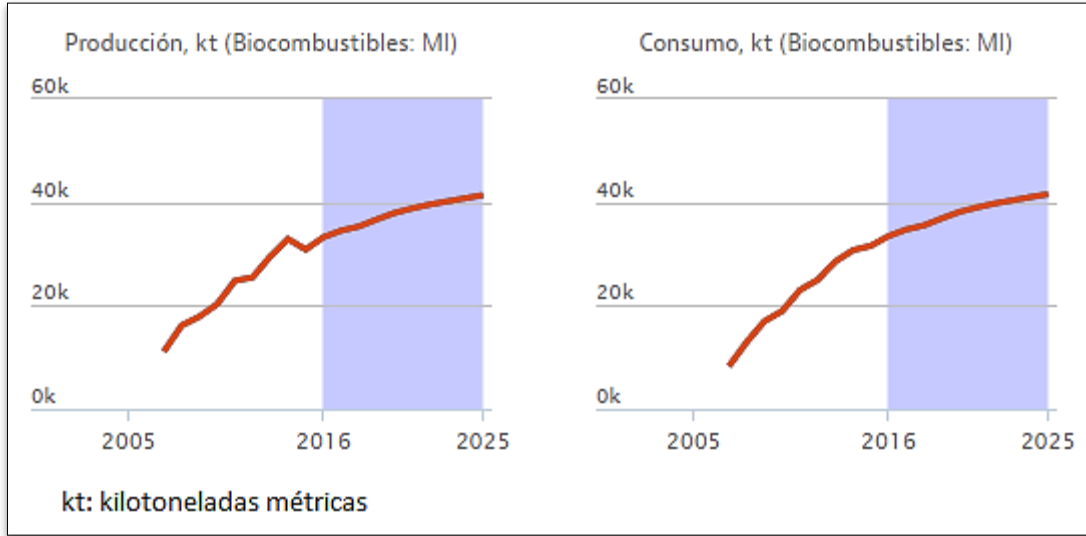


Gráfico 3.17: Predicción a futuro del biodiesel.

Fuente: The Organisation for Economic Cooperation and Development (OECD).

Como puede observarse en los Gráficos 3.17, la industria del biodiesel en el mundo presenta un incremento en producción al igual que el consumo del mismo. Esto nos asegura la disponibilidad del subproducto de nuestro interés “Glicerol” a futuro.

Contexto nacional del Biodiesel

Argentina ha mostrado en años recientes un importante dinamismo en la producción de biodiesel a partir de aceite de soja, basándose en la fuerte posición competitiva que tiene el país en el complejo oleaginoso. Ocupa el cuarto lugar en el ranking mundial de productores de biodiesel, luego de la Unión Europea, los EEUU y Brasil, y el primer lugar en las exportaciones mundiales. Los sectores privados en Argentina, encabezados por las grandes aceiteras, estuvieron entre los primeros en construir plantas de producción de biodiesel utilizando mayoritariamente tecnología extranjera, con el foco puesto en el mercado externo, especialmente Europa. Argentina es, de hecho, uno de los países que desarrollaron primero el sector externo antes que el mercado doméstico.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

La capacidad de producción de la industria del biodiesel en Argentina muestra un crecimiento explosivo desde sus comienzos en 2007, producto de sus más de 1.500 millones de dólares en inversiones.

Capacidad de producción según USDA (en millones de litros/año)										
Año	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Número de plantas	9	18	2	24	27	33	36	38	38	38
Capacidad instalada	665	1500	2300	2800	3300	4000	4550	5200	5200	5200
Uso de la capacidad (%)	32,30	55,30	59,10	73,90	83,60	70	49,70	56,30	39,80	44,80

Tabla 3.16: Evolución de la capacidad de producción de biodiesel en el período 2007-2016.

Fuente: Informe del United States Department of Agriculture.

Como puede observarse en la Tabla 3.16, a lo largo de los años, tanto el número de plantas instaladas como la capacidad de producción aumentaron en el país, no ocurre lo mismo con el uso de dicha capacidad, que por diversos factores económicos en los años 2013 y 2015 sufrieron una merma. Según lo que estima este informe en el año 2016 hubo un incremento en el uso de la capacidad instalada, lo que plantea un panorama alentador para la recuperación de la economía del biodiesel.

Cabe destacar que las plantas nacionales siempre operaron en una capacidad inferior a su pico máximo, por ende tanto la producción de biodiesel como de su subproducto glicerina se verá incrementada en cuanto a volumen, cuando dichas industrias aumenten el uso de su capacidad.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

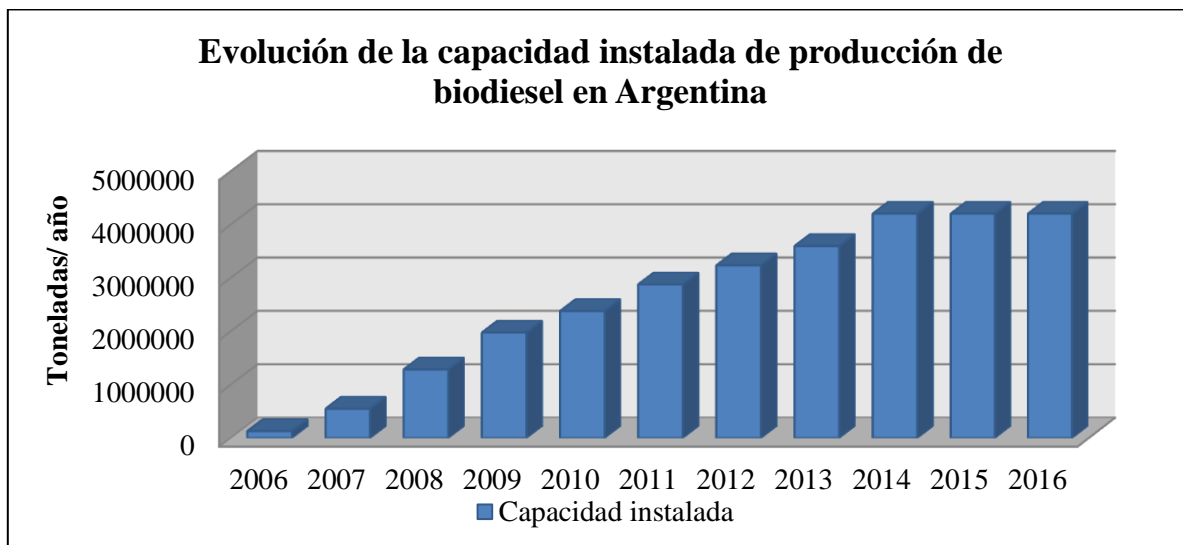


Gráfico 3.18: Evolución de la capacidad instalada de producción de biodiesel en Argentina.

Fuente: Carbio, CADER, Bolsa de comercio de Rosario, //biodiesel.com.ar.

Como se observa en el Gráfico 3.18, la capacidad instalada en Argentina presentó un incremento del 250% en el período 2006-2014, variando de 130.000 toneladas anuales a 4.200.000 toneladas anuales de capacidad.

Desarrollo del mercado del biodiesel en Argentina

En la siguiente tabla y figura se detallan valores de producción, exportaciones y ventas locales de biodiesel en Argentina, en período 2007-2016 (hasta julio).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO


Producción, Ventas al mercado interno y Exportaciones de Biodiesel				
 <p>Fuente: Ministerio de Energía y Minería En toneladas Datos anuales y mensuales</p>				
Fecha	Producción	Ventas al corte	Otras Ventas mercado interno	Exportaciones
2007	168.365	0	0	168.365
2008	711.864	0	265	680.219
2009	1.179.103	0	426	1.142.283
2010	1.820.385	503.325	5.241	1.342.318
2011	2.429.964	739.486	9.256	1.649.352
2012	2.456.578	824.394	50.400	1.543.094
2013	1.997.809	884.358	618	1.149.259
2014	2.584.290	969.456	685	1.602.695
2015	1.810.659	1.012.958	1.403	788.226
2016 (hasta julio)	1.353.198	557.419	2.652	749.835

Tabla
a

3.17: Producción, mercado interno y exportaciones de Biodiesel.

Fuente: Secretaría de energía de la nación.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

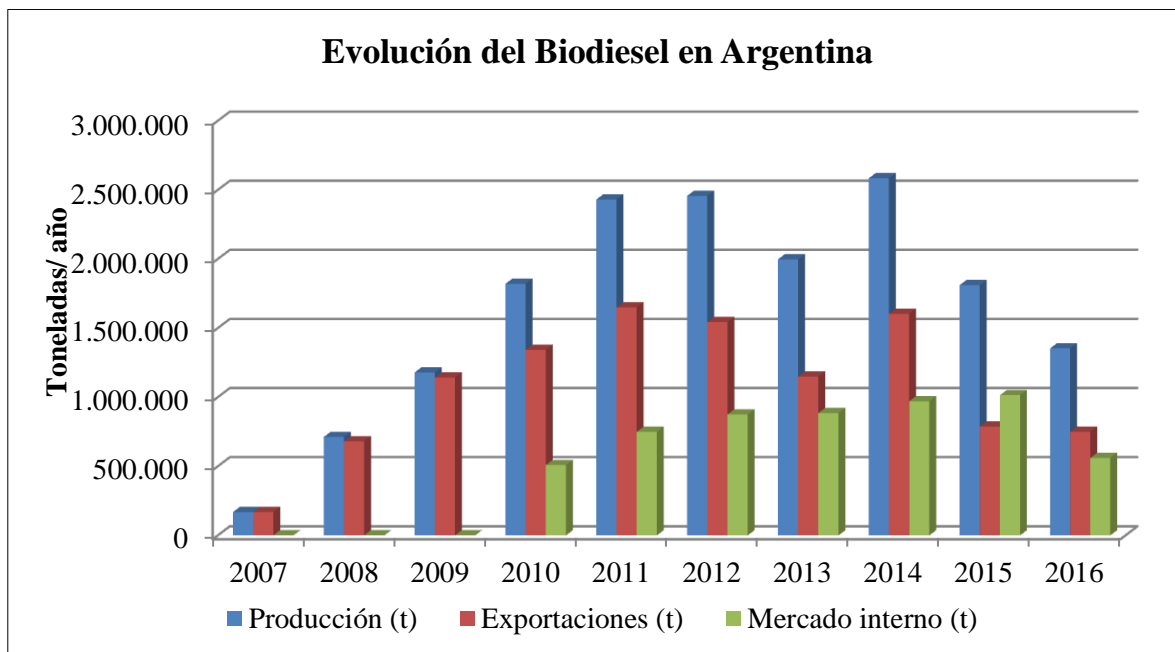


Gráfico3.19: Evolución del biodiesel en Argentina.

Fuente: Secretaria de energía de la Nación.

Las reglamentaciones y regulaciones en la materia prima impulsaron la producción de biodiesel, la puesta en marcha del “Régimen de Promoción para la Producción y Uso Sustentable de Biocombustibles” mediante la ley 26.093, sancionada en 2006 también contribuyó al crecimiento de la industria. La Ley estableció que desde el 1° de enero de 2010 se debía comercializar el gasoil y la nafta con un corte del 5% con biocombustibles (biodiesel y bioetanol, respectivamente). Su foco fue el desarrollo del mercado local de los biocombustibles. El régimen consiste en el otorgamiento de una serie de beneficios impositivos para productores de biocombustibles que vendan al mercado local: devolución anticipada del impuesto al valor agregado, amortización acelerada de impuesto a las ganancias; extensión del impuesto a la ganancia mínima presunta, del impuesto a la tasa hídrica (5% del valor de compra del biocombustible) y del impuesto a los combustibles. Las empresas participantes en el mencionado régimen tienen asegurada la compra de la totalidad del biocombustible que produzcan, al precio calculado por la Secretaria de Energía. Por tanto las empresas deben elegir si producen para el mercado interno o para los mercados de exportación antes de crear la personería jurídica.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Hacia mediados de 2013 la industria Argentina del biodiesel operó al 40% de su capacidad productiva instalada. Los motivos para haber llegado a esta situación es la reducción de las exportaciones a la U.E, consecuencia de las investigaciones dumping que impuso la U.E y que afecto de manera directa a la Argentina, al mismo tiempo que se aplicaron derechos de importación al biodiesel argentino. Según informa CARBIO, en el primer trimestre de 2013 apenas se alcanzaron a exportar 163.500 toneladas de biodiesel, que contrasta con las 410.300 toneladas para el mismo período de 2012, e incluso con los 266.500 de 2011.

El punto de inflexión se debe a la crisis que comenzó en abril de 2012 cuando España, que importaba la mitad de biodiesel argentino, puso un freno a sus compras en represalia a la decisión del gobierno de Cristina Kirchner de expropiar el 51% de las acciones de la petrolera YPF que estaba en manos de la compañía española Repsol. Además el estado argentino subió los aranceles de exportación del biodiesel, perjudicando aún más al sector.



Gráfico 3.20: Variación del precio del barril de petróleo.

Fuente: www.indexmundi.com

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

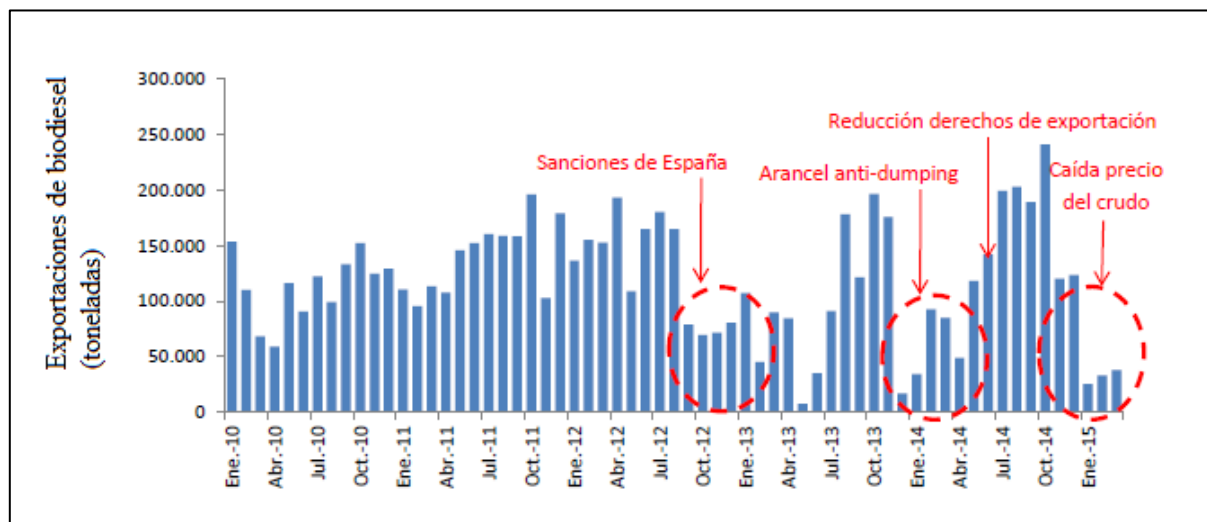


Gráfico 3.21: Exportaciones Argentinas de biodiesel (toneladas).

Fuente: Observatorio UNR en base a INDEC.

Como se puede ver en la gráfica, la exportación de biodiesel cayó en el 2015 respecto al 2014 fundamentalmente debido a la caída de precios del barril de petróleo, lo que produjo una merma en la producción de biocombustibles, tanto de biodiesel como de bioetanol.

En el corriente año 2016, en un gesto de inocultable contenido político, el gobierno español levanto el veto a las importaciones de biodiesel argentino que había impuesto cuatro años atrás como represalia por la estatización compulsiva de las acciones de YPF que tenía la petrolera Repsol. Esta nueva medida política genera un nuevo realce de las exportaciones, asegurando un mejor panorama hacia el futuro.

El primer trimestre de 2016 fue auspicioso desde que la producción de biodiesel creció un 21% respecto al mismo trimestre de 2015, pasando de 330.000 millones a 400.000 millones de litros; y aunque se retornó al nivel alcanzado en 2013 y 2014, éste quedó lejos de la mejor marca ocurrida en 2012 de 710.000 millones de litros en el primer trimestre de ese año.

Configuración de la industria Biodiesel

La gran demanda de combustible verde en la Argentina y en el mundo potenció la expansión de las plantas dedicadas a la producción de biodiesel que hoy se encuentran instaladas en varias

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

provincias argentinas, pero con una mayor concentración en Santa Fe dada la disponibilidad de la materia prima y la proximidad portuaria para el destino de exportación.

En la Argentina funcionan 38 plantas productoras de biodiesel, la mayoría se encuentran ubicadas en Santa Fe, cerca de Rosario y el resto se encuentran distribuidas en diferentes provincias. Del total de las 38 empresas, 10 están adheridas a Carbio (Cámara Argentina de Biocombustibles) y cuentan con una tecnología de punta.

La distribución geográfica de la producción responde a las estrategias de las empresas, dado que en 2006 el sector estaba compuesto por pequeñas firmas independientes, se observaba una gran concentración de la producción de biodiesel en Buenos Aires. En cambio, desde que las grandes empresas ingresaron al mercado de los biocombustibles, la ubicación estratégica por su proximidad a los puertos de exportación y la disponibilidad de materia prima determinaron que la producción de biodiesel se concentrara en Santa Fe como se exhibe en el siguiente tabla.

Provincia	Grandes plantas		Pymes		Total general	
	Cantidad	Toneladas	Cantidad	Toneladas	Cantidad	Toneladas
Santa Fe	10	3090000	8	310000	18	3400000
Buenos Aires	0	0	11	425600	9	425600
Santiago del Estero	1	200000	0	0	1	200000
San Luis	0	0	2	48000	2	48000
Neuquén	0	0	1	80000	1	80000
Entre Ríos	0	0	3	74800	3	74800
La Pampa	0	0	2	10000	2	10000
Totales	11	3290000	27	948400	38	4238400

*Tabla 3.18: Distribución de las industrias de biodiesel.
Fuente: Carbio (Cámara Argentina de Biocombustibles).*

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

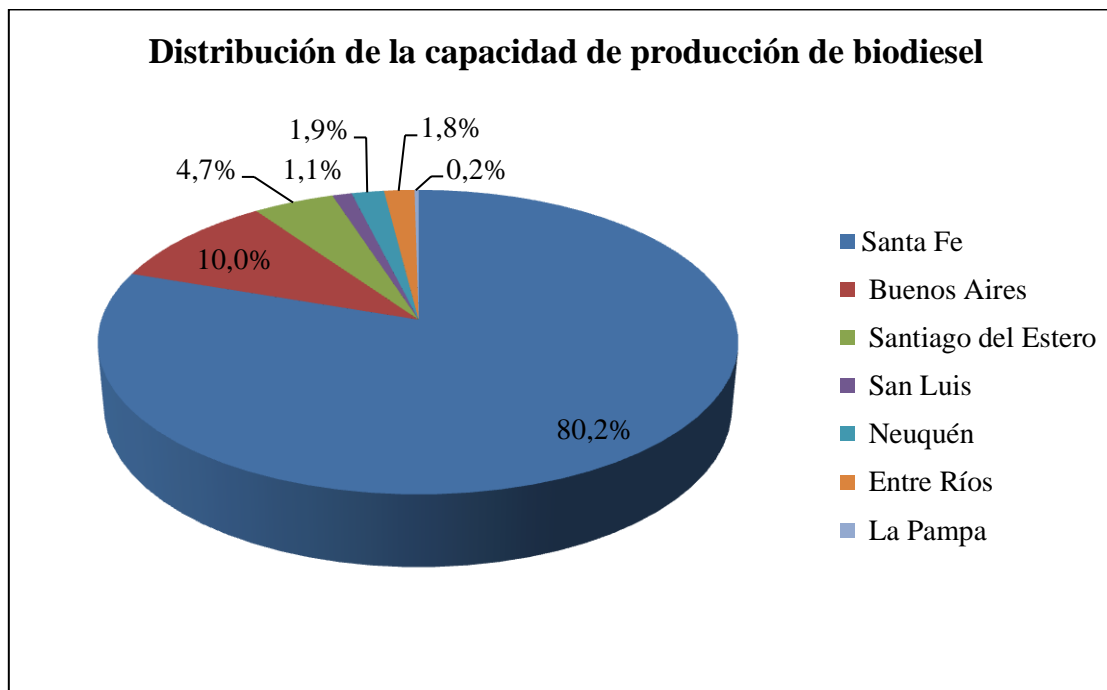


Gráfico 3.22: Distribución de las industrias de biodiesel.
Fuente: Carbio (Cámara Argentina de Biocombustibles).

Registro de empresas productoras de biocombustibles en la república Argentina, fuente: Ministerio de Energía y Minería de la Nación.

Empresa	Ubicación	Categoría	Cap. (t/año)
Cargil S.A.C.I	Santa Fe	Grande	300000
L.D.C. Argentina S.A.	Santa Fe	Grande	600000
Molinos Río de la Plata S.A.	Santa Fe	Grande	145000
Noble Argentina S.A.	Santa Fe	Grande	250000
Renova S.A.	Santa Fe	Grande	525000
Ecofuel T 6 Industrial S.A.	Santa Fe	Grande	500000
Vicentín S.A.I.C	Santa Fe	Grande	160000

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Viluco S.A.	Santiago del Estero	Grande	200000
Explora S.A	Santa Fe	Grande	120000
Patagonia Bioenergía S.A	Santa Fe	Grande	250000
Unitec Bio S.A.	Santa Fe	Grande	240000
Advanced Organic Materials S.A	Buenos Aires	Mediana	50000
Agrupación de Colaboración San Antonio	Buenos Aires	Mediana	50000
Aripar Cereales S.A.	Buenos Aires	Mediana	50000
Biobahía S.A. - Bioxxar	Buenos Aires	Mediana	54000
Biobin S.A.	Buenos Aires	Mediana	54000
Bio Madero S.A.	Buenos Aires	Mediana	48000
Bio Nogoya S.A.	Entre Ríos	Mediana	50000
Bio Ramallo S.A.	Buenos Aires	Mediana	54000
Cremer y Asociados S.A.	Santa Fe	Mediana	50000
Diaser S.A.	San Luis	Mediana	30000
Diferoil S.A.	Santa Fe	Mediana	30000
Energía Renovable S.A. (ENRESA)	La Pampa	Mediana	50000
Establecimiento El Albardón S.A.	Santa Fe	Mediana	100000
Latín Bio S.A.	Santa Fe	Mediana	50000
Maikop S.A.	Neuquén	Mediana	80000
Pampa Bio S.A.	La Pampa	Mediana	50000
Rosario Bioenergy S.A.	Santa Fe	Mediana	36000
Agro M y G S.A.	Buenos Aires	Pequeña	9600

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

BH Biocombustibles S.R.L.	Santa Fe	Pequeña	11000
Colalao del Valle S.A.	Buenos Aires	Pequeña	18000
Doble L Bioenergías S.A.	Santa Fe	Pequeña	11000
Energías Renovables Argentinas S.R.L.	Santa Fe	Pequeña	22000
Héctor A. Bolzan y Cia S.R.L	Entre Ríos	Pequeña	10800
New Fuel S.A.	Entre Ríos	Pequeña	14000
Prochem Bio S.A.	Buenos Aires	Pequeña	20000
Pitey S.A	San Luis	Pequeña	18000
Soyenergy S.A.	Buenos Aires	Pequeña	18000

Tabla 3.19: Registro de empresas productoras de Biodiesel en Argentina.

Fuente: Elaboración propia.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

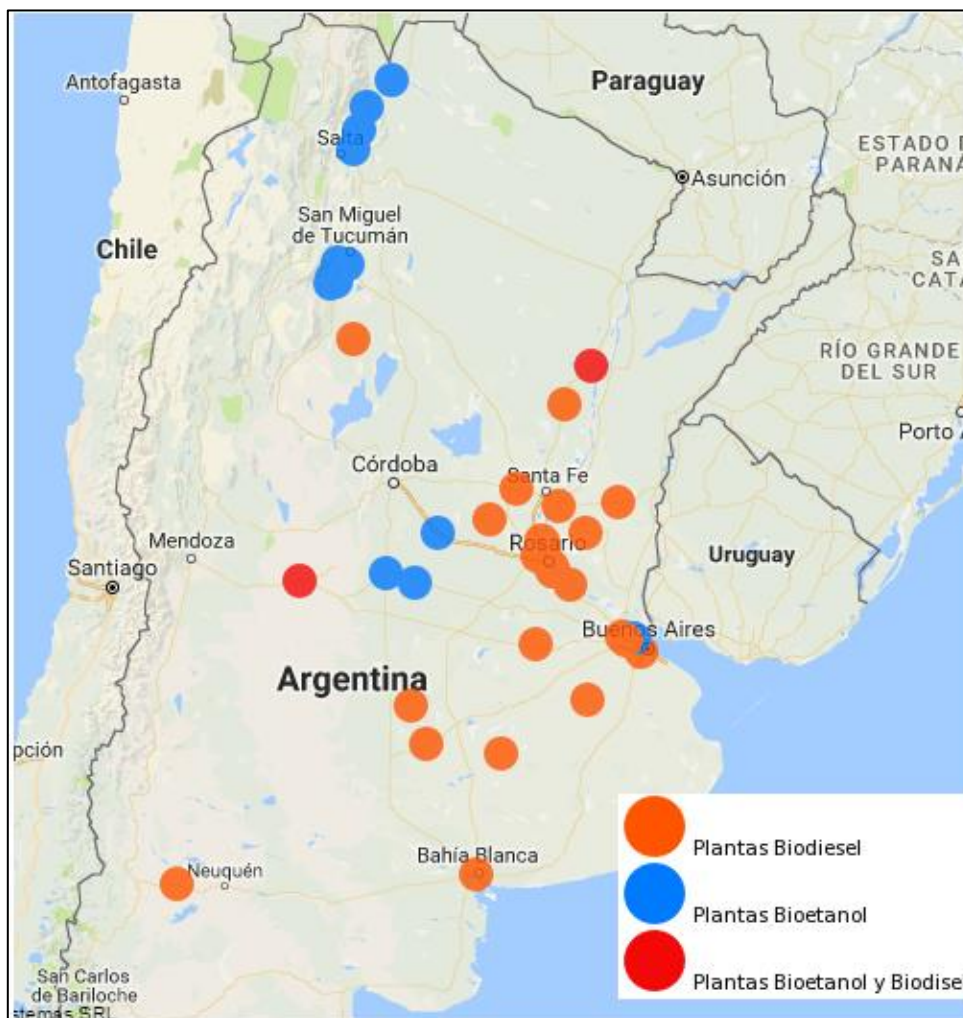


Imagen 3.1: Distribución geográfica de empresas productoras de Biodiesel en Argentina.

Fuente: Ministerio de energía y minería de la nación, <http://sig.se.gob.ar>.

Glicerol crudo

La fabricación del biodiesel origina un subproducto que es el glicerol crudo. En la industria es común que a un subproducto no se le encuentre utilidad y deba ser gestionado como un residuo. Cuando esto ocurre origina un costo adicional al producto objeto de la fabricación y una baja en la rentabilidad del proceso. Si, en cambio, puede ser utilizado como materia prima en otro proceso productivo, sin someterse previamente a una operación de purificación o tratamiento

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

costosa, redundaría en un mayor beneficio económico del proceso productivo, este es el caso del glicerol crudo.

Por cada 10kg de biodiesel producido se obtiene aproximadamente 1 kg de glicerol crudo, es decir un 10% en peso. Este compuesto contiene, según el tipo de proceso y la materia prima utilizada, un porcentaje de glicerol del 40 al 88%, sales, metanol, restos de catalizador y ácidos grasos libres. El costo de purificación es elevado y varía según el grado de pureza que se requiera para su uso posterior, es decir, glicerol crudo (80%), glicerina grado técnico (98%) y glicerina grado USP (99,9%).

El glicerol tiene una enorme cantidad de usos y aplicaciones en diversos tipos de industrias y su costo varía en forma considerable según el grado de pureza. El consumo del mismo continúa aumentando, especialmente el de calidad alimenticia y medicinal, pero la oferta de glicerol proveniente del biodiesel crece a un ritmo superior originando una baja en los precios como consecuencia de la saturación del mercado.

El origen de la glicerina como materia prima, proviene de los subproductos de diversas industrias, entre ellas la de mayor influencia son: la industria del propileno, la industria del jabón y la industria del biodiesel. Por lo tanto el desarrollo de las mismas a lo largo del tiempo estableció las condiciones de dicho compuesto en el mercado y su evolución.

Mercado internacional del Glicerol

Para entender el mercado de glicerol actual es relevante mirar hacia atrás en su desarrollo histórico. El glicerol es la materia prima para la fabricación de explosivos que llevan nitroglicerina, es decir, la base de dinamitas y pólvora sin humo para todos los tipos de municiones. Por lo tanto poco tiempo después de la invención de la nitroglicerina el glicerol se convirtió en un recurso militar. Por lo tanto, cuando la demanda de glicerol debido a la 1ª Guerra Mundial superó el suministro de la industria del jabón, por razones de seguridad militar se crearon las primeras plantas de glicerol, fabricado tanto en Europa como en los EE.UU., donde se producía este compuesto para armamento a través de la fermentación microbiana de azúcar.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

En 1943 el químico alemán I.G. Farben comenzó la producción de glicerol a partir de materia prima de petróleo, utilizando un nuevo proceso “cloración a alta temperatura del propileno con cloruro de alilo”. Plantas similares fueron construidas después de la 2ª Guerra Mundial en Europa, en Japón, en Rusia y en los Estados Unidos. En general, durante más de 60 años el 25% de la demanda mundial de glicerol se encontró con la síntesis petroquímica de propileno; y la otra fracción a partir de la fabricación de jabón, donde el subproducto glicerol ha sido una fuente de ingresos y beneficios durante 60 años. Sin embargo, desde 2003, el mercado de la glicerina sintética se ha interrumpido debido al biodiesel y productos oleoquímicos excedentes de glicerol. El continuo aumento de la producción del biodiesel impulsó el incremento en la oferta de glicerol crudo en los últimos años, por tal motivo, muchas industrias productoras de glicerol sintético tuvieron que retirarse del mercado.

En Japón, las principales fábricas de producción de glicerol sintético dejaron de operar en octubre de 2005, en los EE.UU., Dow Chemical cerró su planta de glicerol de 60.000 toneladas anuales (el mayor del mundo) a principios de 2006, cuando también Procter & Gamble cerró su planta de sus 12.500 toneladas anuales cerca de Londres y unos meses más tarde Solvay en Francia.

Hoy en día, Dow Chemical opera en Alemania su única planta química productora de glicerol sintético, proporcionando glicerol a las empresas farmacéuticas a un nivel de pureza de más de 99,7%, sin embargo, es ahora una fracción insignificante de la producción anual de glicerol a partir del biodiesel.

A continuación se presenta la evolución del mercado de la glicerina, analizando los principales sectores de producción a nivel internacional:

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

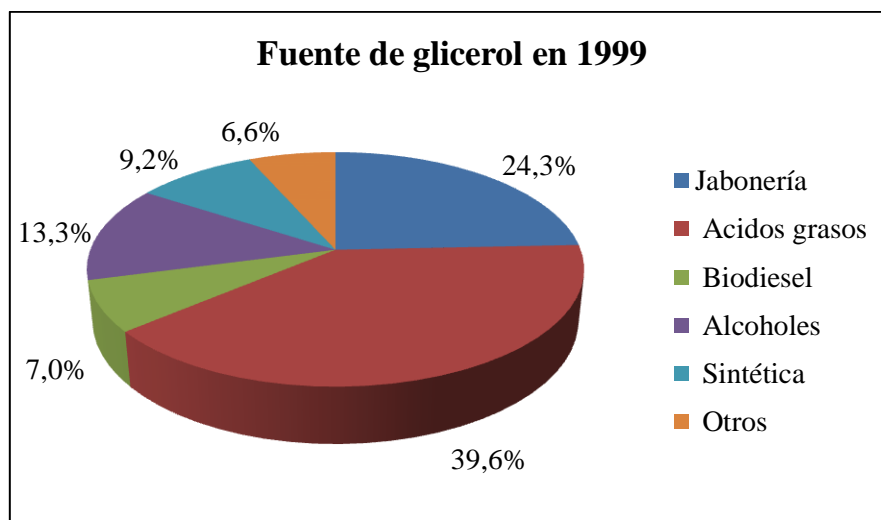
Evolución de la producción mundial de glicerina por sectores (miles de toneladas)

Sector	Año							
	1992	1995	1999	2003	2005	2006	2008	2010
Jabonería	208	201	198	180	160	150	130	90
Ácidos grasos	268	286	322	350	410	430	475	515
Biodiesel	6	40	57	150	369	530	1150	1600
Alcoholes	78	99	108	110	130	152	250	260
Sintética	78	80	75	80	20	0	0	0
Otros	0	15	54	50	35	20	15	20
Total	638	721	814	920	1124	1282	2020	2485

Tabla 3.20: Evolución de la producción mundial de glicerina por sectores.

Fuente: Informes ISF. Producción de Biodiesel. Aplicaciones en países en desarrollo.

En la Tabla 3.20 se muestra la producción de glicerol mundial por sectores desde 1992, extrapolando la capacidad de producción hasta el año 2010. Se observa que el glicerol producido en las plantas de biodiesel representa casi un 65% del mercado total en el año 2010. Por este motivo, otros productores de glicerol y en particular para el caso del glicerol sintético se vieron obligados a desistir el negocio, al no ser competitivos tanto en precio como en volumen, con esta nueva fuente de producción.



PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

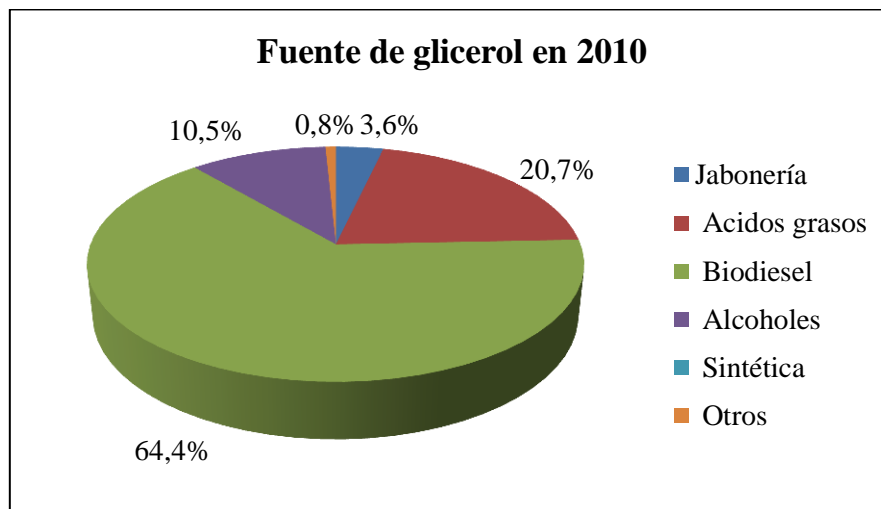


Gráfico 3.23 y 3.24: Principales fuentes de glicerina en el año 1999 y 2010.

Fuente: Informes ISF. Producción de Biodiesel. Aplicaciones en países en desarrollo.

Como se muestra en los gráficos en 1999, las fuentes de producción de glicerol eran principalmente los ácidos grasos 40%, el proceso de fabricación de jabón 24%, de alcoholes 13%, de biodiesel 7%, y la producción sintética a partir del propileno 9%. En 2010, estas fuentes de glicerol cambiaron completamente. La industria de biodiesel fue la que experimentó el mayor cambio, incrementado su porcentaje (7% al 64%) respecto de las demás, que a lo largo de los años redujeron su producción.

Principales empresas productoras de glicerol en el mundo

Empresa	País de ubicación
Cognis Corporation	Estados Unidos
Cognis Oleochemicals Group	Malasia
Croda International	Reino Unido
Dial Corporation	Estados Unidos
Dow Chemical Company	Estados Unidos
Godrej Industries Ltd.	India
Sofiproteol Group	Francia
IOI Oleochemical Industries Berhad	Malasia
Acidchem International Sdn Bhd	Malasia

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Kao Corporation	Japón
Pacific Oleochemicals Sdn Bhd	Malasia
Palm-Oleo Sdn Bhd	Malasia
Procter & Gamble Chemicals	Indonesia
PT Cisadane Raya Chemicals	Indonesia
PT Sinar Oleochemical International	Indonesia
PT Sumi Asih Oleochemical Industry	Indonesia
Setuza A. S.	República Checa
Unilever Holdings Sdn Bhd	Malasia
United Coconut Chemical Inc.	Filipinas

Tabla 3.21: Principales empresas productoras de glicerina en el mundo

Fuente: Informes ISF. Producción de Biodiesel. Aplicaciones en países en desarrollo.

Perspectiva a futuro del Glicerol

Según el informe de la FAO (Food and Agriculture Organization of the United Nations OCDE-FAO Perspectivas Agrícolas 2011-2020) la producción de biodiesel continuara incrementándose, lo que asegura la disponibilidad de glicerol a futuro.

En consecuencia, se puede concluir que la producción de glicerol crudo resultante del biodiesel está aumentando rápidamente en diferentes regiones del mundo. Por lo tanto, nuevos usos del glicerol crudo son requeridos para absorber el problema de exceso de este subproducto en un futuro próximo y los investigadores deben estudiar en profundidad para averiguar los medios posibles para la utilización de este compuesto en la forma económica.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

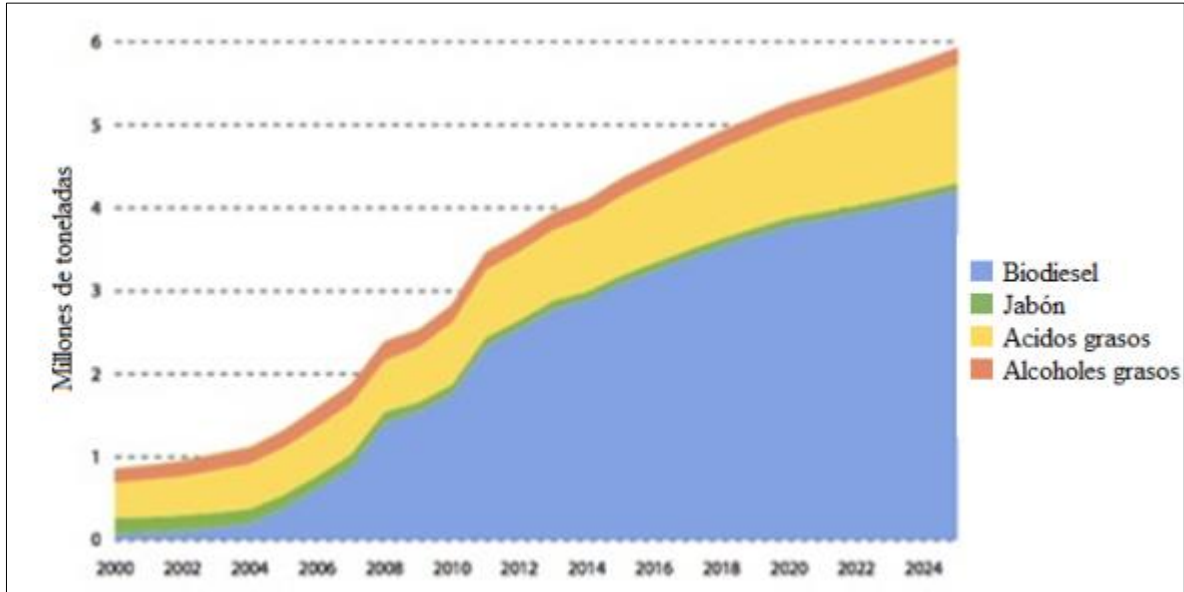


Gráfico 3.25: Fuentes de glicerina a futuro.

Fuente: Understanding the Glycerol Market.

Mercado nacional del Glicerol

Análisis de consumo y disponibilidad del glicerol

El consumo de glicerol bruto a nivel nacional es estimado a partir de los valores extraídos de SCAVAGE y TRADE MAP, expuestos en la siguiente tabla, en conjunto con los datos de producción nacional, que se relacionan de la siguiente manera:

Consumo nacional aparente: importaciones + producción – exportaciones

Consideraciones:

- Para calcular la producción nacional de glicerol partimos de la relación siguiente, son generados 0.105 kg de glicerol crudo por cada 1 kg de biodiesel.
- Otro productor de glicerol es la industria jabonera, en la cual se obtiene también como subproducto. La producción de este sector no es relevante comparado con la del biodiesel y en los últimos años no ha superado las 20 mil toneladas anuales. Además no existe una industria local con el volumen y las perspectivas de crecimiento como lo es la del

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

biodiesel. Por este motivo, no la tendremos en cuenta en nuestros cálculos de la disponibilidad de materia prima.

Por otro parte para calcular la disponibilidad de glicerol crudo en el mercado local, se resta a la producción nacional, el consumo nacional aparente calculado. Luego de esto, se realiza la proyección de la disponibilidad de glicerol crudo como materia prima a futuro.

Disponibilidad de glicerina en el mercado= producción nacional – consumo nacional aparente

Año	Producción Biodiesel (toneladas)	Producción de glicerol (toneladas)	Exportaciones (toneladas)	Importaciones (toneladas)	Consumo aparente (toneladas)	Glicerol disponible (toneladas)
2007	168.365	17.678	477	2.368	19.569	-1.891
2008	711.864	74.746	296	3.783	78.232	-3.487
2009	1.179.103	123.806	15.317	2.346	110.835	12.971
2010	1.820.385	191.140	56.664	940	135.417	55.723
2011	2.429.964	255.146	60.146	868	195.868	59.278
2012	2.456.578	257.941	68.851	773	189.863	68.077
2013	1.997.809	209.770	100.999	1.993	110.764	99.006
2014	2.584.290	271.350	102.516	564	169.399	101.952
2015	1.810.659	190.119	87.038	325	103.406	86.713

Tabla 3.22: Análisis del mercado de Glicerina en Argentina.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de la Secretaría de energía y minería de la nación, Scavage, Trade Map.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

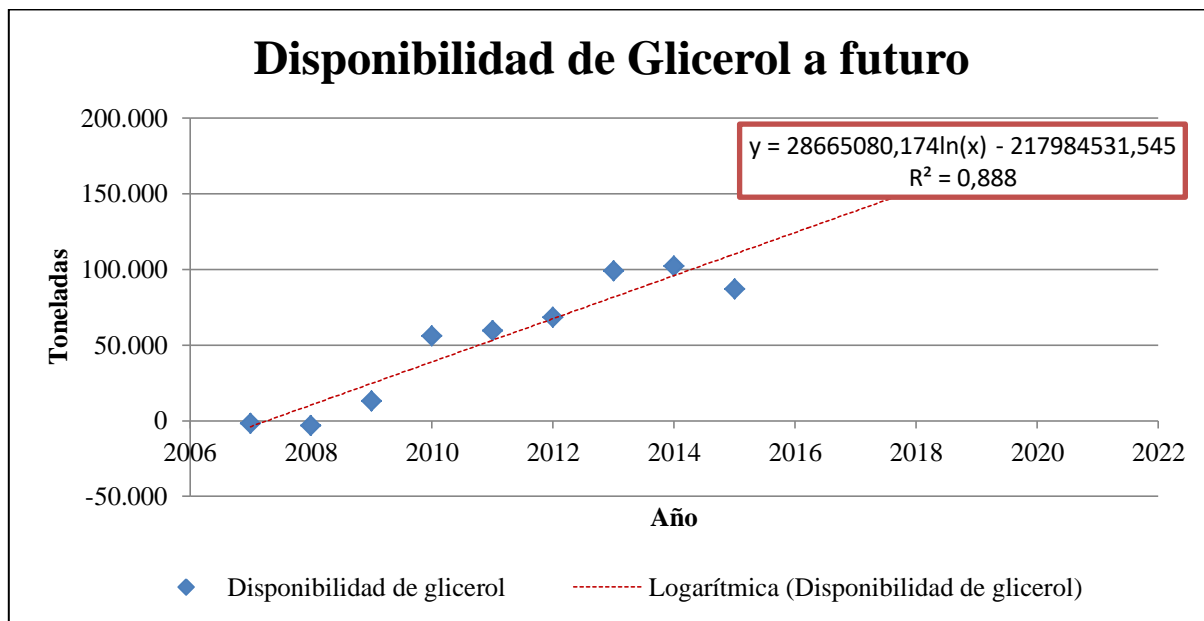


Gráfico 3.26: Regresión de disponibilidad de glicerol.

Fuente: Elaboración propia.

Como se puede observar en la gráfica, existe un punto en el año 2015 que no es acorde a la tendencia que se reflejan años anteriores, por tal motivo se corregirá la curva de regresión eliminando dicho punto. Esto es posible dada la justificación siguiente: En el año 2015 debido a la caída de precios relativos de gasoil, la producción de biodiesel tuvo un freno en Argentina, reduciendo de forma directa la producción de glicerina cruda.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

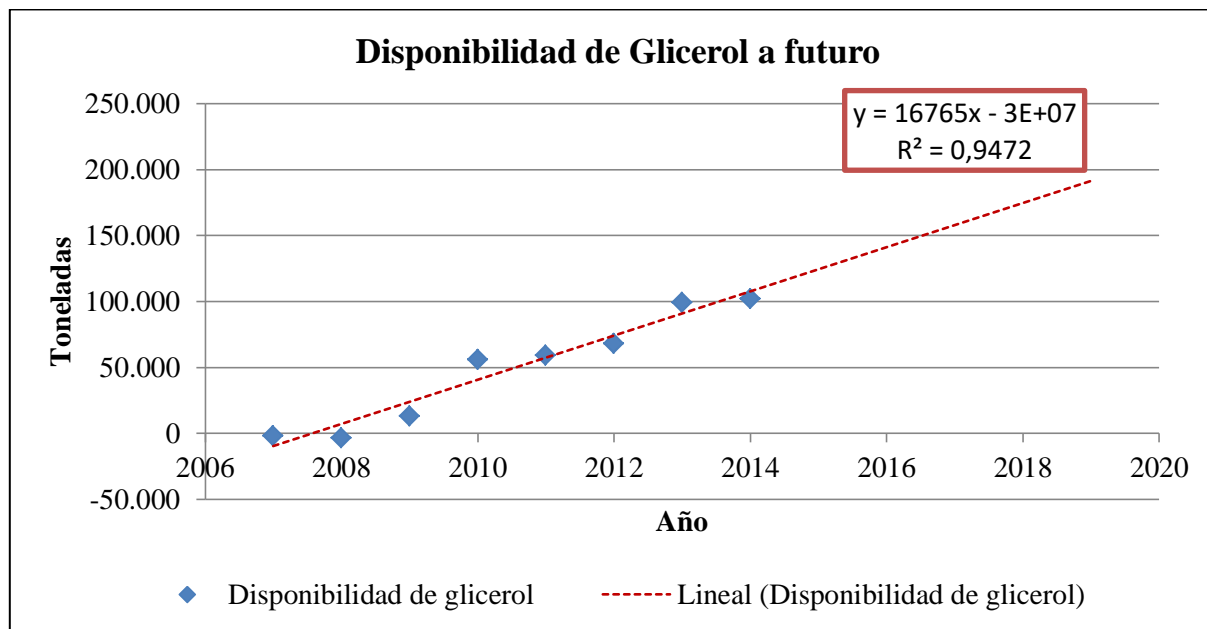


Gráfico 3.27: Regresión de disponibilidad de glicerol corregida.

Fuente: Elaboración propia.

Teniendo en cuenta la ecuación encontrada producto del modelo de regresión realizado, calculamos la disponibilidad de glicerol proyectando 9 años a futuro, debido a que solo disponemos de información estadística en un período de 9 años anteriores.

En cuanto al modelo de tendencia podemos decir que la función lineal encontrada, con una confiabilidad de $R=0,9472$ nos brinda seguridad de nuestro análisis.

Ecuación de regresión: $y = 16.764,71x - 33.656.486,01$

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Año	Glicerol disponible (toneladas)
2007	-3.898
2008	-5.495
2009	10.962
2010	53.713
2011	57.267
2012	66.065
2013	96.993
2014	99.938
2015	84.698
2016	141.169
2017	157.934
2018	174.699
2019	191.463
2020	208.228
2021	224.993
2022	241.758
2023	258.522
2024	275.287

Tabla 3.23: Disponibilidad a futuro de Glicerol.

Fuente: Elaboración propia a partir del modelo de tendencia.

Analizando la Tabla 3.22 la disponibilidad de glicerol en los últimos años ha crecido de forma continua, tanto como las exportaciones. Esto es debido al gran remanente que no es adquirido por la industria nacional. Además, los datos otorgados por la aduana argentina, indican que este glicerol es exportado en su mayoría crudo y con poco valor agregado.

La Tabla 3.23 expone los valores predichos por el modelo de tendencia hasta el año 2024. Para este año se alcanzarán las 275 mil toneladas anuales y resultan muy alentadores para los requerimientos de materia prima que serán necesarios. De este análisis se puede concluir que la disponibilidad de glicerol crudo para la realización del proyecto es muy satisfactoria.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Análisis de precios internacionales del glicerol

El acelerado crecimiento de la industria del biodiesel ha generado un exceso de glicerol debido a que la demanda de la misma no incrementó en la misma magnitud. Esto ha repercutido fuertemente en su precio, lo que se ve reflejado en su evolución a lo largo de los años. Como puede apreciarse en el Gráfico 3.28 el precio de la glicerina refinada estadounidense tuvo un fuerte descenso en los últimos años siguiendo la tendencia mundial.

Esta desvalorización de glicerina, agravada por la baja calidad comercial, que reduce la alternativa de venderla, ha generado un problema económico y ambiental, este panorama condujo a que muchos investigadores se interesen en encontrar y desarrollar nuevas alternativas para utilizar el glicerol o para tratarlo de manera de obtener otro producto. En consecuencia, surgieron nuevas aplicaciones, que permitieron la apertura de nuevos mercados. Los factores clave que impulsan el crecimiento del mercado incluyen la creciente demanda de productos cosmético, de higiene personal y farmacéuticos.

Debido a estos nuevos “usos” el mercado del glicerol refinado ha tenido un crecimiento. Por mismo motivo es que el precio del glicerol tanto crudo como refinado comenzó a crecer en pequeña magnitud desde el año 2009.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

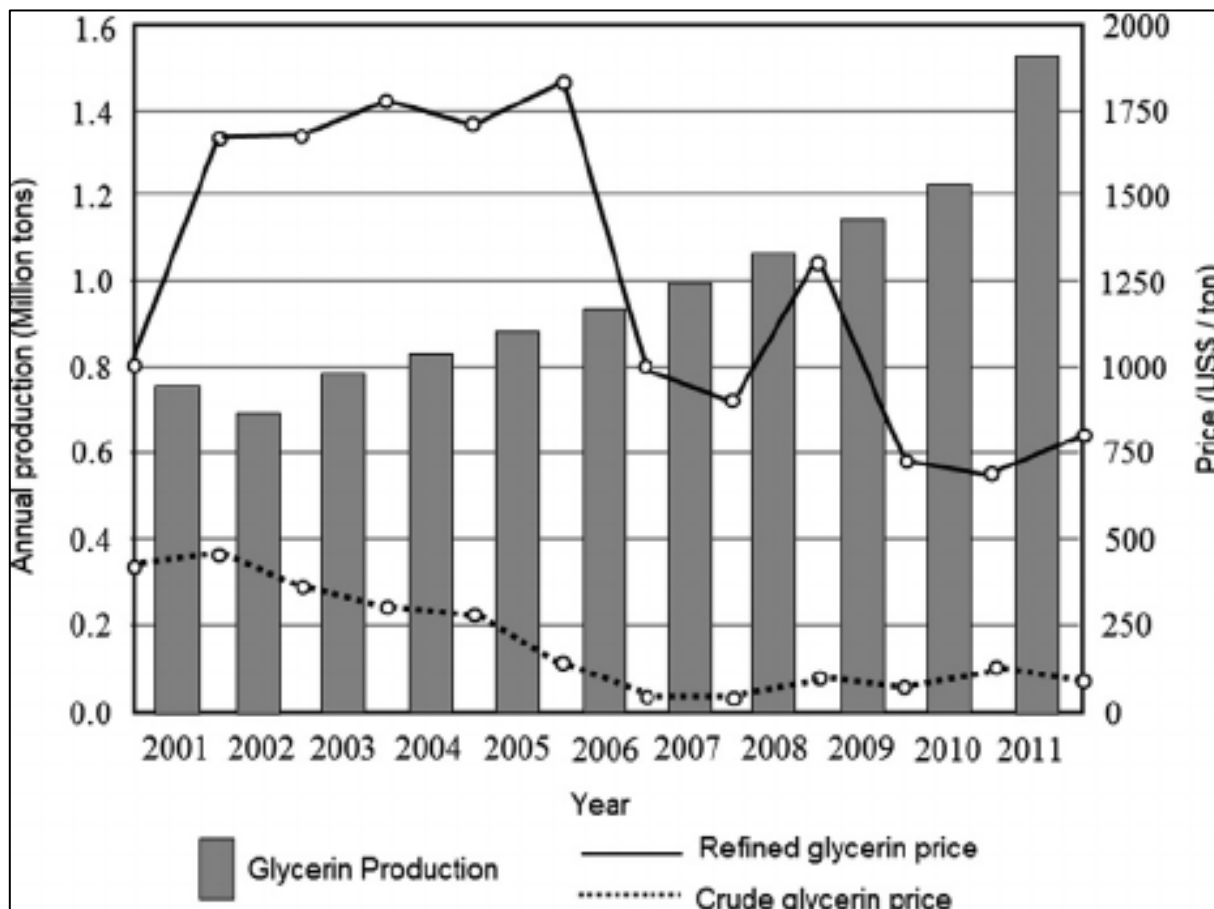


Grafico 3.28: Proyección global de producción y precio del glicerol.

Fuente: www.researchgate.net

Análisis de precios del Glicerol crudo a futuro

El precio de glicerol en bruto viene disminuyendo abruptamente, cayendo a cero e incluso negativo, lo que genera que algunos productores biodiesel se vean obligados a incinerarlos o pagar para que se lo retiren de sus plantas.

Analizando los precios del glicerol crudo que se ha exportado, así como los precios internacionales en el mercado, se pueden estudiar los precios aproximados del mismo con el fin de realizar un pronóstico a futuro.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

En la Tabla 3.24 se observa que el precio del glicerol en los últimos años ha disminuido; esto es debido a los grandes excedentes de glicerol crudo que son generados por las industrias de biodiesel. Cabe destacar que los precios considerados para el glicerol crudo son promedios anuales.

Otro punto considerado es el precio del glicerol en función del grado de refinamiento, es decir el contenido de impurezas reduce su precio. Los valores de dicha tabla corresponden al glicerol con una concentración aproximadamente del 80% p/p, el cual va ser nuestra materia prima, concentraciones superiores tienen un costo superior.

Período	Cantidad exportada (kg)	Valor FOB (USD)	Precio FOB glicerina (USD/t)
2007	11.820.661	4.144.883	350,65
2008	74.774.375	26.622.296	356,04
2009	108.375.718	13.404.237	123,68
2010	156.042.928	24.736.540	158,52
2011	170.854.334	46.221.784	270,53
2012	164.646.636	43.720.659	265,54
2013	75.215.589	23.390.471	310,98
2014	168.395.306	34.618.097	205,58
2015	78.634.083	11.686.104	148,61
2016	154.235.624	16.661.087	108,02

Tabla 3.24: Serie de precio unitario del glicerol.

Fuente: Elaboración propia, Scavage.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

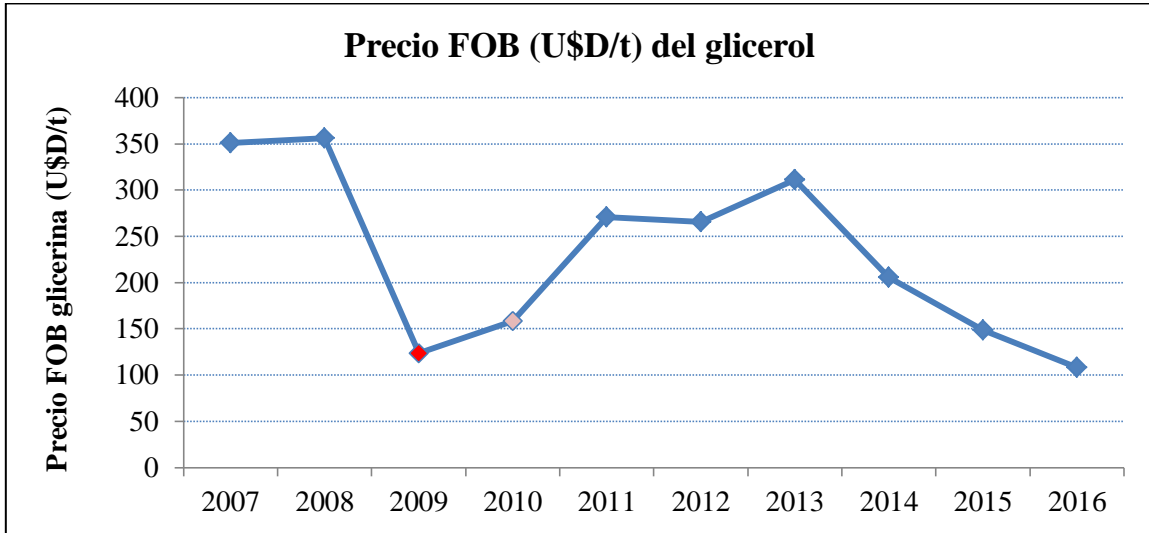


Gráfico 3.29: Serie de precio unitario del glicerol.

Fuente: Elaboración propia, Scavage.

Ahora debemos realizar la predicción de precios hasta el año 2024 y para lograrlo es necesario trabajar con dicha serie de precios. Lo primero que realizaremos, al igual que en casos anteriores es suavizar aquellos puntos que presentan anomalía en cuanto a las tendencias normales. Un punto fuera de control es el año 2009, donde el contexto mundial económico condujo a una caída en casi todos los precios de commodities en mercados internacionales, para luego al año siguiente comenzar a recuperarse.

Por lo tanto el valor de FOB glicerina (USD/t) en el año 2009 fue eliminado y el del 2010 se promedió con valores del año 2008 y 2011. Otro punto fuera de las tendencias se presenta en el año 2013, este valor también fue promediado con valores de año anterior y posterior. Como ya se explicó anteriormente en 2013 debido a conflictos con la Unión Europea, Argentina no comercializó sus productos en igual medida en dicho mercado, reduciendo la producción de biodiesel, como consecuencia de esto, la disponibilidad de glicerol crudo en el mercado nacional se redujo, aumentando su precio. Luego de realizar estas correcciones se procedió a utilizar el modelo de tendencia cuyo fin es estimar a futuro el precio del glicerol.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Período	Cantidad (kg)	Valor FOB (U\$D)	Precio FOB (U\$D/t) suavizado
2007	11.820.661	4.144.883	350,65
2008	74.774.375	26.622.296	356,04
2010	156.042.928	24.736.540	313,28
2011	170.854.334	46.221.784	270,53
2012	164.646.636	43.720.659	265,54
2013	75.215.589	23.390.471	235,56
2014	168.395.306	34.618.097	205,58
2015	78.634.083	11.686.104	148,61
2016	154.235.624	16.661.087	108,02

Tabla 3.25: Precios FOB (U\$D/T) suavizados del glicerol.

Fuente: Elaboración propia, Scavage.

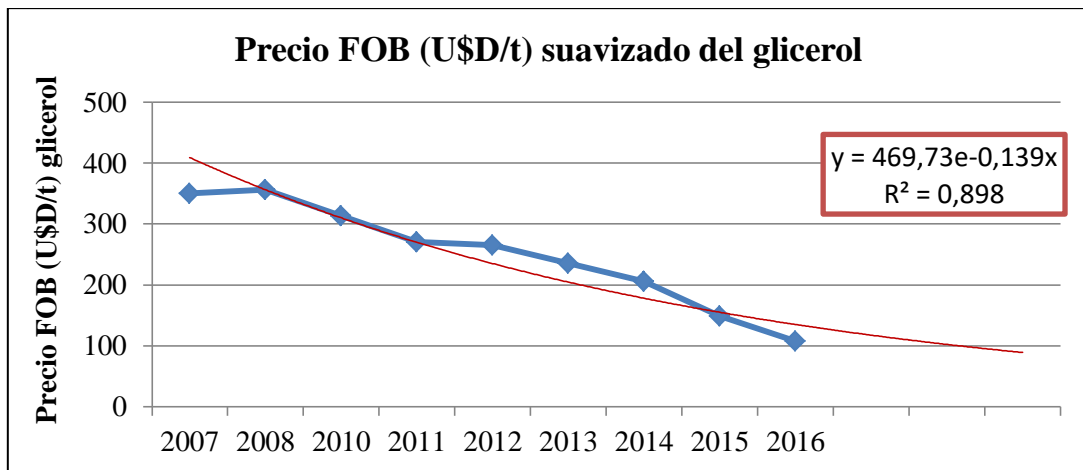


Gráfico 3.30: Precios FOB (U\$D/T) suavizados del glicerol y curva de regresión.

Fuente: Elaboración propia, Scavage.

Como se puede observar en el Gráfico 3.30 el índice de confiabilidad de dicha curva de tendencia muestra un valor de $R=0,898$ el cual nos indica un confiable análisis a futuro a pesar de las fluctuaciones económicas de Argentina. Teniendo en cuenta la ecuación de la curva de tendencia analizaremos los precios del glicerol a futuro.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Año	Precio FOB (USD/t) suavizado
2007	350,6473115
2008	356,0350187
2010	313,2841512
2011	270,5332836
2012	265,5423765
2013	235,559377
2014	205,5763775
2015	148,6137252
2016	108,0235977
2017	116,9981428
2018	101,8150632
2019	88,6023217
2020	77,10422373
2021	67,0982566
2022	58,39078356
2023	50,81329645
2024	44,21915479

*Tabla 3.26: Precio a futuro del glicerol.
Elaboración propia, Scavage.*

La Tabla 3.26 expone la estimación del precio de la glicerina cruda para el año 2024, realizado con el modelo de tendencia. Como conclusión del análisis podemos asegurar que los costos de nuestra materia prima se reducirán con el tiempo, maximizando de esta forma la rentabilidad de la empresa.

ANÁLISIS FODA

Fortalezas	<ul style="list-style-type: none"> • Aplicaciones en el área cosmética, principalmente en productos de protección solar. • Mercado ampliamente difundido en Europa, América del Norte, algunos países de Asia y emergente en Latinoamérica. • Rápido crecimiento del mercado debido al incremento del conocimiento de los consumidores. • Obtención biotecnológica, proceso más simple respecto al necesario
-------------------	--

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

	<p>para otras materias primas.</p> <ul style="list-style-type: none">• Múltiples formas de presentación, desde cremas, polvos a aerosoles.• Genera coloración más natural, sin manchas, sin olores ni contraindicaciones.• Aporta valor agregado a una materia prima ampliamente disponible.• Recursos humanos capacitados.• Innovación y calidad en los diferentes productos cosméticos.• Altos rendimientos de producción con materia prima de baja concentración
Oportunidades	<ul style="list-style-type: none">• Auge del consumo de productos autobronceantes y protectores solares.• Producto no fabricado en el país ni en la región Mercosur.• Existe un gran consumo del producto en países cercanos a Argentina, especialmente de Brasil, que forma parte del MERCOSUR, lo que facilita el comercio.• Mercado potencial en Sudamérica.• Producto de venta libre en farmacias.• Materias primas para productos cosméticos importada generalmente de Alemania.• Gran proporción de turistas buscan destinos soleados, tanto playas como montaña.
Debilidades	<ul style="list-style-type: none">• Producto que no tiene suficiente marketing.• Se usa en bajas concentraciones.• No es un producto indispensable.• El mercado de la protección solar y autobronceantes representa una porción muy pequeña del mercado total de cosméticos.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Amenazas	<ul style="list-style-type: none">• Producción de otras empresas mediante otros métodos.• Inestabilidad de la economía nacional.• Competencia con grandes productores como Estados Unidos, Alemania o China.
-----------------	--

CONCLUSIÓN

Basados en el análisis de mercado realizado, se observa que el mercado de productos de protección solar y bronceado está en pleno auge y es un mercado potencial que está emergiendo tanto por la concientización de la gente en el cuidado contra los rayos UV como por la cultura de la estética, esta misma fortalecida por productos más naturales que evitan efectos adversos a la salud y la erradicación de alternativas como camas solares.

En nuestro país la mayor amenaza es la inestabilidad económica y las reglas de mercado cambiantes, las mismas deberán afrontarse y superarse debido al riesgo natural que presenta un mercado dinámico.

Sudamérica se consolida como un mercado potencial dentro de los próximos años con un fuerte comercio con Brasil, el cual es el máximo productor y se impone como una alternativa para exportar nuestro producto a largo plazo.

Observando la ausencia de un productor de DHA en el país, se puede concluir que el proyecto es viable en el contexto nacional. En función de los datos de la demanda insatisfecha, se estima que la capacidad de la planta será de pequeña escala a corto plazo evaluando una posible expansión a futuro.

La materia prima necesaria para la producción fermentativa de DHA, es decir el glicerol crudo, cuenta con un crecimiento a largo plazo. Como consecuencia del elevado costo de purificación y la ausencia del uso para aumentar su valor agregado, nos permite disponer de este insumo en cantidad necesaria a un precio que tiende a un descenso aumentando la rentabilidad de la planta.

CAPÍTULO 4

LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

MACROLOCALIZACIÓN

El siguiente capítulo tiene como objetivo analizar y determinar la zona geográfica o región en la cual el proyecto industrial posee mayor influencia con el medio o entorno, para ello es necesario describir sus respectivas ventajas y desventajas, como así también sus características específicas.

El fin pretendido en cualquier problema sobre la ubicación de fábricas, es la elección del lugar que permitirá reunir los materiales necesarios, realizar los procesos de fabricación y entregar el producto a los clientes con el costo total más bajo posible.

La planta industrial está planificada ubicarse en territorio argentino, aprovechando la emergente producción de biodiesel nacional, acompañado a esto, la creciente disponibilidad de su subproducto como es el glicerol crudo, materia prima básica para la producción de la Dihidroxiacetona.

Es fundamental tomar la decisión correcta respecto en qué provincia, departamento, ciudad, etc. se dispone de las mejores condiciones socioeconómicas y ambientales para la instalación de la misma, para ello se realiza un estudio considerando diversos factores.

Los factores a tener en cuenta para poder decidir cuál es la región más apta para la ubicación de la planta de producción de DHA, se mencionan a continuación:

- 1) Zona de consumo o de mercado.
- 2) Disponibilidad de materia prima.
- 3) Disponibilidad de mano de obra.
- 4) Disponibilidad de servicios generales.
- 5) Beneficios impositivos otorgados exclusivamente por la elección de la localización.

Para realizar el presente análisis se aplica un primer paso seleccionador necesario, con el objeto de que las comparaciones finales, se hagan entre un número pequeño de los sitios más prometedores entre todos los posibles. Un método útil para encontrar una ubicación posible de la planta, sobre el cual hay que hacer un análisis, es el llamado método de Carga-Distancia.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

El método de carga distancia es un modelo general matemático que se usa para evaluar localizaciones en término de factores de proximidad. El objetivo es seleccionar una localización que minimice el total de las cargas ponderadas que entran y salen de la instalación.

Las variables utilizadas son:

- Carga: capacidad de producción (Tn/año)
- Distancia: distancia euclidiana, que es la distancia en línea recta entre dos puntos se expresa en coordenadas sobre la cuadrícula de un mapa (x,y)

El cálculo se realiza teniendo como punto de partida un punto de referencia ($x^{\circ};y^{\circ}$) en la cuadrícula, la misma fue proyectada en la aplicación Google Maps. En base a las coordenadas de referencia se obtienen las distancias a cada localización (plantas y laboratorios). Luego se realiza una analogía con el cálculo de centro de gravedad.

$$x' = \frac{\sum ci * xi}{\sum ci} \quad ; \quad y' = \frac{\sum ci * yi}{\sum ci}$$

($x_i; y_i$) = Coordenadas relativas en la cuadrícula de cada localización.

C_i = Capacidad de producción.

($x'; y'$) = Coordenadas de la mínima carga distancia.

Este método se aplica para conocer la ubicación óptima de la planta en función de los consumidores, en este caso laboratorios de cosméticos, y en función de los proveedores de glicerol crudo. Por lo tanto se obtendrán dos ubicaciones, de las cuales se elegirá la más relevante a nuestro criterio, y luego se buscará una ubicación real más cercana a la óptima teórica.

Zona de consumo o de mercado

La Dihidroxiacetona sólo se consume para la fabricación de productos bronceadores, autobronceantes y en protección solar, lo que implica que el mercado consumidor es el mercado

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

de los laboratorios cosméticos. Para encontrar una ubicación óptima teniendo en cuenta estos establecimientos, se realiza la localización en un mapa con la información obtenida del ANMAT (Administración Nacional de Medicamentos, Alimentos y Tecnología médica), organismo oficial que los regula.

Laboratorios consumidores de DHA			
Establecimiento	Domicilio de la planta	Localidad	Provincia
Industrias químicas independencia S.A. (IQUISA)	Márquez Av. 1407 / Loma Hermosa	Ciudad Autónoma de Buenos Aires	Buenos Aires
Industrias químicas independencia S.A. (IQUISA)	Tabaré 1040 / Pompeya	Ciudad Autónoma de Buenos Aires	Buenos Aires
Aerojet S.A.C.I.F.I.	Riglos 5560/5615	González Catán	Buenos Aires
Algabo S.A.	Estados Unidos 5133	Tortuguitas	Buenos Aires
Eneve Cosmética S.R.L.	Remedios de Escalada de San Martín 2461/63	Ciudad Autónoma de Buenos Aires	Buenos Aires
Laboratorio Codac S.R.L.	Génova 4045	Ciudadela	Buenos Aires
Laboratorio Cosmetológico Crembel S.R.L.	Avellaneda 2919	Lomas del Mirador	Buenos Aires
Laboratorios Ethicus	Argerich 687	Godoy Cruz	Mendoza
Laboratorios Wilquim S.R.L.	Villa Dominico 1874	Avellaneda	Buenos Aires
Laboratorios Cosmos S.R.L.	Juan Manuel de Rosas 2028	Rosario	Santa Fe

Tabla 4.1: Lista de laboratorios fabricantes de productos bronceantes y protección solar.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos del ANMAT.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Como puede observarse en la imagen 4.1, 8 de los 10 laboratorios que fabrican bronceadores, autobronceantes y protectores solares en el país, están localizados en la ciudad de Buenos Aires y alrededores, como consecuencia de las facilidades comerciales en dicha provincia.



Imagen 4.1: Localización de los laboratorios fabricantes de bronceadores, autobronceantes y protectores solares.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de la ANMAT y utilizando Google Maps.

En base a las coordenadas proporcionadas por el mapa virtual y como se mencionó anteriormente a partir del procedimiento matemático, se obtiene la ubicación óptima teórica de la planta teniendo en cuenta el mercado consumidor. Se asignan capacidades unitarias para cada laboratorio productor, debido a la ausencia de datos.

La ubicación obtenida (Imagen 4.2) se encuentra a una distancia aproximada de 10km de la ciudad de Carmen de Areco (pcia. de Buenos Aires) y cercana a la ruta provincial N°31.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Imagen 4.2: Ubicación de la planta teórica en función de los laboratorios productores.

Fuente: Elaboración propia a partir de Google Maps.

Disponibilidad de materia prima

La disponibilidad de materia prima se considera como uno de los factores más influyentes a la hora de tomar una decisión sobre la posible ubicación de la planta. En nuestro caso la producción de Dihidroxiacetona necesita de un compuesto fundamental como lo es el glicerol crudo. Esto conlleva a buscar aquellas empresas que dispongan de este insumo para la venta, las cuales deben contar con el mismo como subproducto en cantidades suficientes para abastecer lo demandado por nuestra industria, como también una distancia mínima de transporte y una calidad específica solicitada.

Para obtener la ubicación óptima teórica se analiza geográficamente la industria del biodiesel.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Ubicación y capacidad de plantas productoras de biodiesel en Argentina

N°	Empresa productoras de biodiesel	Ubicación	Capacidad de producción (t/año)	Disponibilidad de glicerol (t/año)
1	Cargill S.A.C.I	Santa Fe	300000	30000
2	L.D.C. Argentina S.A.	Santa Fe	600000	60000
3	Molinos Rio de la Plata S.A.	Santa Fe	145000	14500
4	Noble Argentina S.A.	Santa Fe	250000	25000
5	Renova S.A.	Santa Fe	525600	52560
6	Ecofuel T 6 Industrial S.A.	Santa Fe	500000	50000
7	Viluco S.A.	Sgo. del Estero	200000	20000
8	Explora S.A	Santa Fe	120000	12000
9	Patagonia Bioenergía S.A	Santa Fe	250000	25000
10	Unitec Bio S.A.	Santa Fe	240000	24000
11	Advanced Organic Materials S.A	Buenos Aires	50000	5000
12	Agrupación de Colaboración San Antonio	Buenos Aires	50000	5000
13	Aripa Cereales S.A.	Buenos Aires	50000	5000
14	Biobahía S.A. – Bioxxar	Buenos Aires	54750	5475
15	Biobin S.A	Buenos Aires	54750	5475
16	Bio Madero S.A.	Buenos Aires	48000	4800
17	Bio Nogoyá S.A.	Entre Ríos	50000	5000
18	Bio Ramallo S.A.	Buenos Aires	54750	5475

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

19	Cremer y Asociados S.A.	Santa Fe	50000	5000
20	Diaser S.A	San Luis	30000	3000
21	Diferoil S.A.	Santa Fe	30000	3000
22	Energía Renovable S.A.(ENRESA)	La Pampa	50000	5000
23	Establecimiento El Albardón S.A.	Santa Fe	100000	10000
24	Latín Bio S.A.	Santa Fe	50000	5000
25	Maikop S.A.	Neuquén	80000	8000
26	Pampa Bio S.A.	La Pampa	50000	5000
27	Rosario Bioenergy S.A	Santa Fe	36000	3600
28	Agro M y G S.A.	Buenos Aires	9600	960
29	BH Biocombustibles S.R.L.	Santa Fe	11000	1100
30	Colalao del Valle S.A.	Buenos Aires	18000	1800
31	Doble L Bioenergías S.A.	Santa Fe	11000	1100
32	Energías Renovables Argentinas S.R.L.	Santa Fe	22000	2200
33	Héctor A. Bolzan y Cia S.R.L	Entre Ríos	10800	1080
34	New Fuel S.A.	Entre Ríos	14000	1400
35	Prochem Bio S.A.	Buenos Aires	20000	2000
36	Pitey S.A	San Luis	18000	1800
37	Soyenergy S.A	Buenos Aires	18000	1800

Tabla 4.2: Registro de empresas productoras de Biodiesel en Argentina.

Fuente: Elaboración propia a partir del Ministerio de energía y minería de la nación y Cámara Argentina de Energía Renovable.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Distribución geográfica de plantas productoras de biodiesel en Argentina



Imagen 4.3: Distribución geográfica de plantas de biodiesel en Argentina.

Fuente: Elaboración propia a partir de Google Maps.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

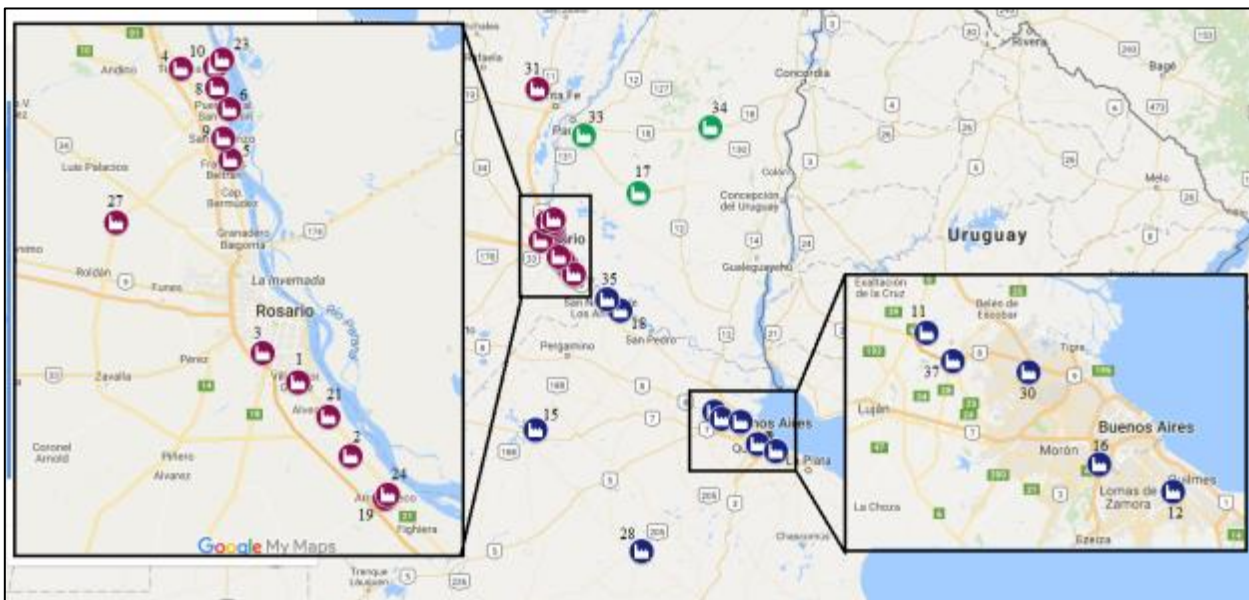


Imagen 4.4: Ampliación de las zonas con mayor densidad de plantas de biodiesel en Argentina.

Fuente: Elaboración propia a partir de Google Maps.

Nuevamente se realizan los cálculos con las coordenadas obtenidas de Google Maps junto con las capacidades conocidas para obtener la ubicación teórica óptima. Esta ubicación (Imagen 4.5) se encuentra en las cercanías del río Carcarañá, aproximadamente a mitad de distancia entre la ruta nacional N°9 y la ruta provincial N°34 (provincia de Santa Fe).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Imagen 4.5: Localización de la planta de DHA en función de los proveedores de glicerol crudo.

Fuente: Elaboración propia a partir de Google Maps.

Elección de la ubicación más adecuada

Como pudo observarse en el estudio de mercado, la demanda de DHA respecto a la oferta disponible de glicerol crudo es muy pequeña, por lo tanto la ubicación factible sería la zona de mayor densidad de plantas productoras de biodiesel. Esto permitirá reducir costos de transporte, considerando que el servicio de distribución post-venta del compuesto Dihidroxiacetona queda en manos de los compradores.

A continuación se procede a identificar la ubicación real más próxima al punto teórico elegido, para ello se analizan distintos parques o áreas industriales cercanas.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

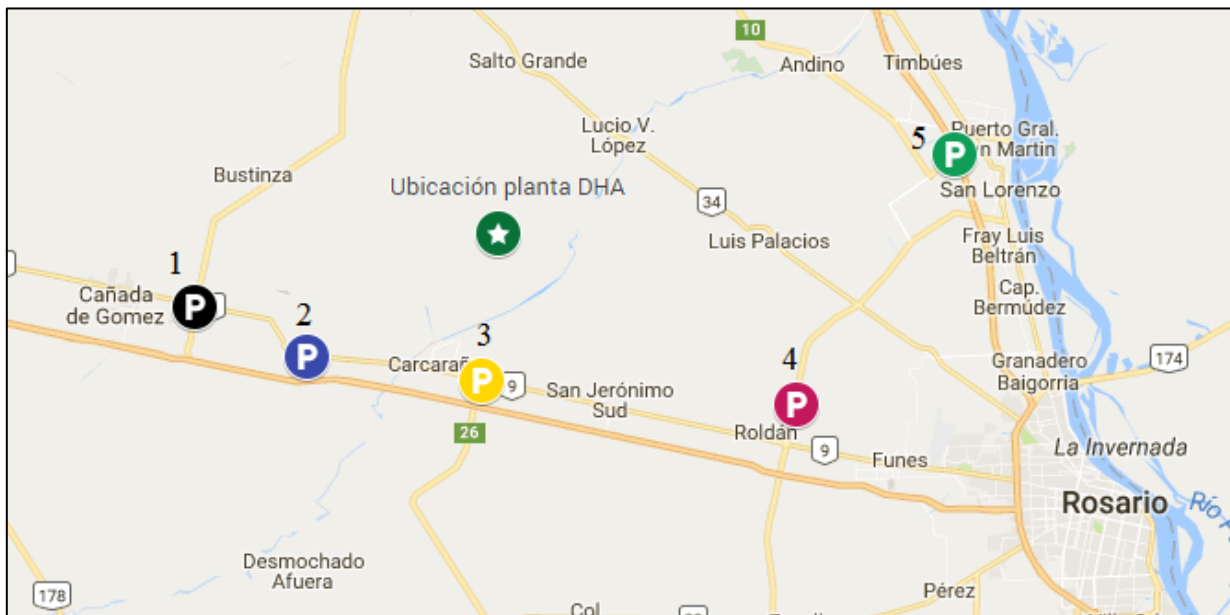


Imagen 4.6: Parques y áreas industriales más cercanas a la ubicación teórica óptima.

Fuente: Elaboración propia a partir Google Maps.

Comparación de parques industriales

Parques Industriales Provincia de Santa Fe					
N°	1	2	3	4	5
Nombre	Parque Industrial Cañada de Gómez	Área Industrial Oficial de Desarrollo de Correa	Área Industrial Carcarañá	Área Industrial Oficial de Desarrollo de Roldán	Parque Industrial San Lorenzo
Superficie Total	40,719 Hectáreas	19,9764 Hectáreas	29,3333 Hectáreas	18,4832 Hectáreas	150 Hectáreas
Cantidad Total de Lotes	113	27	34	26	200 lotes
Lotes a la	0 Hectáreas	0,034	0	2 Hectáreas	200 lotes

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Venta		Hectáreas	Hectáreas		
Dimensiones	100m x 100m	Sin datos	100m x 100m	100m x 100m	2500m2 5000m2 20000m2
Infraestructura y Equipamientos	<p><u>Parque Industrial Cañada de Gómez</u></p> <ul style="list-style-type: none"> • Agua Potable • Alumbrado público • Áreas Verdes • Calles Internas • Cerramiento Perimetral • Desagüe Pluvial • Energía Eléctrica • Internet • Mantenimiento de áreas Comunes • Seguridad Privada • Servicios Médicos y Asistenciales • Teléfonos • Cercanía portuaria ~ 60km 				

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Área Industrial Oficial de Desarrollo de Correa

- Alumbrado público
- Calles Internas
- Correos
- Energía Eléctrica
- Estacionamiento p/automóviles
- Internet
- Nomenclatura de calles
- Subestación Eléctrica
- Teléfonos
- Transporte Urbano
- Cercanía portuaria ~ 50km

Área Industrial Carcarañá

- Agua Potable
- Alumbrado público
- Áreas Verdes
- Calles Internas
- Cerramiento Perimetral

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Desagüe Pluvial
- Energía Eléctrica
- Mantenimiento de áreas Comunes
- Nomenclatura de calles
- Sistema contra incendio
- Subestación Eléctrica
- Cercanía portuaria ~ 40km

Área Industrial Oficial de Desarrollo de Roldán

- Alumbrado público
- Calles Internas
- Cerramiento Perimetral
- Internet
- Mantenimiento de áreas Comunes
- Oficinas Administrativas
- Seguridad Privada
- Servicios Médicos y Asistenciales
- Teléfonos
- Cercanía portuaria ~ 20km

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

	<p><u>Parque Industrial San Lorenzo</u></p> <ul style="list-style-type: none">• Red Eléctrica de Baja y Media Tensión• Red de Agua Corriente• Red de Media y Alta Presión de Gas Natural• Red de Cloacas• Sistema desagües pluviales• Red de Telefonía• Servicio de Internet / Wi-Fi• Iluminación Interior y Alumbrado Público exterior• Sistema Hidrantes contra Incendios• Balanza Común• Doble Cerco Perimetral• Seguridad Privada las 24 hs.• Sistema Integrado de Monitoreo• Sistema de Control de Ingresos y Egresos• Cercanía portuaria ~ 4,5km

Tabla 4.3: Descripción de los distintos parques industriales.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos del Ministerio de Industria de la Nación,

//www.pisanlorenzo.com

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Disponibilidad de mano de obra

Densidad poblacional en la provincia de Santa Fe

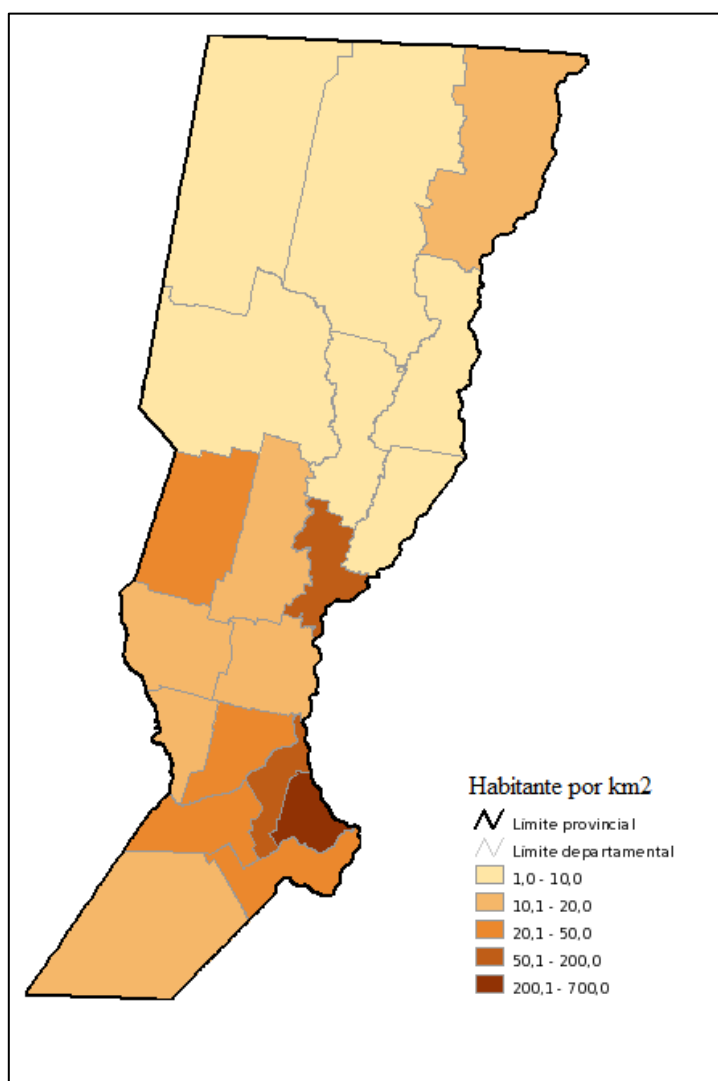


Imagen 4.7: Densidad poblacional por departamento en la provincia de Santa Fe.

Fuente: <http://www.sig.indec.gov.ar/censo2010>

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Departamento	Densidad de población hab/km ²	Población total
Rosario	631,5	1.193.605
La Capital	171,9	525.093
San Lorenzo	84,2	157.225
Castellanos	27	178.092
Constitución	26,9	86.910
Caseros	23,8	82.100
Iriondo	20,9	66.675
San Jerónimo	18,9	80.840
Belgrano	18,8	44.788
General López	16,5	191.024
Las Colonias	16,3	104.946
General Obligado	16,1	176.410
San Martín	13,1	63.842
San Justo	7,3	40.904
Garay	5,3	20.890
San Cristóbal	4,6	68.878
San Javier	4,5	30.959
Vera	2,4	51.494
9 de Julio	1,8	29.832

Tabla 4.4: Densidad poblacional por departamento en la provincia de Santa Fe.

Fuente: Fuente: <http://www.sig.indec.gov.ar/censo2010>.

De acuerdo a la Tabla 4.4, 3 de los parques industriales se encuentran en el departamento San Lorenzo y los 2 restantes en Iriondo. Como puede observarse en la Imagen 4.7 y Tabla 4.5, el departamento San Lorenzo presenta una ventaja en cuanto a población, lo que asegura un capital humano para la industria.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Método de puntuaciones ponderadas

Para realizar una selección adecuada del parque industrial se procede a hacer una comparación entre los mismos, utilizando el método de puntuaciones ponderadas.

Este método que aquí se presenta realiza un análisis cualitativo y cuantitativo en el que se comparan entre sí las diferentes alternativas para conseguir determinar una localización adecuada.

Factor de localización	Ponderación del factor	Puntaje del factor para cada localización				
		1	2	3	4	5
Proximidad portuaria	40	1	3	5	7	10
Desagüe fluvial	20	7	1	1	1	10
Rutas de acceso	10	8	6	6	5	9
Disponibilidad de mano de obra	10	7	7	8	8	8
Servicios básicos (red eléctrica, agua, gas)	10	8	6	8	8	9
Servicios complementarios (red telefónica, internet, alumbrado, seguridad, etc.)	10	9	9	8	9	10

Tabla 4.5 a

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Factor de localización	Ponderación del factor	Puntaje del factor para cada localización				
		1	2	3	4	5
Proximidad portuaria	40	40	120	200	280	400
Desagüe fluvial	20	140	20	20	20	200
Rutas de acceso	10	80	60	60	50	90
Disponibilidad de mano de obra	10	70	70	80	80	80
Servicios básicos (red eléctrica, agua, gas)	10	80	60	80	80	90
Servicios complementarios (red telefónica, internet, alumbrado, seguridad, etc)	10	90	90	80	90	100
TOTAL	100	500	420	520	600	960

Tabla 4.5 b

Tablas a,b: Puntuaciones ponderadas.

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los resultados ponderados y todo lo analizado anteriormente, se adopta la ubicación de la planta en el parque industrial San Lorenzo. El mismo se ubica al Noroeste de la ciudad de San Lorenzo, en el área delimitada por la Autopista Rosario-Santa Fe, la intersección de la Ruta Provincial N°10, las vías del Ferrocarril Mitre (hoy Nuevo Central Argentino) y el Arroyo San Lorenzo, dentro un área denominada “Zona de Promoción Industrial” (Ord. N° 2111/98).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Imagen 4.8: Foto satelital del terreno del parque industrial San Lorenzo.

Fuente: <http://www.pisanlorenzo.com/page/ubicacionmapa>.

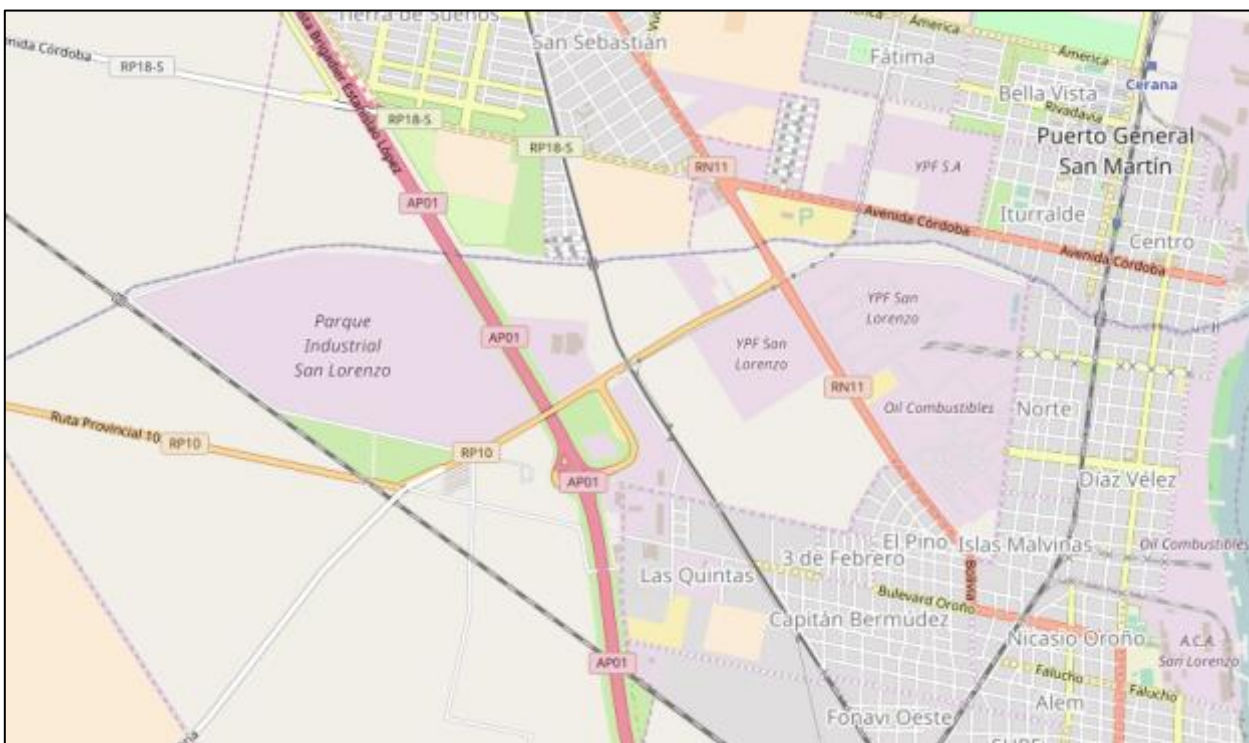


Imagen 4.9: Ubicación del parque industrial San Lorenzo.

Fuente: <http://www.cfcatastro.com.ar/mapa/index.html>.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Como puede observarse en la Imagen 4.9 el parque consta de muy buenas vías de acceso, tanto por autopista como por ruta nacional y ferrocarril, facilitando la circulación de materia prima y producto.

MICROLOCALIZACIÓN

Disponibilidad del terreno



Imagen 4.10: Lotes del parque industrial San Lorenzo.

Fuente: <http://www.pisanlorenzo.com/images/lotes.jpg>.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Imagen 4.11: Vista aérea del parque industrial San Lorenzo, desde autopista.

Fuente: <http://www.pisanlorenzo.com/>.

Analizando la disponibilidad de lotes, seleccionamos aquel cuyas dimensiones son 2500m^2 debido a un menor costo de inversión y que satisface la infraestructura de la planta.

Ventajas del Parque Industrial San Lorenzo

Además de contar con todos los servicios esenciales y servicios complementarios, las empresas que se instalen en el Parque accederán a:

- Tarifas Preferenciales de Servicios.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Reducción de los costos por generación de economías de aglomeración, a partir de la compra conjunta de insumos y materias primas, las relaciones de compra-venta entre las firmas, y la posibilidad de radicación próxima de proveedores y subcontratistas, logrando ahorro en transporte y logística.
- Posibilidad de modernización tecnológica, edilicia y logística.
- Relaciones espontáneas o planificadas entre las empresas, promovidas por el consorcio de administración.
- Cooperación entre las empresas en diversas facetas, desde el intercambio y la producción conjunta de conocimientos tecnológicos, hasta la contratación de servicios y la colocación de la producción.

Beneficios impositivos

La ley N° 11.525 de Parques y Áreas Industriales y la Ley ° 8.478 de Promoción Industrial de la provincia de Santa Fe, otorgan a las empresas que se radiquen en Parques Industriales, importantes beneficios y extensiones impositivas de hasta el 100% de los impuestos provinciales, por un período de hasta 10 años.

- Impuesto sobre los Ingresos Brutos
- Impuesto Inmobiliario
- Patente Automotor
- Impuesto de Sellos
- Aporte patronal ley 5110
- Tasas retributivas de servicios (constitución, ampliación de capitales y modificaciones de sociedades)

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Imagen 4.12: Vista aérea del complejo proyectada a futuro.

Fuente: <http://www.pisanlorenzo.com/index.php#>

CONCLUSIÓN

En este proyecto la ubicación de la planta productora de Dihidroxiacetona está basada principalmente en función del transporte de la materia prima.

Como resultado del análisis realizado en este capítulo, se concluye que el lugar indicado para la instalación de la planta es el Parque Industrial San Lorenzo, el cual se encuentra en la intersección de la Autopista Rosario-Santa Fe y la Ruta Provincial N°10.

Dentro del parque la instalación estará situada en el lote N°016, el cual está en una intersección de calles internas próxima al acceso principal, lo que mejora las vías de ingreso y egreso de la planta.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Las ventajas de ubicarse en este parque son los servicios de infraestructura esencial, complementaria, seguridad, administración y recreación que provee el complejo, beneficios impositivos, y además la cercanía de los puertos del río Paraná.

CAPÍTULO 5

CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

Uno de los aspectos fundamentales del estudio técnico de un proyecto es la definición de su tamaño. El estudio de mercado provee información para la estimación de la demanda futura, que puede ser variable con el tiempo y que sirve como referencia para la determinación del tamaño de un proyecto.

La capacidad instalada depende exclusivamente del tamaño del proyecto, que tiene como unidad de medida las unidades producidas por año. Las inversiones juegan un papel fundamental en lo que respecta a utilizar la máxima capacidad disponible en las instalaciones. Se debe tener en cuenta el aspecto de adaptarla al comportamiento de la demanda, ya que es necesario favorecer una evolución de la misma tanto a corto como a largo plazo, como así también tener sumo cuidado con el riesgo que implicaría a la empresa tanto el exceso como la insuficiencia de capacidad.

La demanda actual y futura debe ser satisfecha por el tamaño de la planta a diseñar, por lo que si esto no ocurre se producirá en la organización pérdidas de oportunidades de crecimiento como así también la obtención de algún beneficio.

ANÁLISIS DEL CICLO DE VIDA DEL PRODUCTO

El ciclo de vida del producto (CVP) es la evolución de las ventas de un artículo durante el tiempo que permanece en el mercado. Este concepto es una herramienta importante para el área de marketing de una empresa

El ciclo está dividido básicamente en cuatro etapas como se representa en la Imagen 5.1, conocer la fase del ciclo en la que se encuentra nuestro producto nos permitirá diseñar la estrategia más eficaz para alargar su vida en un mercado cada vez más cambiante y rápido, optimizando los beneficios.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

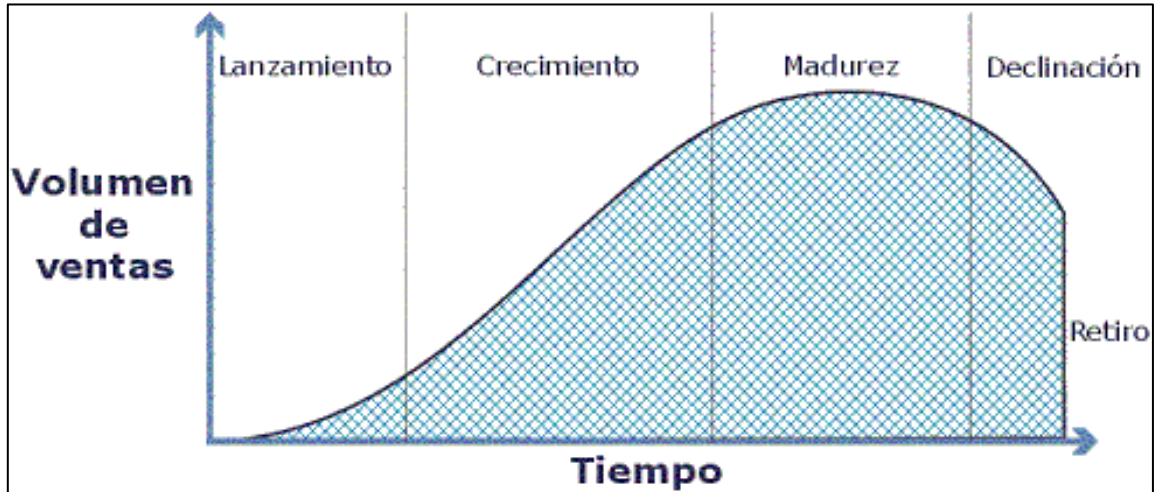


Imagen 5.1: Ciclo de vida de un producto.

Fuente: <http://managersmagazine.com/index.php/2013/12/el-ciclo-de-vida-del-producto-en-marketing>.

Etapa de difusión inicial o lanzamiento

En esta etapa el producto es lanzado al mercado y las ventas son escasas, únicamente los clientes más innovadores serán los que compren dicho producto. La producción debe ser limitada hasta comprobar la aceptación del producto y se deben invertir muchos recursos económicos en publicidad y marketing, con el objetivo de dar a conocer el producto y lograr un posicionamiento en el mercado.

El costo de producir cada unidad es alto, por lo que el precio al introducirlo al mercado también suele ser alto.

Los mayores esfuerzos se concentran en cubrir los canales de distribución, publicidad y promoción, merchandising, capacitación y supervisión de la fuerza de ventas, y posicionamiento.

Etapa de crecimiento

En esta etapa el producto ha tenido aceptación en el mercado y se inicia una producción basada en la demanda de los clientes, incrementándose tanto las ventas como los beneficios obtenidos

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

por la empresa. Seducidos por esta situación, los competidores entran en el mercado y sus esfuerzos de marketing ayudan a impulsar aún más el crecimiento de las ventas.

Las estrategias utilizadas en esta fase consisten en ampliar su cuota de mercado mediante más canales de distribución e inversiones masivas. Aquí básicamente todos los esfuerzos económicos de la empresa deben estar encaminados a no dejar terreno a los competidores que son cada vez más numerosos y ambiciosos.

Etapa de madurez

En esta etapa el producto ha alcanzado la máxima participación posible en el mercado, el volumen de ventas comienza a estabilizarse, la mayoría de las ventas se dirigen a usuarios reiterados y los costos continúan reduciéndose.

Los beneficios generados por el producto son altos, la empresa no necesita una gran inversión para aumentar o mantener la posición lograda.

Las inversiones se destinan a la mejora de procesos, debido a que lo más importante en esta fase es el factor que diferencia el producto de los demás competidores, haciendo énfasis en la calidad. Pocas empresas nuevas ingresan al mercado debido principalmente a la consolidación de la competencia.

Etapa de declive

En esta fase se produce la reducción de ventas por escasez de demanda, primero se reducirá el precio del producto para lograr algunas ventas extras y seguidamente se abandonará el producto.

Este fenómeno puede ser causado por el auge de nuevos productos sustitutos, por cambios en la conducta o necesidades del consumidor que tornen obsoleto el producto inicial, errores estratégicos propios de la compañía, modificaciones en las condiciones socio-económicas del entorno, leyes o disposiciones normativas o influencias geopolíticas.

La publicidad pierde su valor excepto comunicar la situación de ventas a menores precios en los periodos de promoción previos al abandono del producto.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

En esta parte del ciclo es posible intentar esfuerzos para desacelerar el ritmo de caída, pero no más que ello, ya que, cuando se detectan las señales de su inicio, el ciclo es irreversible y no se justifica económicamente realizar inversiones para detenerlo o revertirlo.

Etapa de Retiro

Generalmente cuando se encuentra el producto en la última parte de la declinación, es necesario comenzar a programar el retiro del producto del mercado en fecha real, ya que en estas circunstancias no se obtienen resultados económicos positivos. El producto está en la empresa pero no tiene vigencia en el mercado, los canales de distribución y comercialización lo dan de baja por la inexistencia de demanda.

Etapa del ciclo de vida de la DHA

Con los datos aportados por el estudio de mercado elaborado en el Capítulo 3, en conjunto de un análisis del producto a elaborar, podemos afirmar que el mismo se encuentra en la etapa de crecimiento dentro del ciclo de vida de un producto. Esto definirá la estrategia de producción y venta a desarrollar por la empresa.

Considerando que el objetivo principal de la planta es elaborar Dihidroxiacetona con la finalidad de sustituir las importaciones a nivel nacional, será necesario aplicar algunas tácticas para lograr un posicionamiento en el mercado argentino, como se mencionan a continuación.

Tácticas a implementar para favorecer un crecimiento rápido del mercado:

- Perfeccionar el proceso de fabricación con el fin de reducir costos y maximizar ganancias.
- Mejorar la calidad del producto.
- Reducir el precio del producto para atraer nuevos compradores.
- Ampliar la cobertura de distribución y comercialización.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

FACTORES QUE CONDICIONAN LA CAPACIDAD DE UNA PLANTA

La selección del tamaño adecuado requiere del análisis de diversas variables de proyecto, como por ejemplo la demanda del producto, la disponibilidad de materia prima, localización de la planta, tecnología disponible, estrategia de capacidad, mediciones de capacidad y economías de escala. A continuación se detallan específicamente cada una de ellas:

Demanda del producto

El tamaño de un proyecto está condicionado principalmente por la demanda del producto en cuestión, siendo este uno de los factores más importantes a tener en cuenta.

La capacidad de la planta no debe responder a una situación coyuntural de corto plazo, sino que debe optimizarse frente al dinamismo de la demanda. Esto podría, por ejemplo, hacer recomendable definir un tamaño superior al necesario para cubrir la demanda actual, pero adecuado a las expectativas de su crecimiento.

En nuestro caso, la DHA se localiza en el inicio de la fase de crecimiento dentro del ciclo de vida del producto, lo cual nos asegura una demanda creciente a futuro. Como plan de elaboración consideraremos sustituir las importaciones del compuesto, cubriendo la demanda actual y futura en el mercado nacional

Otro punto de análisis es el tamaño del colchón de capacidad, el cual se define como la cantidad de capacidad productiva que una empresa mantiene como reserva para afrontar los incrementos repentinos de la demanda. Su tamaño apropiado varía para cada industria, para aquellas industrias intensas en términos de capital se recomiendan márgenes por debajo del 10%, siempre y cuando la demanda no fluctúe de forma considerable como es el caso de la DHA.

Los colchones protegen a la organización contra la incertidumbre, flexibilidad de recursos, el inventario y los tiempos de entrega a clientes más distantes.

(Colchón de capacidad: 100% - % de utilización.).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Disponibilidad de materia prima

En muchos países, y en especial en los países en vía de desarrollo, la no disposición de insumos y materia prima tanto en cantidad como calidad puede ser la causa fundamental para que el proyecto no pueda operar.

Para la producción de DHA no se presentan inconvenientes en cuanto al abastecimiento de glicerol, como se mencionó en el capítulo 2 y 3 este se obtiene como subproducto de la industria del biodiesel, cuya oferta es muy amplia y de fácil acceso.

Localización de la planta

La distribución geográfica de la demanda se puede constituir en un factor de importancia en la decisión sobre el tamaño del proyecto. Puede suceder que una misma demanda se satisfaga instalando:

- Una sola empresa para todo el mercado geográfico.
- Una empresa para la mayor parte del territorio y empresas satélites menores en otros lugares.
- Varias empresas aproximadamente del mismo tamaño situados en diferentes lugares.

La cercanía de la planta respecto a los establecimientos elaboradores de materia prima y a los posibles consumidores del producto final permite una disminución en los costos de transporte, favoreciendo las economías de escala, ya que a mayor nivel de operación, menor costo unitario de insumos. Esto refuerza la idea de una sola planta que abarque toda la capacidad productiva.

Tecnología disponible

Los proveedores de equipos solo ofrecen ciertos tamaños a los cuales hay que adaptar la solución, y ello establece límites a los que es imperativo atenerse en la práctica, por lo tanto determinar el cuello de botella, aquella operación que tiene la capacidad efectiva más baja, es un factor clave, ya que condiciona la salida de productos.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

En algunos casos permite la ampliación de la capacidad productiva en tramos fijos, mientras que en otros el crecimiento paulatino de la capacidad se torna imposible, lo que obliga a invertir en una capacidad inicial superior a la requerida en una primera etapa.

Estrategia de capacidad

Otra cuestión a considerar en cuanto a la capacidad de producción es la magnitud de la expansión, es decir al incrementarse la demanda en el tiempo, cuando y en qué medida expansionaremos nuestra producción para suplir el incremento.

La estrategia adoptada es la de “esperar y ver”, la cual consiste en incrementos pequeños y frecuentes de la capacidad en función del crecimiento de la demanda.

Adoptamos esta estrategia, debido a que los autobronceantes y bronceadores que contienen DHA son bienes de lujo, por lo tanto el incremento de la demanda en el tiempo de estos productos, no se produce de forma abrupta, para lo cual sería innecesario producir gran cantidad sin que exista un mercado real.

Puesto que la estrategia de esperar y ver sigue los pasos de la demanda, reduce los riesgos de las expansiones excesivas basadas en pronósticos de demanda demasiado optimistas, tecnologías obsoletas o suposiciones inexactas acerca de la competencia. Sin embargo esta estrategia tiene otros riesgos como que algún competidor se adelante o ser incapaz de responder si la demanda es inesperadamente alta.

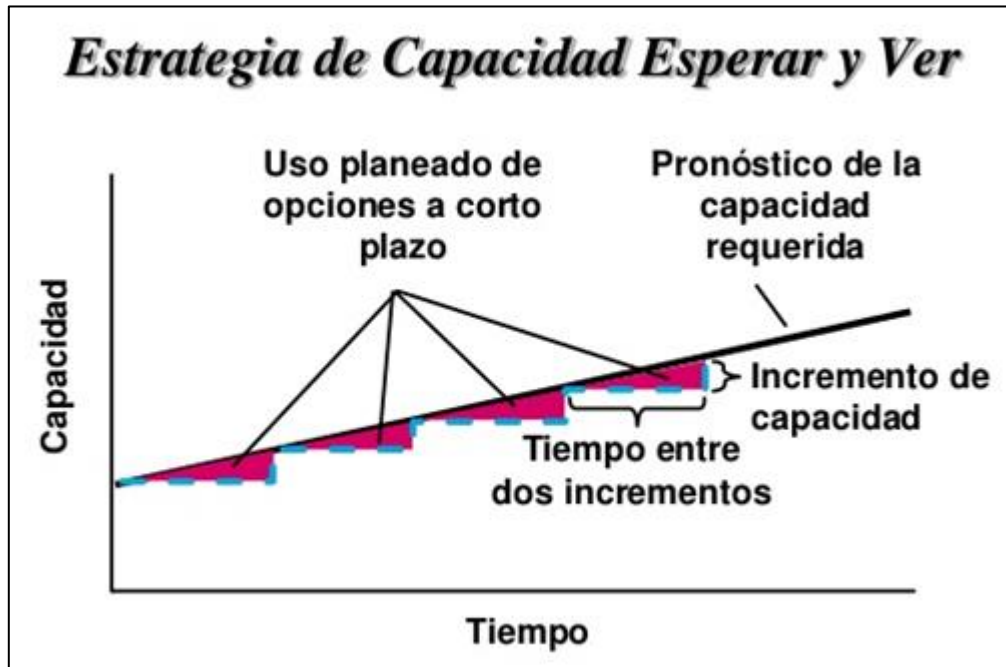


Imagen 5.2: Estrategia de capacidad productiva.

Fuente: <http://pt.slideshare.net/walopezma/lec-04-capacidad-2014-a/8>.

Mediciones de capacidad

Las mediciones de capacidad basadas en la salida del producto son adecuadas cuando se trata de empresas que producen un número relativamente pequeño de productos estandarizados. Para nuestro caso se expresa como mediciones de salida de producto al tratarse de un proceso de flujo en línea. Particularmente la unidad de medida es kg DHA/ año o kg DHA/ semana.

Economías de escala

El análisis de costo de operación debe medirse en función de la capacidad instalada, mientras más se utiliza esta, menor es el costo de fabricación unitario, ya que los gastos fijos se prorratan entre un mayor número de productos. Sin embargo, no siempre las economías de escala se obtienen con tamaños mayores. Puede suceder que por encima de cierto tamaño y nivel de elaboración de la planta, comienzan a producirse deseconomías de escala, lo que se traduce en un aumento de los precios medios de producción.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Hay ciertos procesos que exigen una escala mínima para ser aplicables ya que por debajo de ciertos niveles de producción, los costos se vuelven tan elevados que no se justifica la operación del proyecto. Dentro de ciertos límites, a mayor escala, la relación entre tamaño inversión y costo de producción, favorecen un menor costo de inversión por unidad de capacidad instalada y un mayor rendimiento por persona ocupada, lo que contribuye a disminuir el costo de producción, aumentar utilidades y elevar la rentabilidad del proyecto

Las principales causas que motivan economías de escala son las posibilidades de obtener mejores precios por la compra de mayor cantidad de materia prima, por la distribución entre más productos de los gastos fijos de administración, comercialización y supervisión; por la especialización del trabajo; por la integración de procesos; por el movimiento continuo de materiales, etc.

SELECCIÓN DE CAPACIDAD

La capacidad de producción de la planta se estima en base a la proyección de la demanda a futuro y de su tasa de crecimiento.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Proyección de la demanda a futuro

Crecimiento de la demanda de Dihidroxiacetona a futuro		
Periodo	Demanda insatisfecha (kg/año)	Tasa de crecimiento %
2007	25411,33	
2008	22400,00	-11,9%
2009	26250,00	17,2%
2010	27158,00	3,5%
2011	27600,00	1,6%
2012	28103,00	1,8%
2013	25200,00	-10,3%
2014	28428,00	12,8%
2015	28800,00	1,3%
2016	31000,00	7,6%
2017	30538,27	-1,5%
2018	31058,26	1,7%
2019	31578,25	1,7%
2020	32098,24	1,6%
2021	32618,23	1,6%
2022	33138,22	1,6%
2023	33658,21	1,6%
2024	34178,20	1,5%
2025	34698,19	1,5%
2026	35218,18	1,5%
Tasa de crecimiento promedio		1,9%

Tabla 5.1: Demanda insatisfecha a futuro de DHA, se añade los valores de la tasa de crecimiento anual y su promedio.

Fuente: Elaboración propia a partir del análisis de tendencia.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

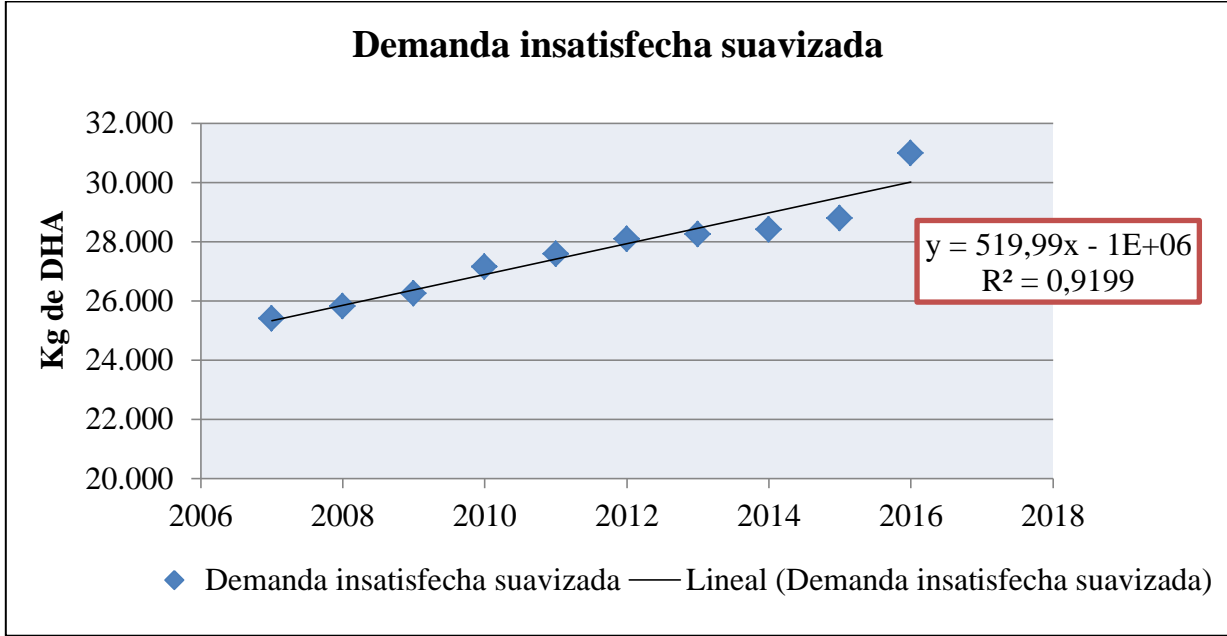


Gráfico 5.1: Demanda insatisfecha suavizada de DHA en Argentina.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos del SCAVAGE.

Cálculo de la capacidad

De acuerdo a Sapag Chain, el tamaño óptimo de un proyecto será aquel que permitirá mantener al mínimo los costos totales durante la vida útil estimada. Cuando se enfrenta una demanda creciente, como en el caso de la DHA, no existe un tamaño óptimo de la planta sino una estrategia óptima de ampliación que puede definirse con anticipación (SAPAG CHAIN & SAPAG CHAIN, 2008).

Para estimar la capacidad de producción óptima con demanda creciente, se utilizarán una serie de ecuaciones propuestas por Sapag Chain, para las cuales es necesario conocer previamente algunos parámetros y variables:

$$\frac{1}{R^n} = 1 - 2 \cdot \left[\frac{1 - \alpha}{\alpha} \right] \cdot \left[\frac{R - 1}{R + 1} \right]^{N-n}$$

- R= Desarrollo porcentual de la demanda, es una función de la tasa de crecimiento estimada del mercado (r), que se puede expresar de la siguiente forma.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

$$R = (1 + r)$$

- r = Tasa de crecimiento promedio de la demanda.
- N = Vida útil de los equipos (aproximadamente 10 años).
- α = Se conoce como factor de escala o factor costo- capacidad. Es un valor característico de cada tecnología, cuyo promedio tiende a 0,60; por lo cual se utiliza este valor cuando no hay disponibilidad de datos (regla de los 6 décimos).
- n = Período óptimo del proyecto.

Al aplicar la ecuación, se calcula el período óptimo (n) en que se desarrolla el mercado desde que se inicia la producción en la empresa creada por el proyecto. La demanda que se observa en el período en que el mercado llega a su desarrollo óptimo, corresponde al tamaño óptimo.

Una vez calculado el período óptimo, se incorpora en la ecuación para determinar la capacidad de la planta.

$$Dn = Do \cdot (1 + r)^n$$

Esta ecuación señala el tamaño óptimo en función de las expectativas de crecimiento del mercado.

- Do =Magnitud de la demanda actual que satisface el proyecto.
- Dn = Capacidad óptima de la planta.

Este procedimiento solo considera la restricción del mercado, por lo que en la decisión final también debe considerarse los demás factores. La tabla siguiente resume todos los valores de las variables utilizadas y los resultados calculados.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Variable	Valores
α	0,60
N	10 años
r	0,01924
R	1,01924
n	9,30
Do (kg/año)	31000
Dn (kg/año)	37012

Tabla 5.2: Valores de los parámetros y variables calculadas.

Fuente: Elaboración propia a partir de las ecuaciones planteadas.

CONCLUSIÓN

El valor obtenido de Dn es 37.012 kilogramos/año. Esto señala que el tamaño óptimo en función de las expectativas de crecimiento del mercado nacional, debe programarse para satisfacer una demanda de 37.012 kilogramos/año de Dihidroxiacetona.

Se adopta una capacidad de la planta a instalar de 40.000 kilogramos anuales.

Para el proceso de producción, se considera que la planta opera durante las 24 horas del día durante 275 días del año, con una parada anual de 15 días para tareas de mantenimiento. A continuación se enuncian las cantidades producidas de Dihidroxiacetona.

- Producción anual: ~ 40.000 kilogramos/año
- Producción semanal: ~800 kilogramos/semana

CAPÍTULO 6

SELECCIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

SELECCIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

INTRODUCCIÓN

Antiguamente la producción de DHA se realizaba por métodos químicos. Hoy en día debido a la demanda de eficiencia energética, reducción de contaminación y a los excedentes de glicerol de la industria del biodiesel, surge como respuesta un proceso biotecnológico para su fabricación.

MÉTODOS DE PRODUCCIÓN MICROBIOLÓGICO DE LA DHA

Actualmente, el proceso industrial de la DHA se lleva a cabo bajo síntesis microbiana del glicerol, el cual consiste en la oxidación del mismo a partir de enzimas específicas (dihidroxiacetona sintasa DHAS), generadas por un cultivo de bacterias fermentativas.

La cepa bacteriana utilizada por este método es la *Gluconobacter oxydans*, ya que produce altos rendimientos de DHA, aunque su productividad es baja. Como resultado, su alto costo de producción se refleja en su precio.

Normalmente se prefiere la fermentación microbiana sobre la síntesis química, la cual es más específica y requiere menos tratamientos químicos posterior, lo que lo convierte en un proceso ideal para los productos utilizados para la aplicación y el consumo humano.

Uno de los principales problemas de la síntesis microbiana de DHA es el efecto inhibitorio originado por el sustrato y el producto sobre el crecimiento bacteriano, para disminuir este efecto se han estudiado varios métodos entre los cuales se encuentran la aplicación de un biorreactor aireado, batería de reactores y la inmovilización de células como alternativas.

La ruta de producción microbiológica comprende cuatro etapas fundamentales que se detallan a continuación. En la primera de ellas, se identifica cuáles son las materias primas involucradas, junto con los pretratamientos necesarios para que la misma este dentro de los parámetros de calidad y permita maximizar la producción. En la segunda etapa se generan las condiciones fermentativas para que se produzca la dihidroxiacetona por acción de los microorganismos. En la tercera etapa se realiza la extracción y separación del compuesto del medio, lo que involucra operaciones de separación física. En la última etapa deberá concentrarse

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

y purificarse el producto con el fin de eliminar los contaminantes e impurezas indeseadas, logrando una calidad comercial específica (> 98% p/p DHA).



Diagrama 6.1: Esquema general del proceso microbiológico de obtención de la DHA.

Fuente: Elaboración propia.

Materias primas: Pretratamiento del glicerol crudo

Analizando las distintas ofertas de glicerol crudo en Argentina, se puede elaborar una tabla con la composición promedio de la materia prima que se utiliza como punto de partida en el proyecto.

Composición glicerol crudo (%p/p)	
Glicerol	~80
Agua	~12
Metanol	~2,5
MONG	~2,5
Cenizas	~3

Tabla 6.1: Composición promedio del glicerol crudo adoptado como materia prima.

Fuente: Elaboración propia a partir de datos de oferentes de glicerol crudo.

Como se puede observar en la Tabla 6.1 el glicerol crudo contiene muchas impurezas, las cuales en concentraciones elevadas pueden influir negativamente en el crecimiento microbiano,

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

ocasionando una fermentación defectuosa. Puesto que la utilización de crudo en lugar de glicerol purificado es un factor clave para mejorar el rendimiento económico y medioambiental del proceso, se debe reducir en lo mínimo el contenido de Metanol, Mong y Cenizas de la materia prima adoptada.

Diferentes procesos de purificación de glicerol han sido desarrollados e informados en la literatura, los más comunes, utilizan resina de intercambio iónico, tecnología de nano-cavitación, tecnología de separación de membrana, destilación simple bajo presión reducida, acidificación-neutralización y extracción con disolvente. Sin embargo, aquellos procesos de purificación que utilizan resinas de intercambio iónico y destilación sencilla, poseen rendimientos muy bajos en relación al glicerol puro obtenido, sumado a los grandes costos energéticos. El uso de la tecnología de nano-cavitación conlleva una operación a gran escala muy difícil.

Si bien la producción microbiológica de la dihidroxiacetona requiere una materia prima libre de contaminantes, no es necesario realizar una purificación excesiva del glicerol crudo, por lo tanto en comparación con otros procesos, se realizará en primer lugar una acidificación-neutralización y posteriormente una destilación. Esta combinación de operaciones ha demostrado para nuestro propósito ser la más prometedora en cuanto a rendimiento y costos.

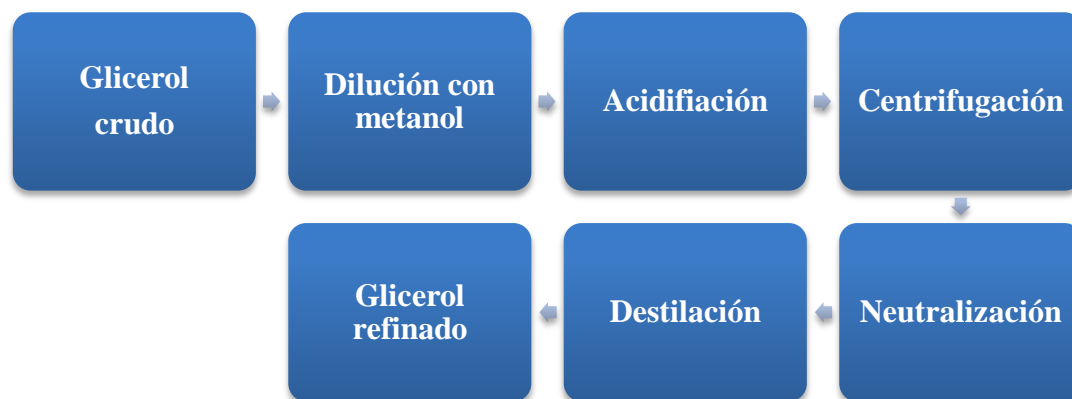


Diagrama 6.2: Esquema general del proceso de pretratamiento del glicerol crudo.

Fuente: Elaboración propia.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDOPresencia de Mong en el glicerol crudo

El Mong se define como toda aquella materia orgánica no glicérica. Está presente en el glicerol crudo debido a los ésteres metílicos (jabones) generados durante el proceso de transesterificación de la materia prima, ya sea aceite vegetal o grasa animal.

En la siguiente Tabla 6.2 se observan los principales componentes orgánicos de una muestra de glicerol crudo por análisis de cromatografía de gases, junto con el tiempo de retención para su separación por densidad y su peso molecular.

Tiempo de retención (min)	Componente	Peso molecular (g/mol)
15,375	<i>Glycerol</i>	92
29,333	<i>Propanoic acid, 2 hexyl-methyl ester</i>	282
29,592	<i>Methyl tetradecanoate</i>	242
31,108	<i>Heptacosanoic acid methyl ester</i>	424
31,275	<i>Tetradecanoic acid, 12-methyl-methyl ester</i>	256
31,883	<i>Methyl stearate</i>	298
33,158	<i>Eicosanoic acid, methyl ester</i>	326
33,358	<i>9-ocadecanoic acid, methyl ester</i>	296
33,425	<i>9-hexadecanoic acid, methyl ester</i>	268
33,9	<i>hexadecanoic acid, methyl ester</i>	270
35,208	<i>heneicosanoic acid, methyl ester</i>	340
35,208	<i>triacontanoic acid, methyl ester</i>	466
35,925	<i>heptadecanoic acid, methyl ester</i>	284
37,192	<i>9,12-octadecadienoic acid, methyl ester</i>	294

Tabla 6.2: Análisis por cromatografía de gases de una muestra de glicerol crudo.

Fuente: Austin Publishing Group: Xu Chunbao (Charles), Department of Chemical and Biochemical Engineering, Institute for Chemicals and Fuels from Alternative Resources (ICFAR), Western University, London, ON, Canada.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Debido a que la composición del Mong no es constante en el glicerol crudo suministrado por las distintas plantas productoras de biodiesel, se considera que a este lo conforma un solo componente, tomado como la peor situación, aquel compuesto que tenga el mayor tiempo de retención en la separación de las fases, en este caso, de la Tabla 6.2 se observa que el 9,12- ácido octadecadienoico, metil éster tiene un tiempo de retención de 37, 192 minutos y un peso molecular de 294 g/mol. Por lo tanto a la hora de diseñar la etapa de separación se tiene como referencia este compuesto.

Dilución con metanol

Como el glicerol crudo recibido es viscoso a temperatura ambiente, se diluye con metanol y se calienta aproximadamente a 55°C, en un tanque agitado con serpentín interno. Esta etapa operativa tiene como objetivo aumentar el rendimiento en la separación de fases en el proceso de acidificación.

El rendimiento del precipitado aumenta con la cantidad creciente de metanol, debido a que la sal KH_2PO_4 formada en el proceso de acidificación es insoluble en metanol. Por lo tanto, de acuerdo al Gráfica 6.1, utilizar una cantidad de metanol para la dilución del glicerol crudo, aproximadamente 30-35% en peso de la mezcla, genera rendimientos cercanos al 95% en la separación. Para mayores rendimientos se debe agregar demasiado metanol por unidad de variación porcentual, lo que trae como desventaja el aumento de costos en su posterior eliminación.

Para el primer día operativo de purificación es necesario disponer de metanol al 99,9 % p/p como insumo para lograr la dilución deseada. Una vez en marcha la planta este compuesto es recuperado y almacenado en una etapa posterior, para reutilizarse en el siguiente ciclo.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

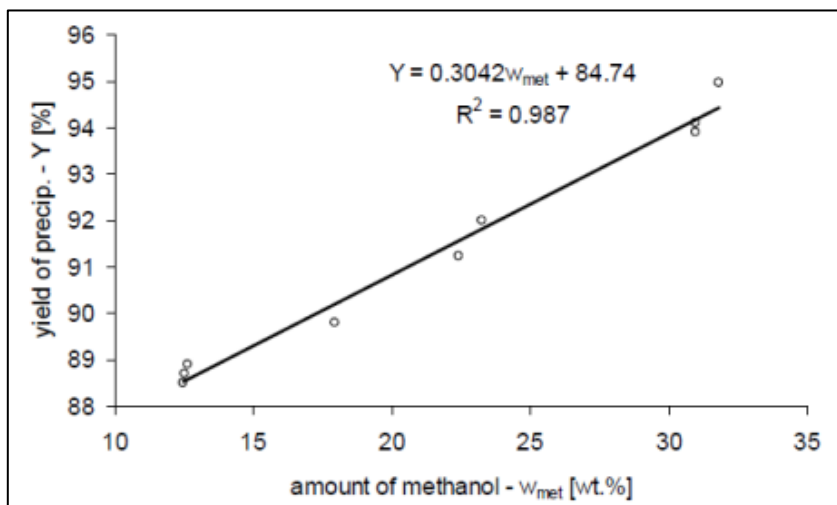


Gráfico 6.1: Rendimiento en la separación de fases en función de la concentración de metanol.

Acidificación

Se acidifica el glicerol crudo bajo agitación suave y se mantiene durante un tiempo suficiente para permitir la formación de tres capas separadas.

Desempeño de los diferentes ácidos en la purificación del glicerol crudo		
Ácido	Separación de las fases (minutos)	Tiempo de precipitación (minutos)
H ₃ PO ₄	30-45	10-15
HCl	180-240	120-180
H ₂ SO ₄	600-720	120-180

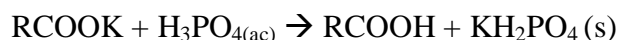
Tabla 6.3: Tiempos de separación de fases y precipitación de sales con diferentes ácidos.

Fuente: Austin Publishing Group, Xu Chunbao.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Analizando los datos de la Tabla 6.3 se escoge el ácido fosfórico como acidificante por dos motivos, en primer lugar el ácido sulfúrico tiene naturaleza corrosiva y sus sales sulfatadas no son biodegradables, y en segundo lugar los tiempos de precipitación de sales y separación de las fases del sistema son menores utilizando ácido fosfórico. Además el empleo de este ácido genera como producto de reacción sales fosfatadas. Estas sales se utilizan generalmente en las formulaciones de fertilizantes, lo cual nos permite obtener un subproducto con valor comercial. La concentración del ácido fosfórico que se utiliza en esta etapa es la que se encuentra disponible en el mercado, 85 %p/v.

La reacción estequiometría de acidificación se representa a continuación:



Una vez agregado el ácido seleccionado y transcurrido un tiempo, se produce la formación de tres capas, la superior compuesta por los ácidos grasos, la fase media rica en glicerol y la fase inferior formada por todas aquellas sales inorgánicas precipitadas.

Como se puede observar en la Tabla 6.4, la concentración de cenizas de la fase rica en glicerol después de este proceso es 1,4 %p/p.



Imagen 6.1: Separación de fases luego de la acidificación.

Fuente: Austin Publishing Group, Xu Chunbao, Department of Chemical and Biochemical Engineering, Institute for Chemicals and Fuels from Alternative Resources (ICFCAR), Western University London, On Canada.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Ácido	Contenido de glicerol (%p/p)	Tiempo de separación de fases (min)	Tiempo de precipitación (min)	Contenido de cenizas final (%p/p)
H3PO4	96 ± 1,02	30-45	10-15	1,4 ± 0,31
HCl	93 ± 2,00	180-240	120-180	1,6 ± 0,53
H2SO4	94 ± 1,06	600-720	120-180	1,7 ± 0,25

Tabla 6.4: Concentración de cenizas en la fase rica en glicerol y su tiempo de separación.

Fuente: Austin Publishing Group: Xu Chunbao (Charles), Department of Chemical and Biochemical Engineering, Institute for Chemicals and Fuels from Alternative Resources (ICFAR), Western University, London, ON, Canada.

Separación de la fase rica en glicerol

Una vez realizada la acidificación, las tres fases formadas se separan en una decantadora centrífuga horizontal. La corriente ingresa al equipo y se separan dos fases líquidas, una pesada compuesta por glicerol, agua y metanol, y otra liviana compuesta por ácidos grasos; y una fase sólida compuesta por las sales precipitadas.

El principio de separación utilizado en esta etapa es la diferencia de densidad de las fases.

- Densidad de la fase liviana (ácidos grasos): ~881 kg/m³ a 55°C
- Densidad de la fase pesada (rica en glicerol): ~998 kg/m³ a 55°C
- Densidad de la fase sólida (KH₂PO₄) precipitada: ~2340 kg/m³
- Densidad de la fase sólida (cenizas=NaCl) precipitada: 2160 kg/m³

(Fuente: Datos obtenidos de CHEMCAD.)

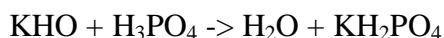
Tanto las sales de fosfato como los ácidos grasos obtenidos en esta etapa son almacenados y comercializados como subproductos a la industria del jabón y producción de fertilizantes.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Neutralización del ácido no reaccionante

Debido a que la reacción de acidificación no es completa, es necesario neutralizar con una base el exceso de ácido presente en la mezcla. Para ello se utiliza una solución de KOH, cuya composición es 90 %p/p. La presentación comercial del KOH es de 1kg hasta 25 kg en escamas sólidas con una concentración aproximada del 97 %p/p, por lo tanto se realiza la dilución respectiva con agua.

El hidróxido de potasio reacciona con el ácido fosfórico remanente a través de la siguiente reacción:



Se utiliza esta base, debido a que la sal formada producto de la reacción es un aditivo necesario para la generación del medio de fermentación, reduciendo el agregado de KH_2PO_4 .

Destilación

Analizando la composición de la corriente rica en glicerol, agua y metanol proveniente de la neutralización, se opta por realizar una destilación fraccionada para separar la mayor cantidad posible de metanol. Esto es relativamente sencillo debido a la gran diferencia de sus puntos de ebullición, además las mezclas binarias de estos componentes no presentan azeótropo, lo que facilita aún más la separación.

El objetivo que se propone en esta etapa es:

- Obtener por el tope de la columna una corriente rica en metanol 99 %p/p, la cual es almacenada en un tanque, para luego parte reutilizar en el siguiente ciclo. El excedente de metanol se acumula durante un año para luego ser vendido.
- Recuperar por el fondo de la columna la mezcla glicerol y agua, con la menor cantidad posible de metanol (~0,01 %p/p), ya que inhibe el crecimiento microbiológico en la fermentación.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

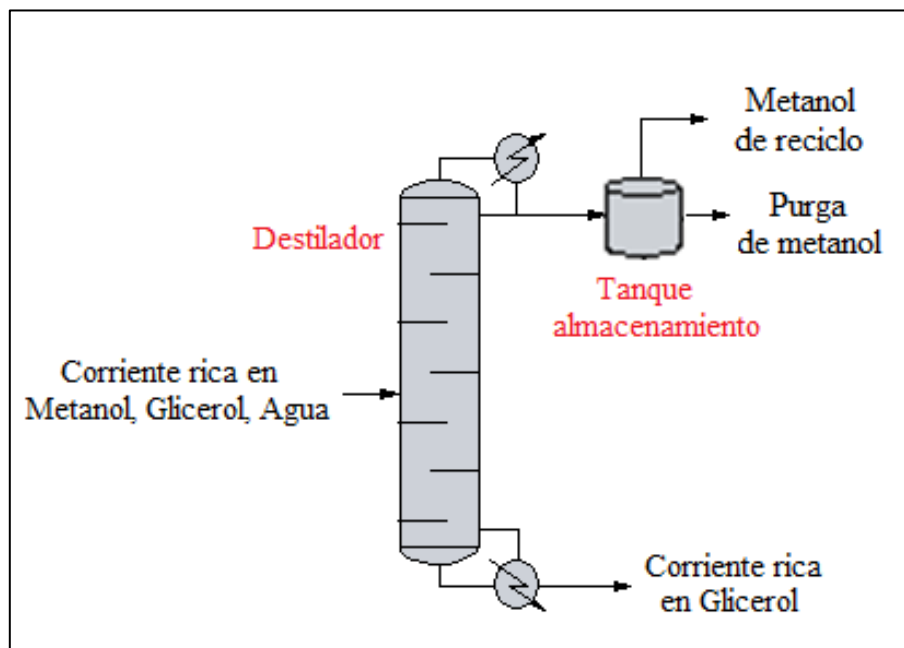


Imagen 6.2: Diagrama de flujo del proceso de destilación.

Fuente: Elaboración propia a partir de CHEMCAD.

Materias primas: Microorganismos

Existen múltiples microorganismos en el mundo capaces de degradar diversos sustratos y producir la DHA. A nivel industrial se utilizan aquellas bacterias del género *Gluconobacter oxydans*, ya que son aptas para generar el compuesto de interés, degradando el glicerol como sustrato. Sumado a esto, dichas bacterias son comercialmente activas, lo cual facilita la adquisición de la misma como insumo indispensable para el proceso.

Gluconobacter oxydans

El microorganismo *Gluconobacter oxydans*, conocido también como *Acetobacter suboxydans*, es un bacilo Gram-negativo, aerobio, con forma elipsoidal o de óvalo que varía en tamaño aproximadamente de 0,5 a 0,8 μm de ancho por 4,2 μm de longitud, tiende a tener un pequeño tamaño del genoma debido a sus capacidades metabólicas limitadas.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

La bacteria generalmente se encuentra aislada, en pares, o rara vez formando cadenas, ubicada en flores, frutas, bebidas alcohólicas, sidra y gaseosas. Estas cepas son capaces de crecer en soluciones de altas concentraciones de azúcar y valores bajos de pH (pH óptimo para el crecimiento es 5,5-6,0). Su tasa de crecimiento es lenta y la concentración de células maduras es baja. Su mayor tasa de crecimiento se produce a temperaturas entre 25 a 30 grados °C no pudiendo soportar altas temperaturas, principalmente por encima de 37 grados °C.

Se ha reportado que esta bacteria no es patógena para los seres humanos; sin embargo, son las causantes de la putrefacción de frutas como manzanas y peras.

Debido a la presencia de la enzima glicerol-deshidrogenasa en su membrana es capaz de oxidar el carbono central del glicerol cuyo producto de oxidación es la DHA.

Existen dos enzimas relacionadas con la producción de dihidroxiacetona, el glicerol deshidrogenasa y la dihidroxiacetona sintasa.

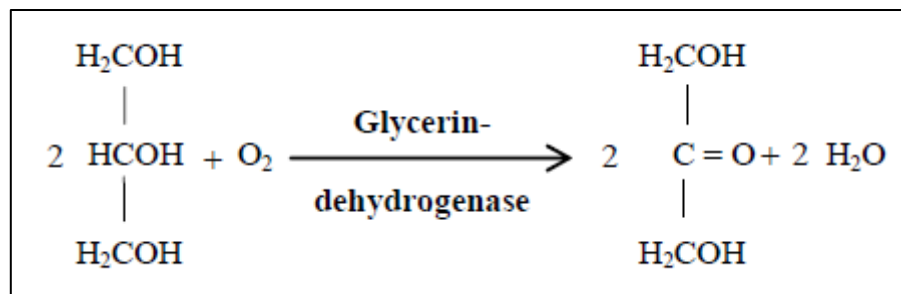


Imagen 6.3: Reacción estequiometria.

Fuente: Optimización de la producción microbiana de dihidroxiacetona, Rüdiger Bauer, Universidad Técnica de Munich.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

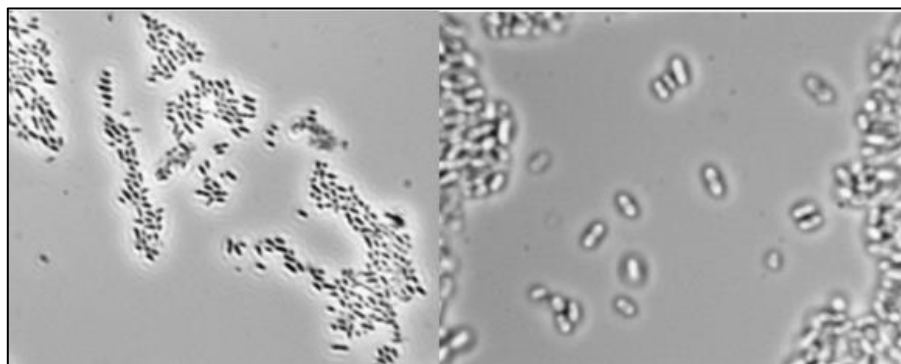


Imagen 6.4: Ceba de *Gluconobacter Oxydans*.

Fuente: www.wineserver.ucdavis.ed.

En la Tabla 6.5 se resumen los principales microorganismos productores de DHA del género *Gluconobacter*, junto con las empresas proveedoras, país de origen, precio, temperatura y pH.

Nombre de la cepa bacteriana	Empresa proveedora	País de origen	Precio de venta	Código
<i>Gluconobacter industrius</i> <i>Gluconobacter cerinus</i>	American type culture collection ATCC	U.S.	\$354	IFO 3260
<i>Gluconobacter frateurii</i>	China general microbiological culture collection	China	-	CGMCC5397
<i>Gluconacetobacter xylinus</i> "Komagataeibacter xylinus"	Leibniz-Institut DSMZ	Alemania	136 €	DSMZ 46604
<i>Gluconobacter oxydans</i> CECT 360	Colección española de cultivos - universidad de valencia	España	130 €	CETC 360
<i>Gluconobacter oxydans</i> M1136	Merck KGaA	Alemania	-	M1136
<i>Gluconobacter oxydans</i> (Henneberg)	American type culture collection ATCC	U.S.	\$222	ATCC621
<i>Gluconobacter oxydans industrius</i> (Henneberg)	American type culture collection ATCC	U.S.	354 US\$	ATCC 33446

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

<i>Gluconobacter oxydans industrius</i> DSM 50049	Leibniz-Institut DSMZ	Alemania	136 €	DSMZ 50049
<i>Gluconobacter oxydans</i>	Thailand bioresourcer research center	Tailandia	3000 bath	TBRC 716
<i>Gluconobacter oxydans</i> (Henneberg)/ <i>Gluconobacter</i> <i>melanogenus</i> , (Beijerinck 1911)	Belgian co- ordinated collectoions of microorganisms	Bélgica	100 €	LMG 1350
<i>Gluconobacter oxydans</i>	China general microbiological culture collection	China	135,62 €	CGMCC 1.0945

Tabla 6.5: Información comercial de las cepas bacterianas productoras de DHA.

Fuente: Elaboración propia.

En la Tabla 6.6 se resumen distintos estudios realizados por investigadores, cuyo tema desarrollado es la fermentación del glicerol utilizando diferentes cepas del género *G. oxydans*, con el objetivo de producir DHA a escala industrial.

Estudios fermentativos para producir DHA					
Autor	Heidy Y. Bonfante - Alvarez J. E. Duran Ariza	Ruchi Mishra, Seema Rani, Ashok Kumar	Xiao J. Zheng, Kui-qi Jin, Lei Zhang, Gang Wang, Yu-Peng Liu	Cathryn Sesengel Black	R. Bauer, N. Katsikis, S. Varga, D. Hekmat
Tipo de proceso	Batch alimentado	Batch alimentado	Batch alimentado	Batch	Batch alimentado
Cepa bacteriana	<i>G.oxydans</i> CECT 360	<i>G oxydans</i> IFO 3260	<i>G. frateurii</i> CGMCC 5397	<i>G. xylinus</i> DSM46604	<i>G. oxydans</i> M1136
Tipo de reactor	Tanque agitado	Tanque agitado	Tanque agitado con deflectores	Tanque agitado + inmovilización celular con alginato	Tanque agitado en serie
T° fermentación	30°C	26°C	30°C	30°C	30°C
pH	5,3	6	6	6	5,3

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Tiempo alimentación	cada 12h	-	cada 2h	-	-
Tiempo fermentación	72 horas	20 horas	26 horas	60 horas	140 horas - 4 ciclos
Concentración inicial glicerol	50 y 100 g/l	51 g/l	50 g/l	2% p/v	10-20 kg/m ³
Flujo de aire	1,66 vvm	1 vvm	-	0,3 - 1 vvm	0,13 m ³ /h
Tamaño del inóculo	3,2% v/v	5,9% v/v	5% v/v	10 %v/v	3,3 %v/v
Rendimiento p/s	91%	92%	68%	88 - 94%	83 - 84%
Rendimiento x/s	27,54%	3,90%	1,81%	-	-
Agitación	150 rpm	150 rpm	-	150 rpm	-
Concentración DHA obtenido	47,58 g/l	47 g/l	33,95 g/l	12,7 g/l	160 kg/m ³

Estudios fermentativos para producir DHA					
Autor	Pelayo Ortiz, Nuño Ayala, Andrade Hernández	D. Hekmat, R. Bauer, J. Fricke	Zhong-Ce Hu, Yu-Guo Zheng, and Yin-Chu Shen	Hu, Zhong-Ce, Zhi-Qiang Liu, Yu-Guo Zheng	Stefan Liebmingner, Robert Hofbauer, Siebenhofer, Nyanhongo, Guebitz
Tipo de proceso	Batch	Batch cíclico	Batch	Batch alimentado	Batch
Cepa bacteriana	<i>G. oxydans</i> ATCC 621	<i>G. oxydans</i> Merck M1136	<i>G. oxydans</i> ZJB09112	<i>G. oxydans</i> ZJB09112	<i>G. oxydans</i> DSM 50059
Tipo de reactor	Tanque agitado	Tanque agitado	Tanque agitado	Tanque agitado + Columna de burbujas	Tanque agitado
T° fermentación	28°C	30°C	30°C	30°C	30°C
pH	6	4,5	1etapa: 6 - 2etapa: 5	5	5,5
Tiempo alimentación	-	-	-	18 g glicerol en 4 intervalos	-

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Tiempo fermentación	-	20 horas	72 horas	68 horas	60 horas
Concentración inicial glicerol	31 - 56 g/l	80 kg/m ³	20 g/l	2,5 g/l	30 g/l
Flujo de aire	1 vvm	-	0,5 - 1,2 vvm	1,5 vvm	-
Tamaño del inóculo	-	-	5 % v/v	1 % v/v	-
Rendimiento p/s	90%	30%	87%	88%	90%
Rendimiento x/s	-	82%		-	-
Agitación	800 rpm	-	300-600 rpm	150 rpm	140 rpm
Concentración DHA obtenido	-	máximo 60 kg/m ³	175,9 g/l	161,9 g/l	26 g/l

Tabla 6.6: Diferentes estudios fermentativos de glicerol utilizando cepas del género *G. oxydans*.

Fuente: Elaboración propia.

Selección de la cepa más adecuada

Como requisito para la selección, los microorganismos productores no deben ser patógenos, preferiblemente generar el producto en grandes cantidades a un bajo costo. En algunos casos, los microorganismos no producen DHA en cantidades necesarias desde el punto de vista industrial, por lo que se debe estimular su sobreproducción. Esto se realiza por manipulación genética de los microorganismos o por medio de cepas mutantes.

Entre los criterios para la selección de una cepa se tiene en cuenta sus condiciones óptimas de desarrollo y su productividad. Otro aspecto no menos importante es la localización de la enzima responsable de la oxidación del glicerol a DHA. El hecho de que una enzima sea extracelular facilita la reacción oxidativa del glicerol y la separación del producto del caldo de cultivo, por lo que son elegidas por sobre aquellas que sean intracelulares.

Analizando la Tabla 6.5 y 6.6, junto con los criterios mencionados anteriormente, se opta por utilizar para el proceso fermentativo la cepa “*Gluconobacter oxydans* CECT 360, Colección española de cultivos tipo – Universidad de Valencia”.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Especificaciones técnicas de la cepa

COLECCIÓN ESPAÑOLA DE CULTIVOS TIPO (CETC)		
Nombre comercial	<i>Gluconobacter oxydans</i> (Henneberg 1897) - Mason and Claus 1989.	
Empresa proveedora	La Colección Española de Cultivos Tipo (CECT) - Universidad de Valencia	
Otras colecciones	ATCC 621/DSMZ 50059/ IFO 3172	
Tipo de cultivo	Liofilizado en ampolla, requiere rehidratación y siembra.	
Requerimiento de oxígeno	Bacteria aeróbica estricta	
T° de crecimiento	26°C	
Grupo de riesgo 1	Bajo riesgo individual y comunitario	
Incubación	72 horas - placas de Petri	
Esterilización	Calor húmedo	121°C - 20 minutos - Autoclave
	Calor seco	170-180°C - 2 horas - Estufa
Medio de cultivo recomendado para el crecimiento	Caldo glucosa/agar	glucosa 100g - extracto levadura 10g - CaCO ₃ 20g (buffer) - agar 15g - agua destilada 1l
	Caldo manitol/agar	extracto levadura 5g - peptona 3g - manitol 25g - agar 15g - agua destilada 1l
	Caldo libre de nitrógeno	K ₂ HPO ₄ 1g – MgSO ₄ .7H ₂ O 0,2g – CaCO ₃ 1g - NaCl 0,2g – FeSO ₄ .7H ₂ O 0,1g – Na ₂ MoO ₄ .2H ₂ O 5mg - agar 15g - agua destilada 950ml
Sugerencias	Conservar a temperatura ambiente sin abrir	

Tabla 6.7: Especificaciones técnicas de la cepa seleccionada.

Fuente: www.uv.es - www.atcc.org - www.dsmz.de.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Fermentación

Un diseño de fermentación debe contemplar lo siguiente:

- Etapas del ciclo fermentativo.
- Estado de agregación del sustrato.
- Composición del medio de cultivo.
- Cinética de la reacción.
- Problemas de inhibición.
- Tipo y diseño de fermentador.
- Régimen de trabajo.
- Esterilización.
- Aireación.

Etapas previas a la fermentación

Se adquiere como insumo la cepa liofilizada, por ende es necesario realizar algunas operaciones previas para disponer del microorganismo en forma activa para la fermentación. Las más relevantes se ordenan cronológicamente en el siguiente diagrama:

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

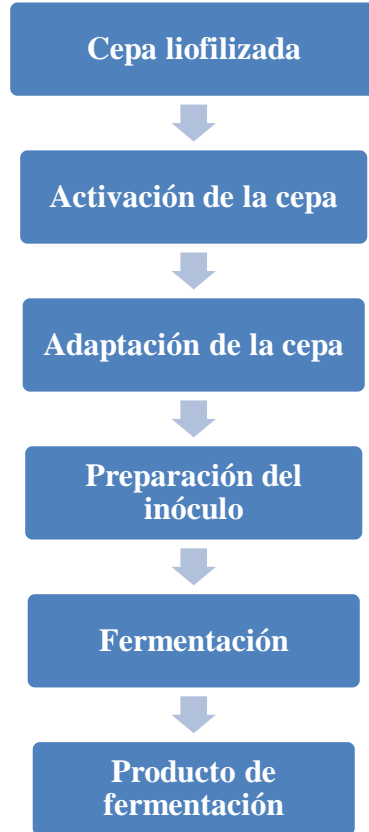


Diagrama 6.3: Etapas del ciclo fermentativo.

Fuente: Elaboración propia.

Estado de agregación del sustrato

La fermentación en estado sumergido es el método más utilizado en la actualidad debido a su simplicidad y facilidad para controlar las variables en juego, además el producto final es más fácil de recuperar. Por lo tanto se selecciona esta metodología para producir la fermentación a escala industrial.

Esta técnica consiste de un medio estéril compuesto por nutrientes disueltos o en suspensión en un gran volumen de líquido, con agitación constante, al cual se le añade la cepa microbiana. Al ser la bacteria aerobia, se burbujea aire estéril a través del medio.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Los microorganismos se desarrollan flotando en el medio de cultivo de forma típica, dando origen a una fase de latencia o acoplamiento, una de crecimiento, una fase estacionaria y la posterior fase de muerte.

Un estudio realizado por *Stefan Liebming, Robert Hofbauer, Mattha˘us Siebenhofer, Gibson S. Nyanhongo, Georg M. Guebitz*, denominado “*Microbial Conversion of Crude Glycerol to Dihydroxyacetone (Springer Science Business Media Dordrecht 2014)*”. Da prueba de la diferencia de utilizar como materia prima glicerol crudo y purificado.

En este estudio, el glicerol crudo derivado directamente de una planta de producción de biodiesel con aceite de colza, con una pureza del 79% (p/p), se utilizó para la producción de DHA. La conversión de ambos sustratos, por medio de la bacteria *G. oxydans*, fue comparado a diversas concentraciones de sustrato como se puede observar en el Gráfico 6.2.

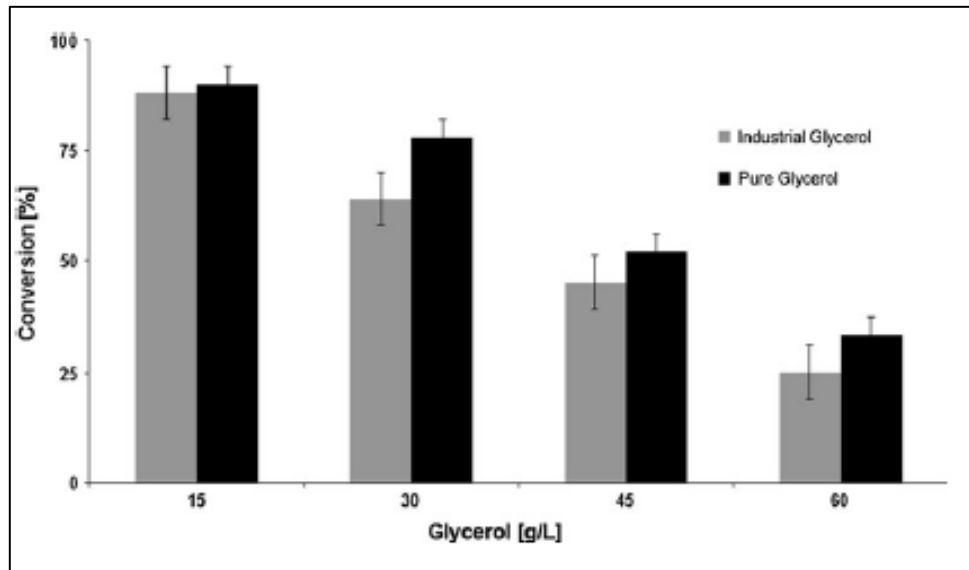


Gráfico 6.2: Conversión de glicerol crudo y purificado a DHA en distintas concentraciones.

Fuente: *Microbial Conversion of Crude Glycerol to Dihydroxyacetone - Stefan Liebming, Robert Hofbauer, Mattha˘us Siebenhofer, Gibson S. Nyanhongo.*

Analizando el Gráfico 6.2, se puede afirmar que utilizando glicerol crudo y puro como sustratos a concentraciones de 15 g/l, dio lugar a una conversión del 90% a DHA. Concentraciones

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

superiores a 30 g/l conduce a una reducción significativa de formación de DHA, especialmente en reactores suplementados con glicerol crudo.

La diferencia de conversión puede atribuirse a la presencia de impurezas que, o bien reducen la transferencia de masa o afectan al metabolismo del microorganismo. Sin embargo, lo que también es muy claro de ambos, que el aumento de la concentración del sustrato disminuye la tasa de conversión. Esto significa que altas concentraciones de glicerol tienen un efecto inhibitorio en el proceso de conversión.

Como consecuencia de ello se justifica el tratamiento de la materia prima (glicerol crudo), previo al ingreso al fermentador, teniendo en cuenta que no es necesario realizar una purificación excesiva de glicerol, debido a la dilución posterior a modo de evitar la inhibición por sustrato. Por otra parte deben eliminarse aquellos compuestos alcohólicos y sales que pueden interferir con la fisiología microbiana.

Composición del medio de cultivo

El medio de cultivo debe contener los elementos necesarios tanto para la síntesis de material celular como para permitir la formación de producto, además de satisfacer los objetivos técnicos y económicos del proceso.

El proceso de fermentación se desarrolla en varias etapas, cada una tiene objetivos y necesidades específicas.

- 1) La primera etapa, activación de la cepa, comprende el desarrollo a pequeña escala y crecimiento del inóculo. El objetivo es conseguir velocidades de crecimiento altas para disponer de niveles elevados de biomasa viable y en una forma fisiológicamente adecuada para usar como inóculo en la etapa siguiente.
- 2) La segunda etapa comprende el crecimiento microbiano por consumo de sustrato.
- 3) En la última etapa se pretende la formación del producto por medio de la enzima generada por la biomasa.

El medio de cultivo para el microorganismo debe contener fuentes de carbono y nitrógeno, factores de crecimiento, sales minerales y agua. Al ser microorganismos aerobios necesitan

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

oxígeno para formar biomasa y como fuente de energía para la biosíntesis y mantenimiento celular. Las diferentes concentraciones de cada componente son un factor clave, pudiendo aumentar la producción o provocar la inhibición.

Un estudio de una serie de fuentes de carbono que *G. oxydans* es capaz de degradar, concluye que la adición de sorbitol potencia el crecimiento de la biomasa. El agregado de 10 g/l al caldo de fermentación conduce a un aumento del 70% en la biomasa. Esta estrategia se adopta con el fin de obtener concentraciones altas de biomasa en el menor tiempo posible, maximizando la producción de DHA.

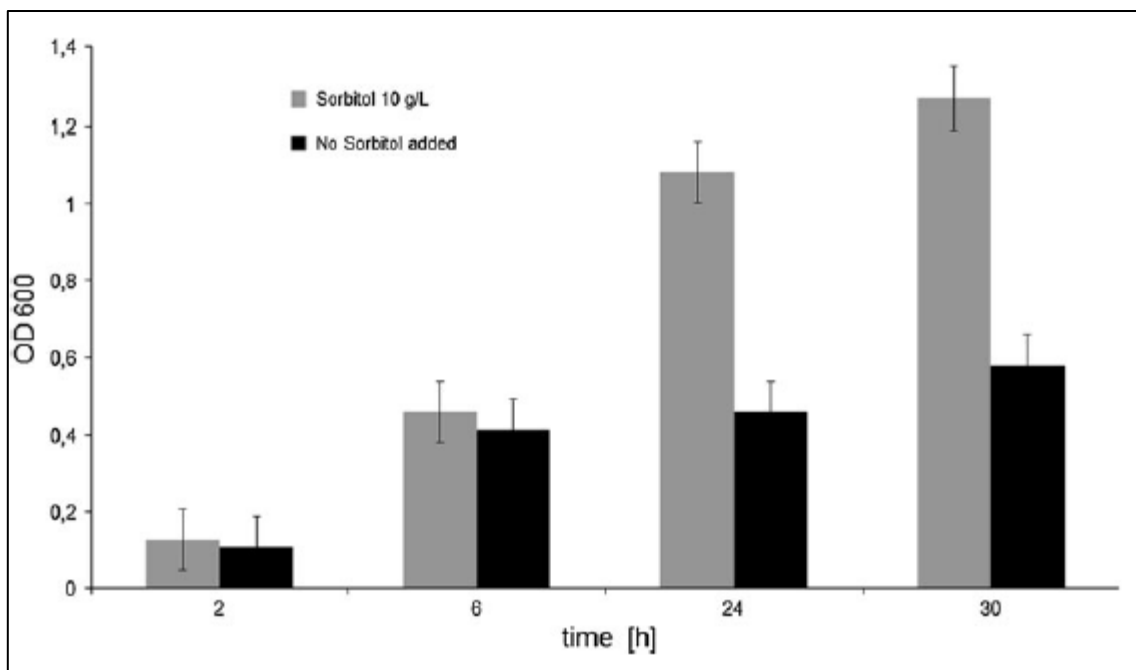


Gráfico 6.3: Influencia de la adición de sorbitol en la biomasa. (OD: densidad óptica).

Fuente: *Microbial Conversion of Crude Glycerol to Dihydroxyacetone* - Stefan Liebminger, Robert Hofbauer, Matthias Siebenhofer, Gibson S. Nyanhongo.

A continuación, Se definen los diferentes medios de cultivos para cada etapa específica de la fermentación:

- 1) Medio de conservación de la cepa

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

La cepa se vende comercialmente en ampollas liofilizadas, por lo tanto se mantiene a temperatura ambiente sin abrir. Luego de su apertura se conserva a 4°C tanto en placas de Petri como en agar inclinado, con repiques bimensuales.

2) Medio de cultivo para la activación de la cepa

- Glucosa 100g/l.
- E. levadura 10g/l.
- CaCO₃ 20g/l.
- Agar 15g/l.
- Diluyente: Agua destilada.
- Ajustar a pH=6.
- Esterilización en autoclave 121°C - 20 minutos.
- Incubar a 30°C por 72 horas.
- Verificar la ausencia de microorganismos.
- Inocular con la cepa y colocar en incubadora a 28°C – 24 h.
- Luego se refrigera y se realizan los repiques sucesivos cada 2 meses.

3) Medio de cultivo para la adaptación de la cepa

- Glicerol 20g/l.
- E. levadura 10g/l.
- Agar 20g/l.
- Diluyente: Agua destilada.
- Ajustar pH=6.
- Esterilización en autoclave 121°C - 20 minutos.
- Incubar a 30°C por 72 horas.
- Verificar la ausencia de microorganismos.
- Posteriormente fue inoculado con la cepa y colocado en incubadora a 28°C – 24 h.
- Luego fue refrigerado y se realizaron los repiques sucesivos cada 2 meses.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

4) Medio de cultivo para la fermentación

- Glicerol 50g/l.
- E. levadura 2,5 g/l.
- NH_4SO_4 2g/l.
- K_2HPO_4 0,11 g/l.
- KH_2PO_4 0,9 g/l.
- Sorbitol 10 g/l.
- CaCl_2 1,5 g/l.
- Ajustar pH a 5,3, utilizando HCl 37 %p/p
- Esterilizar por calor indirecto: 120°C - 15minutos.
- Agregar el inóculo e iniciar la fermentación a 30°C – 72 horas.

Preparación del inóculo

El inóculo se prepara con la composición idéntica al medio de fermentación pero en menor volumen, realizando el mismo ajuste de pH y condiciones de esterilidad. Después se realiza el pasaje celular de la cepa activada y por último se procede a la incubación a 30°C, con agitación durante 24h. Finalmente se agrega el mismo al fermentador para iniciar dicho proceso, el volumen del inóculo es 5 % del volumen del fermentador.

Ciclo de preparación del inóculo

Considerando los tiempos de fermentación e incubación de la bacteria, es necesario realizar un diagrama de trabajo para el proceso de elaboración del inóculo, el cual consiste en desarrollar todas las etapas previas a la fermentación en un ciclo previo, reduciendo de esta forma tiempos muertos.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

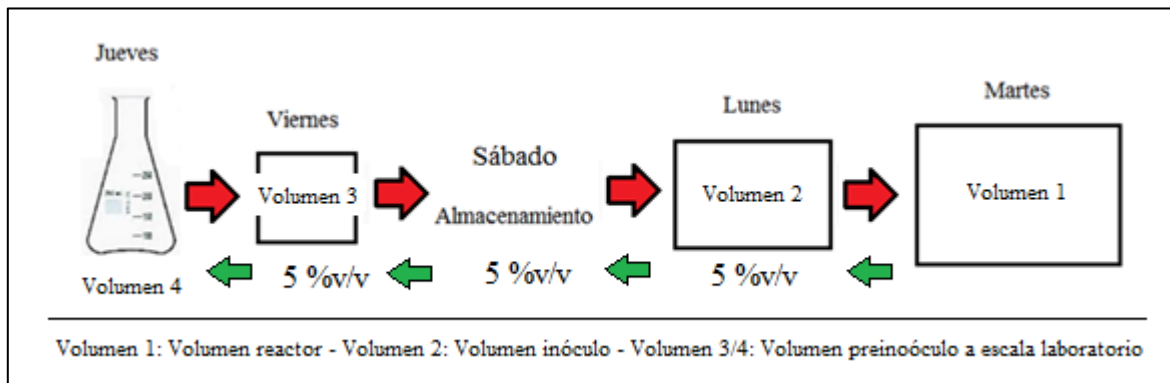


Imagen 6.5: Ciclo de preparación del inóculo.

Fuente: Elaboración propia.

Ciclo de preparación del inóculo			
Lunes	Jueves	Viernes	Sábado
Separar Volumen 3 y preparar el inóculo para la siguientes semana	Preparo a nivel laboratorio el Volumen 4 de inóculo	Pasaje del inóculo de Volumen 4 al de Volumen 3	Fin de la incubación del Inoculo de Volumen 3
Inocular el Volumen 2 con lo preparado en la semana anterior Volumen 3	Incubar 24 horas	Incubar 24 horas	Almacenamiento en frio para la posterior utilización en el día lunes de la semana siguiente

Tabla 6.8: Ciclo de preparación del inóculo.

Fuente: Elaboración propia.

Cinética de la reacción

Para determinar los parámetros cinéticos y operativos de la producción de la DHA a partir de la cepa seleccionada, se toma como referencia la investigación desarrollada por los autores *Heidy*

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Yaneth Bonfante Alvarez y John Edward Duran Ariza, denominada “Aplicación de un proceso *fed-batch* para la bioconversión de glicerol en dihidroxiacetona mediante fermentación con *Gluconobacter oxydans*”, cuyos parámetros son:

Parámetros	
Velocidad de crecimiento en la fase exponencial (1/h)	0,0732
Tiempo de duplicación (h)	9,46
Biomasa total (g/l)	10,58
Dihidroxiacetona total (g/l)	47,58
Y x/s (g biomasa/g glicerol)	27,54
Y p/s (g DHA/g glicerol)	91,19
Concentración inicial glicerol (g/l)	50
Agitación (rpm)	150
pH	5,3
Temperatura (°C)	30
Volumen reactor total (ml)	45
Volumen alimentación inicial (ml)	300
Volumen alimentación intermitente (ml)	150
Flujo de aire (vvm)	1
Tiempo fermentación (h)	72

Tabla 6.9: Parámetros de crecimiento de biomasa y producción de DHA.

Fuente: Ingeniería Investigación y Tecnología, volumen XVII (número 3), julio-septiembre 2016:

331-341 ISSN 1405-7743 FI-UNAM.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Variación del pH en la fermentación

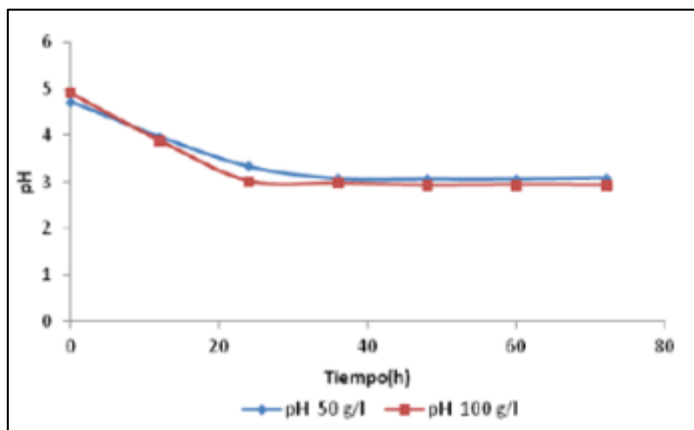


Gráfico 6.4: Evolución del pH durante la fermentación.

Fuente: Ingeniería Investigación y Tecnología, volumen XVII (número 3), julio-septiembre 2016: 331-341 ISSN 1405-7743 FI-UNAM.

El Gráfico 6.4 muestra el comportamiento del pH durante las 72 horas de fermentación. El pH inicial se ajustó a 5.3 añadiendo HCl 37 %p/p. Una vez iniciada la fermentación, comienza a disminuir debido a la concentración creciente de DHA durante las primeras 36 h, luego se mantiene entre 3.1 y 2.9 unidades, para una concentración inicial de 50g/l de glicerol.

Hekmat et al. (2003) informa que un pH bajo favorece la producción de DHA y aumenta el rendimiento producto/sustrato para la fermentación con *G. oxydans*.

Métodos analíticos para la medición de los compuestos en las muestras

El consumo de glicerol y la producción de DHA se analiza por cromatografía de gases (GC), inicialmente se realizan las curvas de calibración de glicerol y DHA para concentraciones de 0-100 g/l. Estas curvas y las lecturas proporcionan los datos del consumo de glicerol y la formación de producto (DHA).

La biomasa celular en (g/l) se estima por densidad óptica a 578 nm en una celda de 2 ml, usando un espectrofotómetro. Con estos datos se genera una curva de calibración de biomasa para la *G. oxydans*, relacionando la absorbancia con la concentración.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Problemas de inhibición en la fermentación

El punto crítico en la fermentación se encuentra principalmente en aumentar la concentración de biomasa y evitar la inhibición causada por el producto y el sustrato en las bacterias *G. oxydans*.

La cantidad de enzima corresponde directamente a la cantidad de biomasa disponible. Un aumento de la concentración de biomasa aumenta la conversión sustrato-producto.

A continuación se analizan los problemas de inhibición:

- 1) Inhibición de *G. oxydans* causada por glicerol.

La comparación del valor máximo de las productividades evaluadas para las distintas concentraciones iniciales de sustrato 31, 51, 76, 95 y 129 g/l, muestra que el glicerol ejerce una inhibición tanto en el crecimiento como en la producción de dihidroxiacetona.

Como se puede observar en Tabla 6.10 el rendimiento de la conversión de glicerol en biomasa ($Y_{x/s}$), varía de manera inversamente proporcional al contenido de sustrato inicial.

Parámetros en función del glicerol inicial					
Concentración de glicerol (g/l)	31	51	76	95	129
Tiempo de fermentación (h)	12	20	30	48	78
Concentración de biomasa (g/l)	1,62	1,98	1,95	1,9	1,85
$Y_{x/s}$ (%)	5,2	3,9	2,6	2	1,4
Concentración DHA (g/l)	28,5	47	66	86	106
$Y_{p/s}$ (%)	92	92	87	90	82
μ_{max} (1/h)	0,38	0,3	0,24	0,21	0,13

Tabla 6.10: Comparación de parámetros fermentativos para la cepa *G. oxydans*. a diferentes concentraciones inicial de glicerol.

Fuente: *Microbial production of dihydroxyacetone - Ruchi Mishra, Seema Rani Jain, Ashok Kumar.*

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

2) Inhibición de *G. oxydans* por dihidroxiacetona

Un estudio realizado por *D. Hekmat, R. Bauer, J. Fricke* sobre la optimización de la síntesis microbiana de la dihidroxiacetona a partir del glicerol, utilizando la cepa *G. oxydans* arroja los siguientes resultados: A concentraciones 60g/l de producto DHA en el fermentador, se produce un efecto de inhibición en el crecimiento de los microorganismos de forma reversible, superando estos niveles se produce un daño celular irreversible.

Tipos de fermentadores

El diseño de un fermentador, además de asegurar que la operación se desempeñe en forma aséptica, debe responder a tres requisitos principales: Mezcla adecuada, buena transferencia de oxígeno al microorganismo y mantenimiento de la temperatura dentro óptima.

Existen 4 tipos principales de fermentadores para cultivos aerobios utilizados en la industria:

- 1) Tanques aireados agitados: El fermentador agitado consiste en un cilindro vertical que posee varios deflectores para prevenir la formación de vórtice. El aire estéril ingresa por la base del tanque, a través de un difusor. El eje del agitador posee uno o varios rodetes en función de la relación de esbeltez. La razón de su eficiencia reside en su versatilidad de escalamiento de producción y su uso general. Por lo tanto, los costos elevados de inversión y operación se encuentran compensados por su flexibilidad.
- 2) Reactores tubulares (*Air-lift*) o de columna de burbujas: Se trata de un reactor en forma de torre o columna, en el cual el aire es introducido en la base del tubo por un difusor de gas, el cual se dispersa en forma de burbujas en la fase líquida a medida que asciende por el reactor. Este mecanismo constituye el único tipo de agitación existente.

Se caracterizan por su diseño sencillo y la completa ausencia de elementos internos mecánicamente móviles. A pesar de que el modelo agitado permite concentraciones superiores de biomasa, el fermentador proporciona varias ventajas durante la operación y el mantenimiento, tales como altas tasas de transferencia de calor y masa, alta velocidad de transferencia de oxígeno y bajo costo en funcionamiento, mantenimiento e instalación

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Posee alta velocidad de transferencia de oxígeno, que a menudo conduce a la excesiva formación de espuma.

- 3) Tanque agitado con recirculación: Todos los fermentadores de este tipo tienen en común el flujo del medio de cultivo en una dirección definida. Esto se logra gracias a la incorporación de tubos de aspiración en el diseño, lo cual permite una recirculación interna del fluido, o por el uso de un conducto de recirculación, el que permite una recirculación externa. La fuerza motora se desarrolla por el efecto de ascensión de las burbujas de aire (*air lift*) o por un sistema de flujo hidrodinámico.
- 4) Reactor combinado tanque agitado y lecho empacado: Este innovador sistema de biorreactores consiste en la combinación de un sistema aireado convencional de reactor tanque agitado y una columna de lecho empacado que contiene un relleno irregular. Este sirve de base para la inmovilización superficial de los microorganismos, lo que permite una mayor productividad en la fermentación.

Este tipo de reactores se utiliza en aquellos casos en que existe inhibición por sustrato o producto por parte de la célula. Sin embargo, los problemas con los reactores de este tipo incluyen grandes gradientes de concentración, oxígeno limitado en toda la columna y la ausencia de datos cinéticos respecto al comportamiento celular en el lecho empacado lo que dificulta la aplicación de este tipo de sistema.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Comparación de los diferentes fermentadores

Parámetro de análisis	Reactor tanque agitado	Reactor tubular o columna de burbujas	Reactor tanque agitado con recirculación	Reactor tanque agitado + lecho empacado
Diseño	Sencillo	Sencillo	Complejo	Complejo
Modo operativo	Flexible	Flexible	Flexible	inflexible
Costos	Alto en inversión, mantenimiento y operación	Bajo mantenimiento, funcionamiento e instalación	Alto en inversión, mantenimiento y operación	Alto en inversión, mantenimiento y operación
Tipo de agitación	Agitación mecánica	Agitación hidrodinámica	Agitación mecánica	Agitación mecánica
Uso	Escala industrial	Escala laboratorio	Menos usado producto de la inhibición	Menos usado, objeto de futuras investigaciones
Partes móviles internas	Si posee	No posee	Si posee	Si posee
Ventajas	Existen datos cinéticos y parámetros operativos	Transferencia de masa y energía (O ₂) alta	No posee	Mayor rendimiento Y p/s
Desventajas	Discontinuo	Formación de espuma	Inhibición por recirculación celular y sustrato	Ausencia de datos operativos

Tabla 6.11: Comparación de los diferentes fermentadores para producir DHA.

Fuente. Elaboración propia a partir de diferentes investigaciones.

Selección del fermentador más adecuado

Analizando la Tabla 6.11 se concluye que el reactor que se utiliza en el presente proyecto es el fermentador tanque agitado como consecuencia de la disponibilidad de datos operativos y la evidencia de su uso actual a escala industrial para producir dicho compuesto. Si bien el costo de inversión es mayor, la flexibilidad del mismo permite operar de manera más versátil maximizando la producción.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Régimen de trabajo

Otro punto a considerar es el régimen de trabajo, esto implica seleccionar entre una producción en modo continuo o discontinuo. Un sistema discontinuo o batch supone un ciclo compuesto por una esterilización, carga del fermentador, desarrollo de biomasa y producción del compuesto, vaciado y lavado. Este ciclo se repite tantas veces sea necesario para alcanzar la producción preestablecida.

Un proceso continuo, por otro lado, implica un conjunto de reactores funcionando en serie o paralelo (dependiendo de las características del microorganismo y de la producción deseada) generando biomasa y producto de forma constante, durante un período anual establecido (debe tenerse en cuenta un tiempo de parada para mantenimiento). Para que esto sea posible es necesario determinar la etapa de mayor producción y mantenerla estable.

En la mayoría de las fermentaciones industriales se utiliza el método discontinuo. En algunos casos y con volúmenes de salida de producto elevados pueden ser más eficaces, en términos de productividad del fermentador los sistemas continuos. Sin embargo, este sistema de fermentación presenta desventajas críticas en la estabilidad del proceso, la que en caso de no conseguirse, significa pérdidas elevadas en volumen. Además, una contaminación externa supone pérdidas adicionales en la producción.

Existe una opción intermedia entre las anteriores, denominada discontinua alimentada a intervalos (*feed-batch*) que se caracteriza por ser un sistema abierto al cual se le añade sustrato periódicamente, favoreciendo la formación de producto y evitando la inhibición celular. Una vez alcanzada la concentración deseada de producto dentro del fermentador, finaliza dicho proceso y se procede a la descarga, para luego lavar e iniciar el ciclo nuevamente.

Analizando las distintas modalidades de trabajo y teniendo en cuenta los valores de producción de DHA establecidos en el capítulo 3, se opta por realizar una fermentación discontinua alimentada a intervalos, la cual se resume de la siguiente manera:

- El tiempo total de fermentación es de 72 horas y se realizan 5 alimentaciones de medio fresco estéril cada 12 horas.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- El medio fresco estéril que se adicione en cada intervalo de 12 horas, es almacenado en un tanque hermético con una leve presurización para evitar la contaminación microbiológica.

Esterilización

Se denomina esterilización al proceso por el cual se reduce el número de microorganismos del medio de fermentación. Esta se realiza por medio de calor indirecto, en un intercambiador de calor acoplado a un tubo de retención, para lograr los parámetros de esterilidad calculados (120°C – 8 minutos), tomando como referencia la cepa *Bacillus stearothermophilus*. Luego se enfría el medio de cultivo a la temperatura requerida por el fermentador.

Aireación

Teniendo en cuenta que la fermentación es aerobia, es necesario insuflar oxígeno al reactor. Esto se realiza con aire estéril comprimido, previamente filtrado para eliminar cualquier impureza física y contaminación microbiológica. El aire agotado contiene CO₂ y agua evaporada del medio de cultivo y sale por el tope del fermentador. Se mantiene el nivel del medio con adición de agua estéril constantemente.

Separación, concentración y purificación del DHA

Una vez finalizada la fermentación, se separa el DHA del resto de los subproductos de fermentación, posteriormente se concentra y purifica para llegar a un producto sólido del 98%p/p.

A continuación se resume las operaciones involucradas:

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

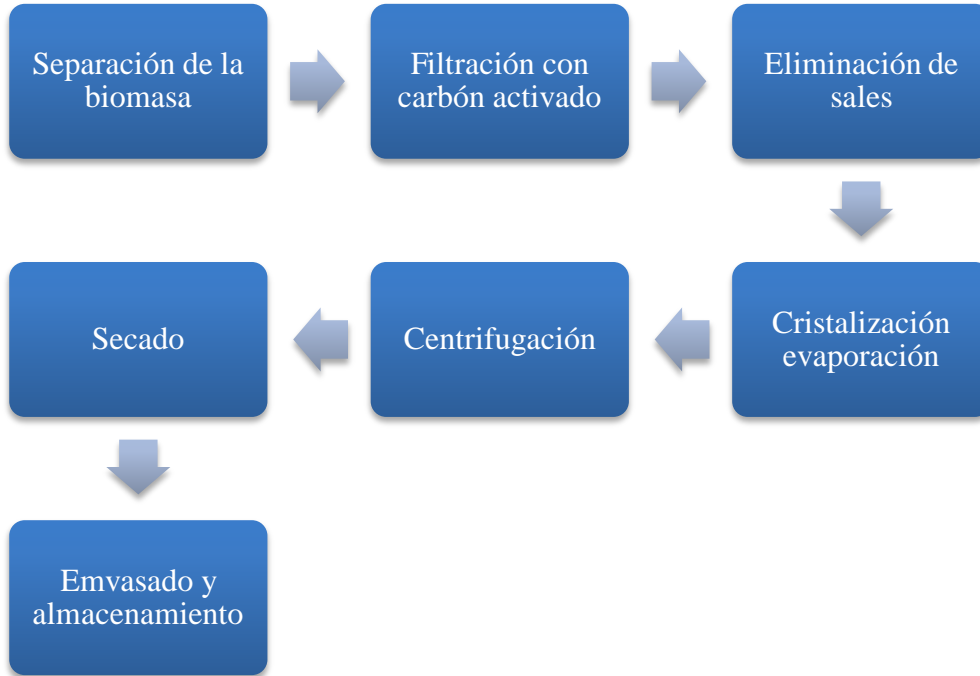


Diagrama 6.4: Diagrama de flujo de la separación, concentración y purificación del DHA.

Fuente: Elaboración propia.

Separación de la biomasa

El primer paso del proceso de purificación consiste en separar la biomasa del producto de fermentación, es decir una separación sólido-líquido. La fase sólida contiene células, proteínas y restos de la fermentación. Por otra parte la corriente líquida tiene todos aquellos compuestos solubles en el medio, incluyendo el DHA.

Esta etapa se puede desarrollar mediante operaciones como sedimentación, floculación, centrifugación y filtración. En recipientes cuyo contenido no se ve sometido a un proceso de mezcla, se puede realizar una sedimentación natural, de lo contrario se pueden agregar agentes floculantes para acelerar el proceso. La operación cobra especial interés en aquellos procesos en los que se trabaja con el reciclado de las células, no siendo efectiva muchas veces, debido a que consume demasiado tiempo. En tales casos, deben utilizarse técnicas como la filtración o centrifugación.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Para la separación de una mezcla sólido-líquido se tiene en cuenta el tamaño de las partículas a separar, la cual define el tipo de operación más eficiente. Como se puede observar en la Imagen 6.6 una centrifugación es la operación adecuada.

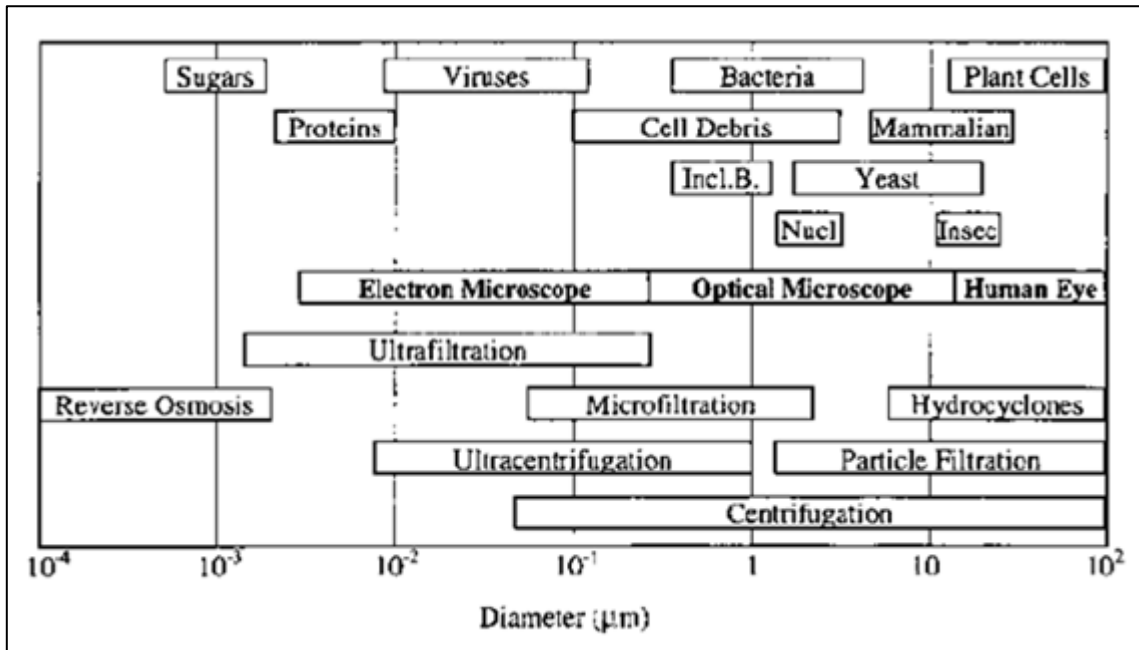


Imagen 6.6: Rango de operación de diferentes operaciones de separación sólido-líquido.

Fuente: Separación y Procesos Biotecnológicos-2010 – Clase centrifugación, hidrociclones 2010. / <http://www.monografias.com/trabajos73/tratamiento-productos-bioreacciones/tratamiento-productos-bioreacciones2.shtml>.

Filtración con carbón activado

Al líquido clarificado de la centrifugación se le realiza una filtración con carbón activado, con el objetivo de eliminar todos aquellos restos orgánicos, el MONG, iones cloruros, etc. Además, esta operación se utiliza para decolorar y desodorizar la solución generando un producto final de mejor calidad. (Manual del Carbón Activo, E.U. Politécnica U. Sevilla).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Eliminación de sales

El producto de fermentación posee muchas sales disueltas que se eliminan por la combinación de dos etapas, la primera es la evaporación de agua para formar el jarabe, cuyo contenido de agua no supera el 20% en peso, y luego el agregado de etanol al 90% en peso para insolubilizar las sales saturadas quedando un licor libre de sales. El volumen de etanol que se agrega es 3 veces el volumen de la solución jarabe. La remoción de sales y proteínas es de 98,3% p/p y 97,2% p/p respectivamente, con una pérdida de producto de 4,1% p/p.

La evaporación se realiza de manera continua en un evaporador de película descendente bajo vacío debido a la descomposición térmica del DHA a temperaturas superiores a los 40°C. La corriente de fondo se bombea al decantador donde se le agrega el etanol y precipitan las sales.

(Fuente: *Extraction of 1,3-Dihydroxyacetone from the Fermentation Broth* - MA Li-juan)

Cristalización- evaporación

En esta etapa se realiza una evaporación bajo vacío del licor por debajo de la temperatura de descomposición del DHA. Se logra obtener el compuesto cristalizado con un porcentaje de 85% p/p de producto sólido. Los vapores de etanol se condensan y almacenan en un tanque para su posterior uso.

Centrifugación del sólido

La masa del fondo del cristalizador- evaporador está formada por sólidos cristalizados y restos de glicerol, etanol, agua no cristalizable. Para separar estas fases se realiza una centrifugación.

Secado

En esta etapa el producto sólido con una humedad aproximada del 1%p/p, es secado mediante aire caliente, en un secador rotativo, hasta lograr los parámetros de humedad final. Todas aquellas impurezas que quedan en el producto final son sales remanentes de la materia prima y la fermentación.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Envasado y almacenamiento

Luego del secado, se procede a realizar un control de calidad. Finalizado este paso se realiza el dosificado y envasado del producto en bolsas plásticas de film de polipropileno (termoselladas) de 1kg dentro de un tambor de cartón rotulado.

En cuanto al almacenamiento a temperatura ambiente (25°C) el polvo cristalino es estable durante un año, sin pérdidas del componente en ambiente seco y sin exposición a la luz solar.



Imagen 6.7: Detalle del envase tambor.

Fuente: www.alibaba.com.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Imagen 6.8: Detalle de la bolsa termosellada.

Fuente: www.alibaba.com.



Imagen 6.9: Detalle del almacenamiento del producto final.

Fuente: www.alibaba.com.

CAPÍTULO 7

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

INTRODUCCIÓN

En este capítulo se presenta los balances de masa y energía del proceso de producción de DHA. El mismo se divide en tres etapas principales: Un pretratamiento de la materia prima, una fermentación y finalmente una purificación y concentración del producto.

Para el cálculo se fijó una producción semanal de 800kg de acuerdo al estudio de mercado. Un ciclo de trabajo semanal se considera de 126 horas, las cuales inician el día lunes a las 6:00 horas y finaliza el día sábado 12.00 horas. Cada día laboral es de 24 horas y se divide en 3 turnos rotativos de 8 horas. En la tabla 7.1 se detalla la programación de un ciclo productivo.

La materia prima se compra semanalmente debido a la disponibilidad durante todo el año y la proximidad a grandes plantas productoras de biodiesel. La misma se recibe a primera hora el día lunes y se deposita en un tanque para comenzar la producción.

Diagrama de trabajo							
Hora	Días						
	Lunes	Martes	Miércoles	Jueves	Viernes	Sábado	Domingo
0:00 – 1:00		Inóculo de 900 litros	Fermentación	Fermentación	Fermentación	Purificación Concentración	Franco
1:00 – 2:00							
2:00 – 3:00							
3:00 – 4:00							
4:00 – 5:00							
5:00 – 6:00							
6:00 – 7:00	Ingreso Recepción de la materia prima Puesta en marcha						
7:00 – 8:00	Pretratamiento						
8:00 – 9:00							
9:00 – 10:00							
10:00 – 11:00						Envasado	
11:00 – 12:00					Preparación del inóculo 2,5 litros	Preparación de inóculo 45 litros	Almacenamiento en frío del 45 litro inóculo Limpieza Ordenado

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

12:00 – 13:00	Inóculo de 900 litros	Fermentación	Fermentación	Fermentación	Purificación Concentración	Franco	
13:00 – 14:00							
14:00 – 15:00							
15:00 – 16:00	Inóculo de 900 litros	Fermentación	Fermentación	Fermentación	Purificación Concentración	Franco	
16:00 – 17:00							
17:00 – 18:00							
18:00 – 19:00							
19:00 – 20:00							
20:00 – 21:00							
21:00 – 22:00							
22:00 – 23:00							
23:00 – 24:00							

Tabla7.1: Diagrama del ciclo laboral.

Fuente: Elaboración propia.

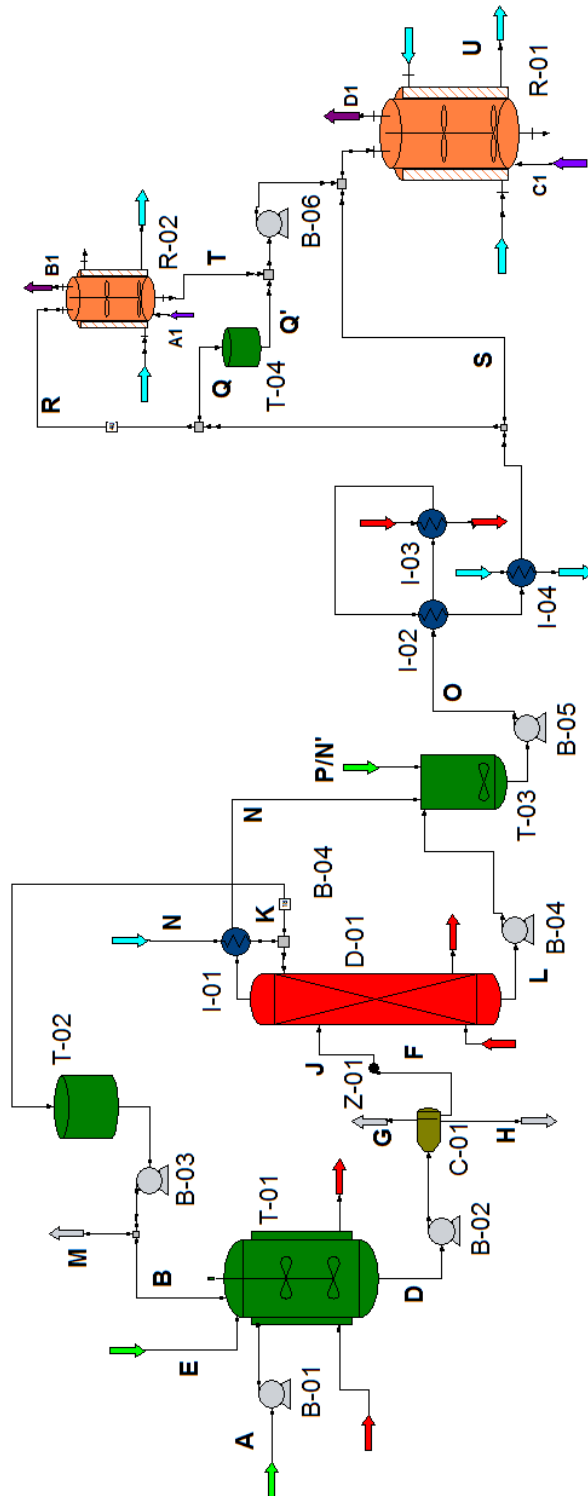
BALANCE DE MASA

Para realizar los balances de masas se tiene en cuenta las siguientes consideraciones:

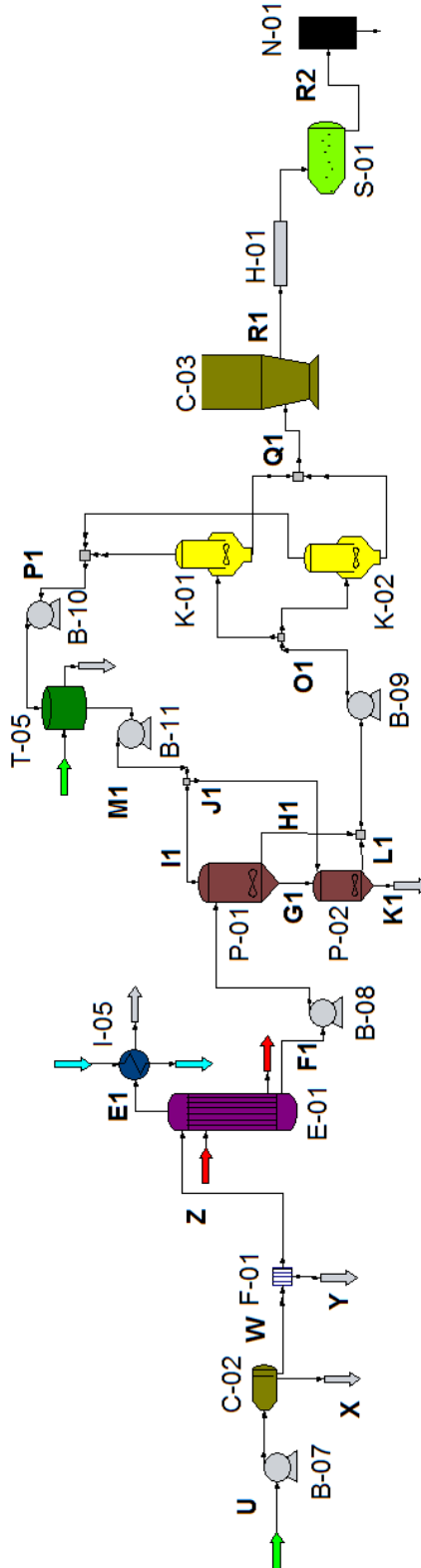
- El sistema de producción es discontinuo y continuo por partes, por lo tanto para facilitar la comprensión y los cálculos se presentan los balances como totales, de acuerdo a la producción semanal definida.
- Se produce un 5,5%p/p más de producto final estipulado por el estudio de mercado para contemplar todas aquellas posibles pérdidas por manipulación y degradación.
- No hay acumulación de materia en cada operación, régimen estacionario.
- Cada etapa conlleva un rendimiento reportado en la bibliografía para procesos iguales o similares y en otros casos calculados por simulación en CHEMCAD.
- Todas aquellas etapas que separan corrientes poseen un rendimiento del 100%p/p.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

DIAGRAMA DE FLUJO



PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Corrientes	Equipos
A - Glicerol crudo	T-01 - Tanque de dilución con metanol
B - Metanol de reciclo	C-01 - Tridecantadora centrífuga horizontal
C - Glicerol crudo rico en metanol	Z-01 - Boquilla de inyección
D - Glicerol acidificado	D-01 - Columna de destilación
E - Ácido fosfórico	I-01 - Condensador de la columna de destilación
F - Glicerol refinado	T-02 - Tanque de metanol
G - Ácidos grasos	T-03 - Tanque de preparación de medio
H - Sales	I-02 - Precalentador
I - Hidróxido de potasio	I-03 - Esterilizador
J - Glicerol refinado neutralizado	I-04 - Enfriador
K - Tope de columna	R-01 - Fermentador
L - Fondo de columna	R.02 - Inoculo
M - Purga de metanol	T-04 - Tanque de almacenamiento de medio
N - Agua de dilución	C-02 - Decantadora centrífuga horizontal
N' - Aditivos	F-01 - Filtro de carbón activado
O - Medio de cultivo	E-01 - Evaporador de película descendente

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

P - Ácido HCl	I-05 - Condensador del evaporador
Q - Corriente al tanque de almacenamiento de medio	P-01 y P-02 - Precipitador de sales
Q' - Corriente al fermentador	K-01 y K-02 - Cristalizador
R - Corriente al tanque de inóculo	T-05 - Tanque de etanol
S - Corriente al fermentador	C-03 - Centrífuga batch vertical
T - Inoculo al fermentador	H-01 - Cintra transportadora
A1 y C1 - Aire filtrado	S-01 - Secador rotatorio
B1 y D1 - Aire agotado	N-01 - Envasadora
U - Producto de fermentación	
X - Biomasa	
W - Solución clarificada	
Y - Residuo orgánico	
Z - Solución decolorada	
E1 - Tope del evaporador	
F1 - Fondo del evaporador	
G1 y K1 - Cenizas precipitadas (NaCl)	
H1, L1 y O1 - Corriente al cristalizador-evaporador	

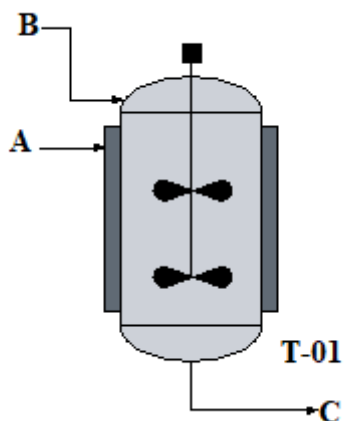
PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

I1, J1 y M1 - Etanol 90%p/p	
N1 - Etanol 95%p/p	
P1 - Condensados al tanque de etanol	
Q1 - Fondo del cristalizador-evaporador	
R1 - Sólidos cristalizados	
S1 - Fluido no cristalizable	
S2 - Humedad del secado	
R2 - Producto DHA	
U1 - Etanol 90p/p a la venta	
Codificación de colores de flechas	
Alimentación	
Vapor	
Agua de enfriamiento	
Aire filtrado	
Salidas	

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Dilución con metanol

Se inicia con la recepción de materia prima en el tanque T-01, luego de forma simultánea se calienta, agita y añade metanol para insolubilizar las sales y favorecer la reacción de acidificación. El cálculo del balance de masa es realizado en CHEMCAD v6.1.



$$\text{Balance general: } A + B = C$$

$$\text{Balance parcial metanol: } A \cdot x_{Am} + B \cdot x_{Bm} = C \cdot x_{Cm}$$

Consideraciones

- La corriente B que ingresa tiene una composición de 99% p/p de metanol. Esto define la composición de salida del tope de la columna de destilación.
- La corriente de salida C debe tener un 33-34 %p/p de metanol para favorecer la precipitación y separación de componentes en la etapa de acidificación.
- Las cenizas que tiene el glicerol crudo se consideran en su totalidad como NaCl, lo que es usual en el residuo de las plantas de biodiesel (Componente en mayor proporción).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

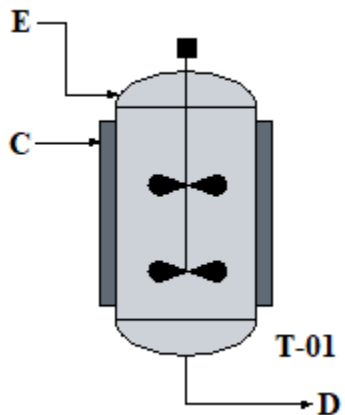
Balance parcial de componentes						
Equipo T-01 - Dilución con metanol						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
A	Entrada	Glicerol crudo	1250	Glicerol	0,8000	1000,00
				Agua	0,1200	150,00
				Metanol	0,0250	31,25
				Cenizas (NaCl)	0,0300	37,50
				Mong	0,0250	31,25
B	Entrada	Metanol reciclo	600	Glicerol	0,0000	0,00
				Agua	0,0100	6,00
				Metanol	0,9900	594,00
C	-	Glicerol crudo rico en metanol	1850	Glicerol	0,5405	1000,00
				Agua	0,0843	156,00
				Metanol	0,3380	625,25
				Cenizas (NaCl)	0,0203	37,50
				Mong	0,0169	31,25

Acidificación

En esta etapa se produce la reacción entre el Mong y el ácido fosfórico, generando como producto ácidos grasos libres y sales de fosfato. Luego de la reacción se separan las fases formadas por diferencia de densidad.

Reacción estequiométrica: $\text{RCOOK} + \text{H}_3\text{PO}_4 \rightarrow \text{RCOOH}$ (sobrenadante) + KH_2PO_4 (precipitado).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Balance general: $C + E = D$

Consideraciones

- Rendimiento de la reacción: 95%p/p (Gráfico 6.1 – Capítulo 6).
- Se supone que todo el Mong presente esta formado por aquel compuesto que tiene mayor tiempo de retención en la separación de fases, por lo tanto es el limitante de dicha operación. "Metil éster ácido linoleico" - "ácido linoleico". Separando el mismo se asegura que todos los demás compuestos con menor tiempo de retención han sido removidos.
- El ácido fosfórico utilizado tiene una concentración 85%p/v, (concentración comercial), el cambio de unidades a %p/p se calcula en CHEMCAD v6.1.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Balance parcial de componentes						
Equipo T-01 - Acidificación						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
C	-	Glicerol crudo rico en metanol	1850,00	Glicerol	0,5405	1000,00
				Agua	0,0843	156,00
				Metanol	0,3380	625,25
				Cenizas (NaCl)	0,0203	37,50
				Mong	0,0169	31,25
E	Entrada	Ácido fosfórico	17,02	H3PO4	0,6120	10,42
				Agua	0,3880	6,60
D	Salida	Glicerol acidificado	1869,29	Glicerol	0,5350	1000,00
				Agua	0,0870	162,60
				Metanol	0,3345	625,25
				Cenizas (NaCl)	0,0201	37,50
				Mong	0,0008	1,56
				KH2PO4	0,0074	13,74
				Ácido graso	0,0150	28,12
				H3PO4	0,0003	0,52

Resumen del balance general del equipo T-01

$$1) A + B = C$$

$$2) C + E = D$$

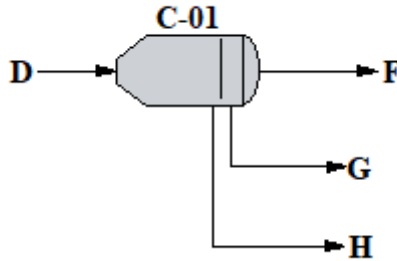
$$\text{Reemplazando 1 en 2} \rightarrow 3) A + B + E = D$$

Centrifugación

Esta etapa tiene como objetivo separar por diferencia de densidad las tres fases formadas en la acidificación, mediante centrifugación. Las corrientes de salida son: El ácido graso libre o fase

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

liviana (G), la fase líquida pesada formada por metanol, glicerol y agua (F); y la fase sólida formada por las sales precipitadas (H).



Balance general: $D = G + F + H$

Consideraciones:

- Se supone que todo el KH_2PO_4 y ácido graso libre de la mezcla son separados en esta operación. Además la corriente (G) tiene un arrastre de la fase rica en glicerol despreciable.
- La corriente de salida F contiene 1,4%p/p de cenizas (MA Li-juan 2010).
- La corriente (H) arrastra una cantidad de la fase rica en glicerol (F). Para calcular estas pérdidas, se supone el peor caso, la cual sale como una solución saturada de NaCl.

Pérdidas de la fase rica en glicerol en la corriente (H):

Teniendo en cuenta la solubilidad en agua del NaCl en una solución saturada a 55°C.

Cada 36kg de NaCl-----100kg de agua~100g de solución.

Cada 12,5kg de NaCl que posee la corriente H-----**x=34,72kg de solución arrastrada.**

Si bien la solubilidad del NaCl en agua pura es mayor que en la solución real, calculado de este modo, como peor caso se tiene esta pérdida de la fase rica en glicerol.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Balance parcial de componentes						
Equipo C-01 - Centrifugación						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
D	Entrada	Glicerol acidificado	1869,29	Glicerol	0,5350	1000,00
				Agua	0,0870	162,60
				Metanol	0,3345	625,25
				Cenizas (NaCl)	0,0201	37,50
				Mong	0,0008	1,56
				KH ₂ PO ₄	0,0074	13,74
				Ácido graso	0,0150	28,12
				H ₃ PO ₄	0,0003	0,52
G	Salida	Ácido grasos	28,12	Ácido graso	1,0000	28,12
H	Salida	Sales	60,96	KH ₂ PO ₄	0,2254	13,74
				Cenizas (NaCl)	0,2050	12,50
				Agua	0,0518	3,16
				Glicerol	0,3185	19,42
				Metanol	0,1991	12,14
				H ₃ PO ₄	0,0002	0,01
F	Salida	Glicerol refinado	1780,22	Glicerol	0,5508	980,58
				Agua	0,0896	159,45
				Metanol	0,3444	613,11
				H ₃ PO ₄	0,0003	0,51
				Mong	0,0009	1,56
				Cenizas (NaCl)	0,0140	25,00

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Neutralización

Debido a que la reacción de acidificación no es completa, se neutralizar con una base el exceso de ácido presente en la mezcla para evitar la corrosión de los equipos.

El hidróxido de potasio reacciona con el ácido fosfórico remanente a través de la siguiente reacción: $KHO + H_3PO_4 \rightarrow H_2O + KH_2PO_4$

La sal formada no se remueve porque es un aditivo necesario para el medio de fermentación.

Consideraciones:

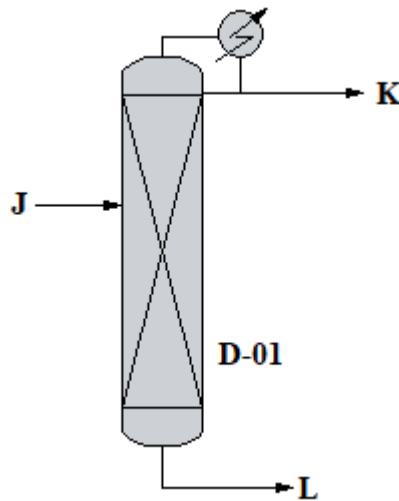
- El KH_2PO_4 formado queda soluble debido a la pequeña cantidad del mismo respecto a la fase líquida presente.
- La reacción de neutralización es completa, rendimiento 100% p/p.
- Se utiliza para neutralizar una solución de KOH en agua al 90% p/p.

Balance parcial de componentes						
Neutralización						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
F	Entrada	Glicerol refinado	1780,22	Glicerol	0,5508	980,58
				Agua	0,0896	159,45
				Metanol	0,3444	613,11
				H ₃ PO ₄	0,0003	0,51
				Mong	0,0009	1,56
				Cenizas (NaCl)	0,0140	25,00
I	Entrada	Hidróxido de potasio	0,32	KOH	0,9000	0,29
				Agua	0,1000	0,03
J	Salida	Glicerol refinado neutralizado	1780,54	Glicerol	0,5507	980,58
				Metanol	0,3443	613,11
				Mong	0,0009	1,56
				Agua	0,0896	159,57
				KH ₂ PO ₄	0,0004	0,71
				Cenizas (NaCl)	0,0140	25,00

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Destilación

En esta operación se recupera por el tope de la columna metanol al 99 %p/p, evitando que la corriente de fondo supere una concentración máxima de 0,1%p/p. Se debe limitar la concentración de metanol ya que este inhibe el crecimiento de la bacteria en la etapa de fermentación.



Balance general: $J = K + L$

Balance parcial de metanol: $J \cdot x_{Jm} = K \cdot x_{Kj} + L \cdot x_{Lm}$

Consideraciones

- El balance se realiza en el simulador CHEMCAD v6.1. Los valores obtenidos muestran que todo el Mong, Cenizas, Fosfatos y Glicerol salen por el fondo del destilador.

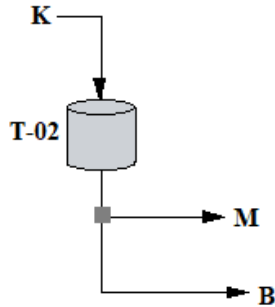
PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Balance parcial de componentes						
Equipo D-01 - Columna de Destilación						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
J	Entrada	Glicerol refinado neutralizado	1780,54	Glicerol	0,5507	980,58
				Metanol	0,3443	613,11
				Mong	0,0009	1,56
				Agua	0,0896	159,57
				KH ₂ PO ₄	0,0004	0,71
				Cenizas (NaCl)	0,0140	25,00
K	Salida	Tope de columna	618	Metanol	0,9900	611,82
				Agua	0,0100	6,18
L	Salida	Fondo de la columna	1162,54	Glicerol	0,8435	980,58
				Metanol	0,0011	1,29
				Mong	0,0013	1,56
				Agua	0,1319	153,39
				KH ₂ PO ₄	0,0006	0,71
				Cenizas (NaCl)	0,0215	25,00

Tanque de metanol

En este tanque se acumula la corriente de tope de la columna (K), para luego reutilizar la cantidad necesaria en la etapa de dilución con metanol en el siguiente ciclo de producción. El excedente se almacena durante un año para luego ser vendido y reponer con metanol nuevo.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



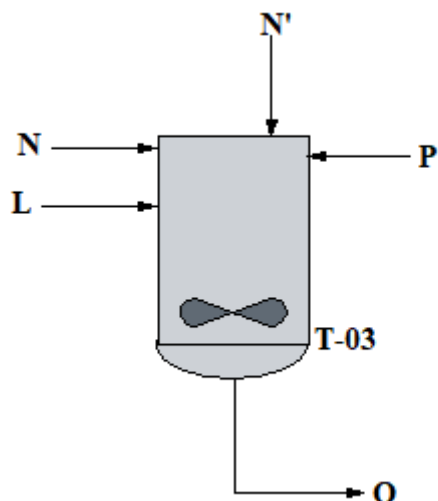
Balance general: $K = B + M$

Balance parcial de componentes						
Equipo T-02 - Tanque de metanol						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
K	Entrada	Tope de columna	618	Metanol	0,9900	611,82
				Agua	0,0100	6,18
B	Salida	Metanol de reciclo	600	Glicerol	0,0000	0,00
				Metanol	0,9900	594,00
				Agua	0,0100	6,00
M	Salida	Purga de metanol	18	Glicerol	0,0000	0,00
				Metanol	0,9900	17,82
				Agua	0,0100	0,18

Preparación del medio de fermentación

Esta operación se realiza en un tanque agitado. Teniendo en cuenta las composiciones del medio de fermentación definidas en el Capítulo 6 se procede a calcular la cantidad de aditivos a dosificar. El agua de dilución proviene del condensador de la columna D-01, de esta forma se evita utilizar agua de dilución extra.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Balance general: $L + N = O'$; $O' + P = O$

Balance parcial de componentes						
Equipo T-03 - Preparación del medio de fermentación						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
L	Entrada	Fondo de la columna	1162,54	Glicerol	0,8435	980,58
				Metanol	0,0011	1,29
				Mong	0,0013	1,56
				Agua	0,1319	153,39
				KH ₂ PO ₄	0,0006	0,71
				Cenizas (NaCl)	0,0215	25,00
N	Entrada	Agua de dilución	18561,25	Agua	1,0000	18561,25
N'	Entrada	Aditivos	332,89	E. Levadura	0,1470	49,03
				(NH ₄) ₂ SO ₄	0,1170	39,22
				K ₂ HPO ₄	0,0065	2,16
				KH ₂ PO ₄	0,0500	16,94
				CaCl ₂	0,0880	29,42
				Sorbitol	0,5890	196,12

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

O'	Salida	Corriente al fermentador	20056,671	Glicerol	0,0489	980,58
				Metanol	0,0001	1,29
				Agua	0,9331	18714,64
				Mong	0,0001	1,56
				E. Levadura	0,0024	49,03
				(NH ₄) ₂ SO ₄	0,0020	39,22
				K ₂ HPO ₄	0,0001	2,16
				KH ₂ PO ₄	0,0009	17,65
				CaCl ₂	0,0015	29,42
				Sorbitol	0,0098	196,12
				Cenizas (NaCl)	0,0012	25,00

Ajuste de pH

Teniendo en cuenta las condiciones de crecimiento de la bacteria definidas en el Capítulo 6, se realiza un ajuste de pH a 5,3 mediante la adición de ácido clorhídrico (HCl), cuya concentración es 37%p/p.

Balance parcial de componentes						
Equipo T-03 - Ajuste de pH						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
O'	Entrada	Corriente al fermentador	20056,67	Glicerol	0,0489	980,58
				Metanol	0,0001	1,29
				Agua	0,9331	18714,64
				Mong	0,0001	1,56
				E. Levadura	0,0024	49,03
				(NH ₄) ₂ SO ₄	0,0020	39,22
				K ₂ HPO ₄	0,0001	2,16
				KH ₂ PO ₄	0,0009	17,65

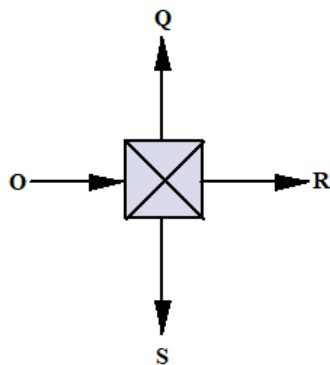
PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

				CaCl ₂	0,0015	29,42
				Sorbitol	0,0098	196,12
				Cenizas (NaCl)	0,0012	25,00
P	Entrada	Ácido HCl	3,93	HCl	0,3700	1,46
				Agua	0,6300	2,48
O	Salida	Corriente al fermentador 1	20060,60	Glicerol	0,0489	980,58
				Metanol	0,0001	1,29
				Agua	0,9330	18717,12
				Mong	0,0001	1,56
				E. Levadura	0,0024	49,03
				(NH ₄) ₂ SO ₄	0,0020	39,22
				K ₂ HPO ₄	0,0001	2,16
				KH ₂ PO ₄	0,0009	17,65
				CaCl ₂	0,0015	29,42
				Sorbitol	0,0098	196,12
				HCl	0,0001	1,46
				Cenizas (NaCl)	0,0012	25,00

Separación de corrientes

La separación del medio de fermentación se realiza en 3 partes de acuerdo al momento de uso en el proceso. El 5% v/v del medio total de fermentación forma el inóculo y el resto de medio queda almacenado en el tanque de preparación de medio. 19 horas después de iniciada la pre-fermentación (inóculo) se esteriliza el resto de medio, el cual 1/3 se almacena en el tanque T-04 y 2/3 son llevados al fermentador.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Balance general:

$$R=0,05*O$$

$$Q = 1/3*(O-R)$$

$$S= 2/3* (O-R)$$

Consideraciones:

- Se supone que la densidad de la corriente O es 1000kg/m^3 , debido a que su composición es en su gran mayoría agua, por lo tanto la fracción másica y volumétrica son iguales.
- Se supone que no hay pérdidas de los componentes activos (aditivos) en la esterilización del medio fermentativo.

Inoculación

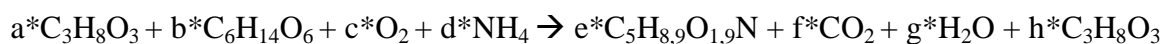
En esta etapa se realiza una prefermentación de 24 horas con el objetivo de reducir el tiempo de latencia en la fermentación principal.

Metabolismo celular:

Todos los microorganismos pueden expresarse como una fórmula química condensada para realizar un análisis del metabolismo del mismo a través de una relación estequiométrica, involucrando las fuentes de carbono que consume, el oxígeno que requiere y el dióxido de carbono y agua que excretan. Para el *Gluconobacter oxydans* la fórmula que lo representa es $C_5H_{8,9}O_{1,9}N$ (Marc Deront – F “W. Olijve and J. J.1996).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Teniendo en cuenta la fórmula representativa de la biomasa, los sustratos utilizados y los datos de fermentaciones experimentales aportados por la bibliografía “*Heidy Yaneth Bonfante Alvarez y John Edward Duran Ariza*” se realiza el balance general de la reacción estequiométrica, siendo posible de esta forma predecir el consumo de los componentes del medio de cultivo y los productos generados por la bacteria.



$$a=0,532$$

$$b=0,0538$$

$$c=0,256$$

$$d=0,0273$$

$$e=0,0273$$

$$f=0,23$$

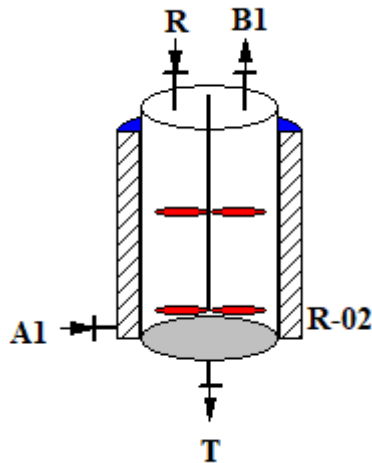
$$g=0,369$$

$$h=0,517$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Ambas reacciones se producen en simultáneo y consumen glicerol y sorbitol como fuente de carbono principal



$$\text{Balance general: } R + A1 = T + B1$$

Consideraciones

- El 5% v/v del medio para la fermentación formará el inóculo.
- Para estimar la cantidad de aire necesario a utilizar se toma como valor de referencia 1vvm. definido en el Capítulo 6. (Heidy Yaneth Bonfante Alvarez y John Edward Duran Ariza).
- Se supone despreciable la cantidad de O_2 , CO_2 y N_2 que queda soluble en el medio de fermentación.
- Las pérdidas másicas de agua por aireación se calcularon mediante una simulación en CHEMCAD v6.1. Al ser poca masa que se pierde por evaporación y arrastre en el inóculo, no se tiene en cuenta esta pérdida a la hora de realizar el balance de masa.
- Todo el sorbitol y solo una parte ínfima de glicerol se consumen para formar biomasa.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Se define como medio agotado a todos aquellos componentes que no forman parte de la biomasa ni producto.

Cálculo de masa de aire:

vvm: Volumen de aire por volumen de líquido por minuto

Q aire (l/min)= vvm* Volumen líquido

Volumen aire= Q aire* tiempo de incubación

Masa aire= Densidad aire* volumen aire (25°C – 1 atm).

Balance parcial de componentes						
Equipo R-02 - Inoculación						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
R	Entrada	Corriente al tanque de inóculo	1003,03	Glicerol	0,0489	49,03
				Metanol	0,0001	0,06
				Agua	0,9330	935,86
				Mong	0,0001	0,08
				E. Levadura	0,0024	2,45
				(NH ₄) ₂ SO ₄	0,0020	1,96
				K ₂ HPO ₄	0,0001	0,11
				KH ₂ PO ₄	0,0009	0,88
				CaCl ₂	0,0015	1,47
				Sorbitol	0,0098	9,81
				HCl	0,0001	0,07
Cenizas (NaCl)	0,0012	1,25				
T	Salida	Inóculo al fermentador	1004,96	Biomasa	0,0031	3,09
				DHA	0,0432	43,42
				Glicerol	0,0033	3,27
				Metanol	0,0001	0,06
				Agua	0,9465	951,17
				Mong	0,0001	0,08
				Cenizas (NaCl)	0,0012	1,25
				HCl	0,0001	0,07
Medio agotado	0,0025	2,54				

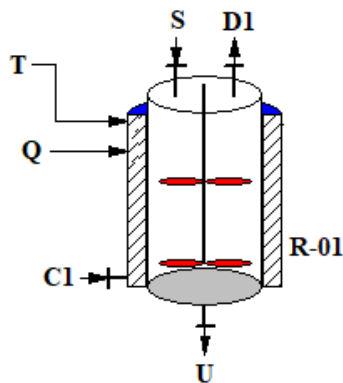
**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

A1	Entrada	Aire filtrado	1667,4 1	Oxígeno	0,2310	385,17
				Nitrógeno + otros	0,7690	1282,2 4
B1	Salida	Aire agotado	1665,4 8	Oxígeno	0,2240	373,12
				Nitrógeno + otros	0,7699	1282,2 4
				Dióxido de carbono	0,0061	10,12

Fermentación

El proceso fermentativo se lleva a cabo bajo la modalidad y condiciones definidas por la bibliografía: Heidy Yaneth Bonfante Alvarez y John Edward Duran Ariza. En la tabla siguiente se resumen los parámetros utilizados en el cálculo del balance de masa.

Rendimiento biomasa Y x/s	Rendimiento producto Y p/s	Flujo de aire (vvm)	Tiempo de Fermentación (h)	Alimentación medio fresco
0,2754	0,9119	1	72	Cada 12 horas



$$\text{Balance general: } T + Q + S + C1 = U + D1$$

Consideraciones

- La pérdida de agua por aireación se calcula mediante una simulación en CHEMCAD v6.1, cuyo valor es: **Agua evaporada ~ 700 kg.**

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

- Al ser considerable la masa que se pierde por evaporación y arrastre de aire en el fermentador, se repone el agua para evitar que las concentraciones de glicerol y DHA aumenten e inhiban la fermentación.

Balance parcial de componentes						
Equipo R-01 - Fermentación						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
T	Entrada	Inóculo al fermentador	1004,96	Biomasa	0,0031	3,09
				DHA	0,0432	43,42
				Glicerol	0,0033	3,27
				Metanol	0,0001	0,06
				Agua	0,9465	951,17
				Mong	0,0001	0,08
				Cenizas (NaCl)	0,0012	1,25
				HCl	0,0001	0,07
				Medio agotado	0,0025	2,54
S	Entrada	Corriente al fermentador	12705,05	Glicerol	0,0489	621,04
				Metanol	0,0001	0,82
				Agua	0,9330	11854,17
				Mong	0,0001	0,99
				E. Levadura	0,0024	31,05
				(NH ₄) ₂ SO ₄	0,0020	24,84
				K ₂ HPO ₄	0,0001	1,37
				KH ₂ PO ₄	0,0009	11,18
				CaCl ₂	0,0015	18,63
				Sorbitol	0,0098	124,21
				HCl	0,0001	0,92
				Cenizas (NaCl)	0,0012	15,83
Q'	Entrada	Corriente al fermentador	6352,52	Glicerol	0,0489	310,52
				Metanol	0,0001	0,41
				Agua	0,9330	5927,09

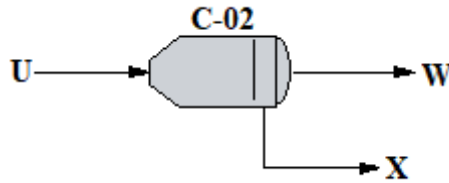
**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

				Mong	0,0001	0,49
				E. Levadura	0,0024	15,53
				(NH ₄) ₂ SO ₄	0,0020	12,42
				K ₂ HPO ₄	0,0001	0,68
				KH ₂ PO ₄	0,0009	5,59
				CaCl ₂	0,0015	9,32
				Sorbitol	0,0098	62,10
				HCl	0,0001	0,46
				Cenizas (NaCl)	0,0012	7,92
U	Salida	Producto de fermentación	20099,35	Biomasa	0,0031	62,11
				DHA	0,0434	871,85
				Glicerol	0,0031	62,07
				Metanol	0,0001	1,29
				Agua	0,9465	19024,77
				Mong	0,0001	1,56
				Cenizas (NaCl)	0,0012	25,00
				HCl	0,0001	1,46
				Medio agotado	0,0024	49,24
				C1	Entrada	Aire filtrado
Nitrógeno + otros	0,7690	76941,80				
D1	Salida	Aire agotado	100017,55	Oxígeno	0,2288	22882,65
				Nitrógeno + otros	0,7693	76941,80
				Dióxido de carbono	0,0019	193,10

Centrifugación de la biomasa

Finalizada la fermentación se bombea el caldo del reactor a través de una centrífuga para separar la biomasa, clarificando el líquido donde se encuentra soluble el DHA.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Balance general: $U = W + X$

Consideraciones

- Dado que el diámetro de la célula *Gluconobacter Oxydans* es aproximadamente constante, la centrífuga opera las revoluciones mínimas necesarias para asegurar la separación total de la biomasa, lo que permite separar el 100% de la misma.
- Esta separación arrastra un 1% en peso de cada componente de la solución acuosa con el conjunto de células y proteínas.

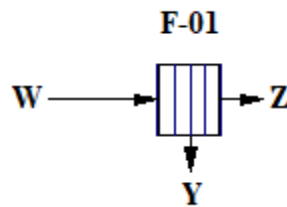
Balance parcial de componentes						
Equipo C-02 – Centrifugación de la biomasa						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
U	Entrada	Producto de fermentación	20100,23	Biomasa	0,0031	62,17
				DHA	0,0434	872,67
				Glicerol	0,0031	62,07
				Metanol	0,0001	1,29
				Agua	0,9465	19024,77
				Mong	0,0001	1,56
				Cenizas (NaCl)	0,0012	25,00
				HCl	0,0001	1,46
				Medio agotado	0,0024	49,24
X	Salida	Biomasa	262,55	Biomasa	0,2368	62,17
				DHA	0,0332	8,73
				Glicerol	0,0024	0,62
				Metanol	0,0000	0,01
				Agua	0,7246	190,25

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

				Mong	0,0001	0,02
				Cenizas (NaCl)	0,0010	0,25
				HCl	0,0001	0,01
				Medio agotado	0,0019	0,49
W	Salida	Solución clarificada	19837,68	DHA	0,0436	863,94
				Glicerol	0,0031	61,45
				Metanol	0,0001	1,28
				Agua	0,9494	18834,52
				Mong	0,0001	1,54
				Cenizas (NaCl)	0,0012	24,75
				HCl	0,0001	1,45
				Medio agotado	0,0025	48,75

Filtrado con carbón activo

El líquido clarificado en la centrífuga se filtra con carbón activo para eliminar compuestos orgánicos y clorados, esto permite obtener un producto incoloro, inodoro y de mejor calidad.



Balance general: $W = Z + Y$

Consideraciones

- Este filtro retiene 100% en peso del Mong y los iones cloruros de la solución.
- Se supone despreciable la retención de cualquier otro compuesto de la solución acuosa.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Balance parcial de componentes						
Equipo F-01 – Filtrado con carbón activado						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
W	Entrada	Solución clarificada	19837,68	DHA	0,0436	863,94
				Glicerol	0,0031	61,45
				Metanol	0,0001	1,28
				Agua	0,9494	18834,52
				Mong	0,0001	1,54
				Cenizas (NaCl)	0,0012	24,75
				HCl	0,0001	1,45
				Medio agotado	0,0025	48,75
Y	Salida	Residuo orgánico	2,99	Mong	0,5166	1,54
				HCl	0,4834	1,45
Z	Salida	Solución decolorada	19834,69	DHA	0,0436	863,94
				Glicerol	0,0031	61,45
				Metanol	0,0001	1,28
				Agua	0,9496	18834,52
				Cenizas (NaCl)	0,0012	24,75
				Medio agotado	0,0025	48,75

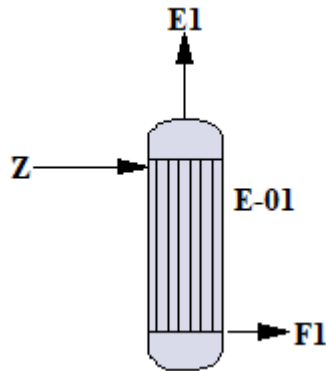
Concentración por evaporación

Esta etapa se realiza de manera continua en un evaporador de película descendente, con el fin de concentrar la solución de alimentación evaporando agua. El producto formado (jarabe) posee una humedad del 20% en peso.

Como se menciona anteriormente el compuesto DHA es termolábil, lo que conlleva a trabajar a una baja presión para reducir la temperatura de ebullición del solvente (MALI-JUAN 2010).

Los balances se calculan mediante simulación en CHEMCAD v6.1. Al no disponer del DHA en la base de datos, se opta por el compuesto más similar, siendo este el azúcar de mesa.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Balance general: $Z = E1 + F1$

Balance parcial de agua: $Z \cdot x_Z = E1 \cdot x_{E1} + F1 \cdot x_{F1}$

Consideraciones

- Se pierde 0,1% en peso de producto en la corriente de tope del evaporador (E1).
- Se evapora todo el metanol, y se supone que el glicerol y cenizas no se evaporan.

Balance parcial de componentes						
Equipo E-01 - Evaporación						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
Z	Entrada	Solución decolorada	19834,69	DHA	0,0436	863,94
				Glicerol	0,0031	61,45
				Metanol	0,0001	1,28
				Agua	0,9496	18834,52
				Cenizas (NaCl)	0,0012	24,75
				Medio agotado	0,0025	48,75
E1	Salida	Tope del evaporador	18587,16	DHA	0,0000	0,86
				Metanol	0,0001	1,28
				Agua	0,9999	18585,02
F1	Salida	Fondo del	1247,53	DHA	0,6918	863,08

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

	evaporador	Glicerol	0,0493	61,45
		Agua	0,2000	249,51
		Cenizas (NaCl)	0,0198	24,75
		Medio agotado	0,0391	48,75

Extracción con etanol y precipitación de sales

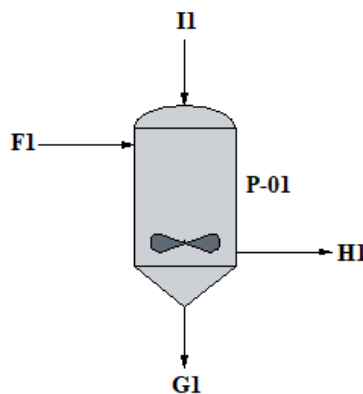
Esta etapa consta de dos extracciones del producto mediante la adición de etanol al 90%p/p en relación 3:1 con respecto al volumen del jarabe. (Ver Capítulo 6).

Rendimientos experimentales	
Rendimiento de la precipitación de sales	98,3%p/p cada extracción
Pérdidas de DHA	4,1%p/p del DHA de la alimentación

(MA Li-juan, College of Chemical Engineering, Tianjin University, Tianjin 300072, China)

Consideraciones

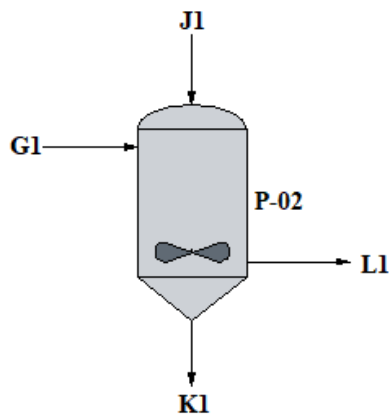
- Esta etapa tiene un tiempo total de operación estimado de 1 hora.
- Las corrientes salinas precipitadas en cada extracción arrastran un 1% de los demás componentes.



Extracción N°1 - Balance general: $F1 + I1 = G1 + H1$

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Balance parcial de componentes						
Equipo P-01 - Precipitación con etanol						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	(kg)
F1	Entrada	Fondo del evaporador	1247,53	DHA	0,6918	863,08
				Glicerol	0,0493	61,45
				Agua	0,2000	249,51
				Cenizas (NaCl)	0,0198	24,75
				Medio agotado	0,0391	48,75
I1	Entrada	Etanol 90% p/p	2163,91	Etanol	0,9000	1947,52
				Agua	0,1000	216,39
G1	Salida	Cenizas precipitadas (NaCl)	84,95	Cenizas (NaCl)	0,2864	24,33
				Agua	0,0548	4,66
				Etanol	0,2293	19,48
				DHA	0,4165	35,39
				Glicerol	0,0072	0,61
				Medio agotado	0,0057	0,49
H1	Salida	Corriente al cristalizador - evaporador	3326,49	DHA	0,2488	827,69
				Glicerol	0,0183	60,83
				Agua	0,1387	461,24
				Etanol	0,5796	1928,04
				Cenizas (NaCl)	0,0001	0,42
				Medio agotado	0,0145	48,26



Extracción N°2 - Balance general: $G1 + J1 = K1 + L1$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

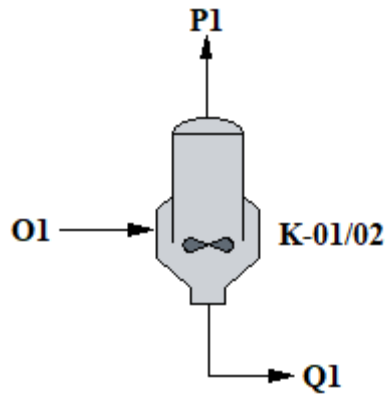
Balance parcial de componentes						
Equipo P-02 - Precipitación con etanol						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
G1	Entrada	Cenizas precipitadas (NaCl)	84,95	Cenizas (NaCl)	0,2864	24,33
				Agua	0,0548	4,66
				Etanol	0,2293	19,48
				DHA	0,4165	35,39
				Glicerol	0,0072	0,61
				Medio agotado	0,0057	0,49
J1	Entrada	Etanol 90% p/p	67,00	Etanol	0,9000	60,30
				Agua	0,1000	6,70
L1	Salida	Corriente al cristalizador - evaporador	125,66	DHA	0,2701	33,94
				Glicerol	0,0048	0,61
				Agua	0,0895	11,25
				Etanol	0,6285	78,98
				Cenizas (NaCl)	0,0033	0,41
				Medio agotado	0,0038	0,48
K1	Salida	Cenizas precipitadas (NaCl)	26,29	Cenizas (NaCl)	0,9097	23,92
				Agua	0,0043	0,11
				Etanol	0,0303	0,80
				DHA	0,0552	1,45
				Glicerol	0,0002	0,01
				Medio agotado	0,0002	0,00

Cristalización

La corriente O1 es bombeada a los cristalizadores de vacío. El objetivo de esta etapa es lograr la sobresaturación del producto en el jarabe y el crecimiento de los cristales, con una concentración en peso del 85% (MA Li-juan 2010). La operación se realiza de forma batch en dos equipos de cristalización en paralelo. Los vapores generados son condensados y almacenados en el tanque de etanol.

La operación se simula en CHEMCAD v6.1 y comprueba que los vapores que se obtienen por el tope del equipo es un mezcla de agua y etanol al 80% en peso.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



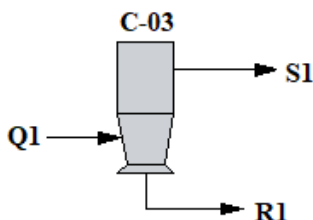
Balance general: $O1 = P1 + Q1$; $O1 = H1 + L1$

Balance parcial de componentes						
Equipo K-01/02 – Cristalización y Evaporación						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
O1	Entrada	Corriente al cristalizador-evaporador	3452,15	DHA	0,2496	861,63
				Glicerol	0,0178	61,44
				Agua	0,1369	472,48
				Etanol	0,5814	2007,02
				Cenizas (NaCl)	0,0002	0,83
				Medio agotado	0,0141	48,74
P1	Salida	Condensados al tanque de etanol	2443,20	DHA	0,0000	0,002
				Glicerol	0,0000	0,017
				Agua	0,1934	472,48
				Etanol	0,8043	1964,95
				Cenizas (NaCl)	0,0000	0,00
				Medio agotado	0,0024	5,75
Q1	Salida	Fondo del cristalizador - evaporador	1008,95	DHA	0,8540	861,63
				Glicerol	0,0609	61,43
				Agua	0,0000	0,00
				Etanol	0,0417	42,07
				Cenizas (NaCl)	0,0008	0,83
				Medio agotado	0,0426	43,00

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Centrifugado del sólido

Se centrifugan los cristales en solución, para separarlos de los líquidos no cristalizables, como glicerol, etanol y agua. La operación se realiza en varios ciclos de carga, centrifugado, descarga y lavado.



Balance general: $Q1 = R1 + S1$

Consideraciones

- El rendimiento de la separación es de 99% en peso para los líquidos no cristalizables.
- Existe una pérdida de un 1% en peso del producto durante el proceso.
- La corriente del producto contiene un 97% en peso del mismo.

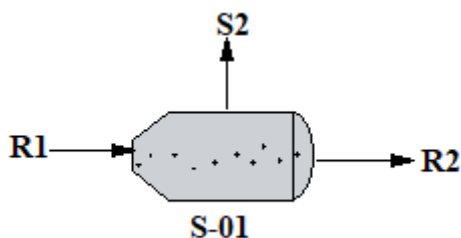
Balance parcial de componentes						
Equipo C-03 – Centrifugación de cristales						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
Q1	Entrada	Fondo del cristalizador - evaporador	1008,95	DHA	0,8540	861,63
				Glicerol	0,0609	61,43
				Agua	0,0000	0,00
				Etanol	0,0417	42,07
				Cenizas (NaCl)	0,0008	0,83
				Medio agotado	0,0426	43,00
S1	Salida	Fluidos no cristalizables	129,57	DHA	0,0665	8,616
				Glicerol	0,4694	60,812
				Agua	0,0000	0,00
				Etanol	0,3215	41,65
				Cenizas (NaCl)	0,0000	0,00
				Medio agotado	0,1427	18,49
R1	Salida	Sólidos	879,39	DHA	0,9700	853,01

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

		cristalizados		Glicerol	0,0007	0,61
				Agua	0,0000	0,00
				Etanol	0,0005	0,42
				Cenizas (NaCl)	0,0009	0,83
				Medio agotado	0,0279	24,51

Secado de cristales

Esta es la operación final de la corriente del producto, donde se seca para eliminar la humedad remanente alcanzando la condición final de humedad. Se realiza en un secador rotativo continuo, con un flujo de aire caliente a co-corriente. El tiempo total de la operación es de 1 hora.



Balance general: $R1 = R2 + S2$

Consideraciones

- Las pérdidas por arrastre del secado son de 1% en peso del producto.
- Las impurezas que quedan con el producto son sales que no pudieron eliminarse en las etapas de purificación.

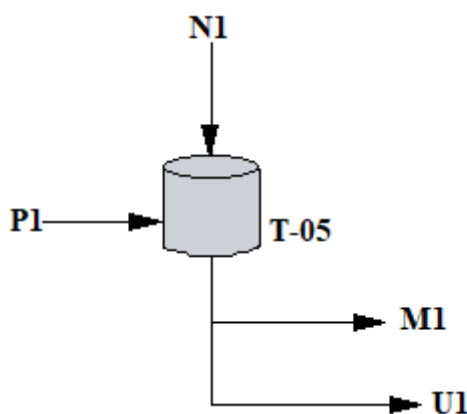
Balance parcial de componentes						
Equipo S-01 – Secado del producto						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
R1	Entrada	Sólidos cristalizados	879,39	DHA	0,9700	853,01
				Glicerol	0,0007	0,61
				Agua	0,0000	0,00
				Etanol	0,0005	0,42
				Cenizas (NaCl)	0,0009	0,83
				Medio agotado	0,0279	24,51

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

R2	Salida	Producto DHA	870,42	DHA	0,9800	853,01
				Impurezas	0,0200	17,41
S2	Salida	Humedad de secado	8,97	DHA	0,0000	0,00
				Glicerol	0,0685	0,61
				Agua	0,0000	0,00
				Etanol	0,0469	0,42
				Cenizas (NaCl)	0,0000	0,00
				Medio agotado	0,8846	7,93

Tanque reservorio de etanol

Este balance es auxiliar al proceso, y se refiere al almacenamiento y reposición del etanol utilizado en la extracción del producto y precipitación de las sales. En este tanque se mezcla alcohol al 96%v/v con el alcohol condensado del tope del cristalizador (80%p/p), logrando una concentración final de alcohol al 90%p/p.



$$\text{Balance general: } N1 + P1 = M1 + U1$$

Consideraciones

- Al realizar el mantenimiento anual de la planta, se inicia un nuevo ciclo con etanol fresco, eliminando la acumulación de impurezas.
- Se compra alcohol comercial al 96% v/v, lo que equivale a 95% p/p. (CHEMCAD v6.1)

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Balance parcial de componentes						
Equipo T-05 - Tanque de etanol						
Corriente	Entrada/Salida	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Masa (kg)
P1	Salida	Condensados al tanque de etanol	2443,1991	DHA	0,0000	0,002
				Glicerol	0,0000	0,017
				Agua	0,1934	472,484
				Etanol	0,8043	1964,950
				Cenizas (NaCl)	0,0000	0,000
				Medio agotado	0,0024	5,746
N1	Entrada	Etanol 95%p/p	4886,40	Etanol	0,9500	4642,080
				Agua	0,0500	244,320
U1	Salida	Etanol 90%p/p a vender	5098,69	Etanol	0,9000	4588,820
				Agua	0,1000	509,869
M1=I1+J1	Salida	Etanol 90%p/p	2230,91	Etanol	0,9000	2007,819
				Agua	0,1000	223,091

BALANCE DE ENERGÍA

Se tienen en cuenta las etapas donde la energía intercambiada es relevante y justifica el análisis. Estas son:

- Calentamiento de la materia prima
- Destilación de metanol
- Esterilización
- Inóculo
- Fermentación

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

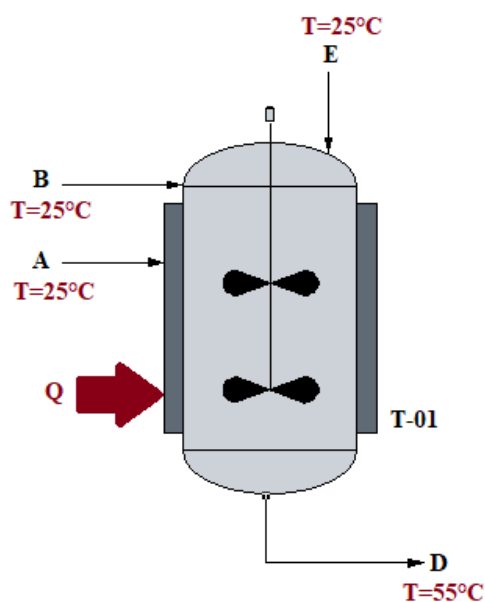
- Concentración – evaporación
- Cristalización

Calentamiento de la materia prima

En esta etapa se produce el calentamiento de la materia prima a 55°C, con el objetivo de reducir la viscosidad del el glicerol crudo y mezclarlo con el metanol. La mezcla inicial se encuentra a temperatura ambiente (25°C).

A medida que se produce el calentamiento se añade el ácido fosfórico para producir la separación de las fases. Teniendo en cuenta los tiempos de reacción y separación definidos en el Capítulo 6, se estima un tiempo de operación de 1 hora.

El cálculo de energía se realizó en CHEMCAD v6.1.



$$\text{Balance general: } H_A + H_B + H_E + Q + Q_{\text{agitación}} + \Delta H_{\text{disolución}} - Q_{\text{pérdidas}} + \Delta H_{\text{reacción}} = H_C$$

Consideraciones:

- Se suponen despreciable las pérdidas de energía por convección y radiación al ambiente.
- Se supone despreciable el aporte energético producto de la agitación mecánica.
- Se supone despreciable el calor de reacción y disolución de los componentes.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Balance parcial de energía						
Equipo T-01 - Calentamiento de la materia prima						
Corriente	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Temperatura entrada (°C)	Temperatura salida (°C)	Cp. (kcal/kg*°C)
A+B+C=D	1850	Glicerol	0,5405	25	55	0,6497
		Agua	0,0843			
		Metanol	0,3380			
		Cenizas (NaCl)	0,0203			
		Mong	0,0169			
Calor de calentamiento Q+ (kcal/h)				34978,1		

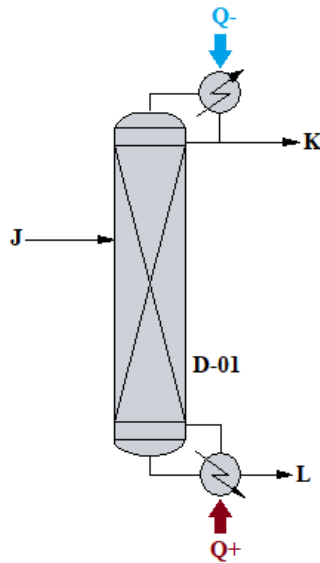
Destilación

En esta etapa existen dos intercambios de energía. En primer lugar el calor que se aporta a la corriente de alimentación para generar el cambio de fases y separar por diferencia de punto de ebullición los compuestos de la mezcla. En segundo lugar la energía removida para condensar la corriente de tope de destilación.

El agua de enfriamiento que se utiliza para condensar el metanol de la columna de destilación, se emplea en la dilución del medio de cultivo en el tanque T-03.

El balance de energía se calcula en el simulador CHEMCAD v6.1.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



$$\text{Balance general: } H_J + Q_{\text{Rehervidor}} = Q_{\text{Condesador}} + H_K + H_L + Q_{\text{pérdidas}}$$

Consideraciones:

- Se supone que la corriente D no pierde energía por convección y radiación al ambiente, es decir que mantiene la temperatura hasta la alimentación del destilador (Corriente J).
- Se suponen despreciables las pérdidas de calor por convección y radiación al ambiente en la etapa de destilación.

Balance parcial de energía						
Equipo D-01 - Destilación						
Corriente	Denominación	Masa total (kg)	Componente	Fracción másica	Temperatura (°C)	Cp (kcal/kg *°C)
J	Glicerol refinado neutralizado	1780,54	Glicerol	0,5507	55	0,662
			Metanol	0,3443		
			Mong	0,0009		
			Agua	0,0896		
			KH ₂ PO ₄	0,0004		
			Cenizas (NaCl)	0,0140		
K	Tope columna	618	Metanol	0,9900	65	0,678
			Agua	0,0100		
L	Fondo de la	1162,54	Glicerol	0,8435	123	0,726

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

	columna		Metanol	0,0011		
			Mong	0,0013		
			Agua	0,1319		
			KH ₂ PO ₄	0,0006		
			Cenizas (NaCl)	0,0215		
Q-	Agua de enfriamiento	18561,25	Agua	1,0000	25	1
Q-	Agua pre calentada	18561,25	Agua	1,0000	33	1
Calor en el rehervidor (kcal/h)			86259			
Calor en el condensador (kcal/h)			-76419			

Esterilización

En esta etapa se reduce el número de microorganismos del medio de fermentación, la cual se realiza por medio de calor indirecto, en un intercambiador de calor acoplado a un tubo de retención, para lograr los parámetros de esterilidad. Luego se enfría a 30°C la corriente esterilizada para proceder a la fermentación (Heidy Y. Bonfante - Alvarez J. E. Duran Ariza).

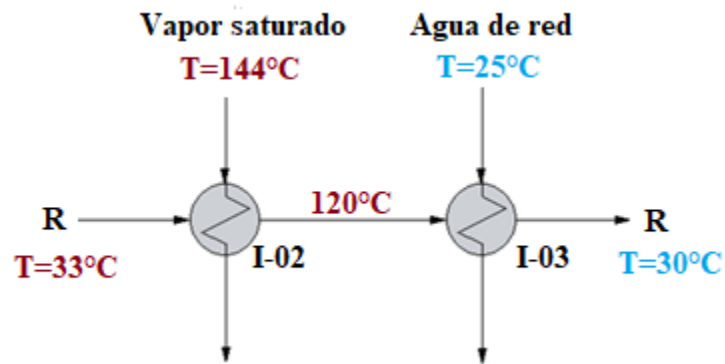
La corriente O es almacenada en el tanque de preparación de medio, luego un 5% v/v se esteriliza para utilizar en la inoculación. Transcurridas 19 horas de inoculación se procede a esterilizar el resto para utilizar en la fermentación. Esta metodología se adopta como consecuencia del enfriamiento del medio restante a temperatura ambiente durante la inoculación, y lo vuelve propenso a desarrollar microorganismos que alteran la fermentación.

Se utiliza como medio calefactor vapor de agua saturado a 4atm - 144°C, y como medio de enfriamiento agua de red a 25°C.

El balance de energía se calcula mediante una simulación en CHEMCAD v6.1.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

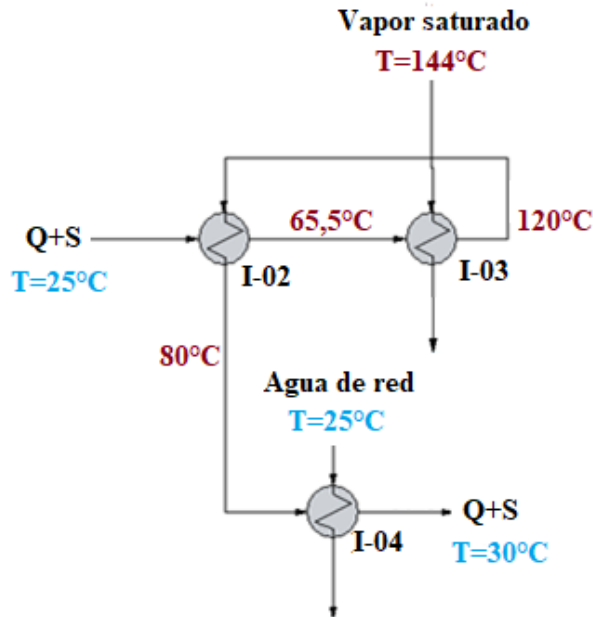
Esterilización del inóculo



$$\text{Balance general: } H_R + Q_{\text{Esterilización}} = Q_{\text{Enfriamiento}} + H_{R\ 30^{\circ}\text{C}}$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Esterilización del medio de fermentación



$$\text{Balance general: } H_{Q+S} + Q_{\text{Esterilización}} = H_{Q+S (30^\circ\text{C})} + Q_{\text{Enfriamiento}}$$

Consideraciones:

- Para calcular los parámetros tiempo – temperatura de esterilización se toma como referencia la cepa *Bacillus stearothermophilus*. Dicho cálculo se especifica en el Capítulo 8 – Diseño y adopción de equipos.
- Se supone una temperatura de esterilización de 120°C.
- Únicamente la corriente Q+S se precalentará con medio esterilizado recirculado para ahorrar energía, ya que la corriente R es muy pequeña en masa para lograr un ahorro de energía considerable.
- Se desprecian las pérdidas de calor por convección y radiación al ambiente.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

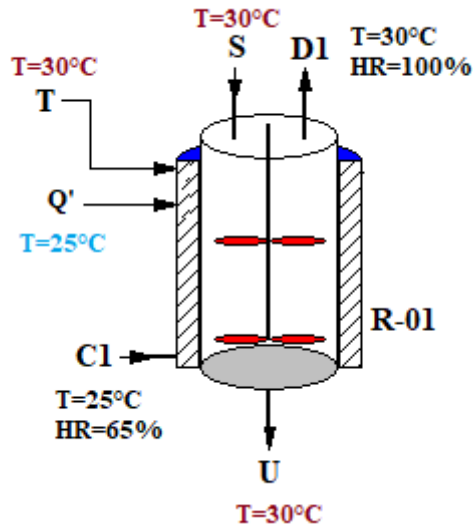
Balance parcial de energía						
Equipo I-02/03/04 – Esterilización						
Corriente	Denominación	Masa total (kg)	Temperatura a entrada (°C)	Temperatura a esterilización (°C)	Temperatura a salida (°C)	Cp (kcal/kg*°C)
R	Corriente al tanque de inóculo	1003,03	33	120	30	0,970
Q+S	Pre calentado	19057,57	25	-	65,5	0,965
Q+S	Medio para el fermentador	19057,57	65,5	120	30	0,968
(+) Calor esterilización inóculo (kcal/h)				84947		
(+) Calor esterilización medio de fermentación (kcal/h)				202834		
(-) Calor de enfriamiento inóculo (kcal/h)				87854		
(-) Calor enfriamiento medio de fermentación (kcal/h)				184422		

Fermentador – Inóculo

En todo reactor biológico se genera calor producto de la oxidación de los sustratos para el metabolismo celular, si este no es removido de forma adecuada del medio se produce un aumento de la temperatura generando productos de reacción indeseados y en el peor de los casos inhibiendo el desarrollo de la bacteria. Por lo tanto es de especial interés desarrollar un balance de energía minucioso en el fermentador para poder diseñar correctamente el sistema de enfriamiento. Se establece la misma analogía para el inóculo

Al tratarse de una fermentación discontinua el balance se realiza de modo global, teniendo en cuenta 72 horas de fermentación y 24 horas de inoculación.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



$$\text{Balance general: } Q_{\text{acc}} = Q_{\text{reacc}} + Q_{\text{met}} + Q_{\text{ag}} - Q_{\text{per}} - Q_{\text{al}} - Q_{\text{agua}} - Q_{\text{gas}}$$

Q_{met} : Calor generado por crecimiento y mantenimiento celular

Q_{reacc} : Calor generado por reacción química

Q_{ag} : Calor generado por agitación mecánica

Q_{gas} : Pérdidas de calor por aireación y evaporación

Q_{per} : Pérdidas de calor por convección y radiación al ambiente

Q_{al} : Pérdida de calor por alimentación fresca de medio de cultivo

Q_{agua} : Pérdida de calor por agregado de agua para mantener la concentración

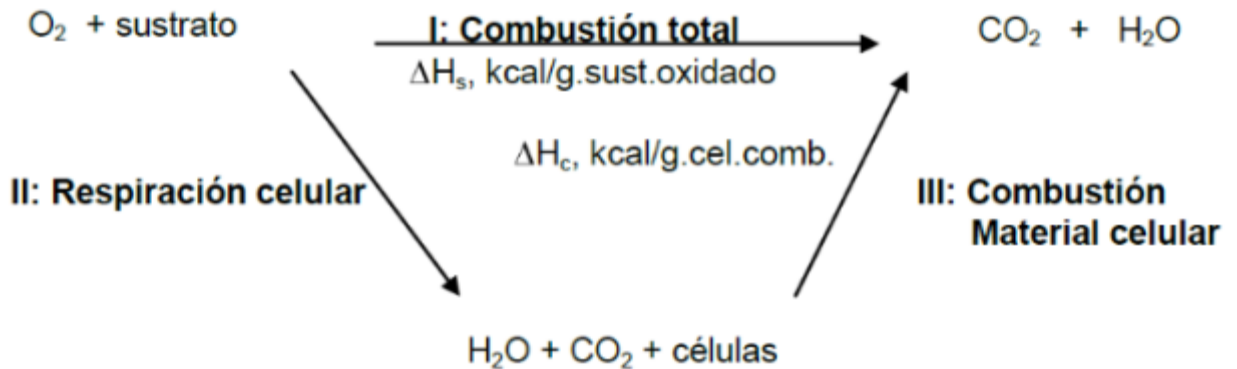
Q_{acc} : Acumulación de calor

Calor generado por crecimiento y mantenimiento celular:

La célula para realizar su metabolismo obtiene energía a partir de la oxidación de los sustratos, pero como en todo proceso real, parte de esta energía se disipa como calor, el cual se considera el principal factor a tener en cuenta para en el intercambio de energía en el biorreactor.

Realizando un balance de energía sobre dos caminos como se muestra en el siguiente esquema para un crecimiento aerobio:

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Se define un coeficiente Y_Δ denominado coeficiente de generación de calor (gramos de masa celular por kilocalorías entregadas al medio).

$$Y_\Delta = \frac{Y_s}{\Delta H_s - Y_s * \Delta H_c}$$

Dónde: Y_s son los gramos de masa celular producida por gramo de sustrato consumido, ΔH_s calor de combustión del sustrato y ΔH_c calor de combustión del material celular. Por lo tanto:

$$Q_{met} = \frac{\mu * X * V}{Y_\Delta}$$

Dónde:

V = el volumen del medio

X = es la concentración de biomasa en el medio

μ = es la velocidad específica de crecimiento

Considerando la reacción biológica de combustión total balanceada para la biomasa de *Gluconobacter Oxydans*: $C_5H_{8,9}O_{1,9}N + 6,27 O_2 \rightarrow 5 CO_2 + 0,5 N_2 + 4,44 H_2O$

Se adopta como valor promedio el calor de combustión del $O_2=104 \text{ kcal/molO}_2$ y se considera que el peso celular promedio medido experimentalmente incluye un 10% en peso de cenizas (Material de cátedra biotecnología).

El calor de combustión celular ΔH_c se calcula como el cociente entre el calor de combustión del O_2 y la masa en gramos de la biomasa.

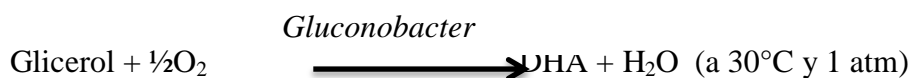
Para el ΔH_s se toma únicamente el calor de combustión del sorbitol: $3,96 \text{ kcal/g}$, (NIST chemistry webbok)

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Balance parcial de energía							
Equipo R-01/02 – Fermentación e inoculación							
Equipo	Y_s	ΔH_s (kcal/g)	ΔH_c (kcal/g cel.)	Y_{Δ} (g cel/kcal)	V (m ³)	X (kg/m ³)	μ (h ⁻¹)
Fermentador	0,2754	3,96	5,175	0,108	19,62	3,16	0,0731
Inóculo	0,2754	3,96	5,175	0,108	0,98	3,16	0,0731
Calor de respiración en el fermentador por hora					41964,27 kcal/h.		
Calor de respiración en el inóculo por hora					2082,8 kcal/h		
Calor de respiración en el fermentador (72 h)					3021427,44 kcal		
Calor de respiración en el inóculo (24 h)					49987,4 kcal		

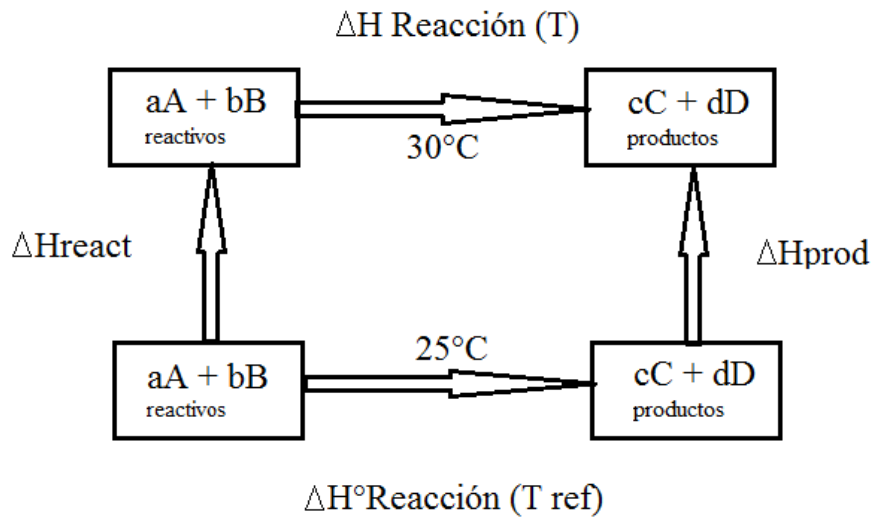
Calor generado por reacción química

La reacción de síntesis del DHA a partir de glicerol se expresa mediante la siguiente ecuación:



Esta reacción es exotérmica y se lleva a cabo a una temperatura de 30°C. Por lo tanto al calcular este calor se debe tener en cuenta la diferencia de temperatura con respecto al estado estándar de reacción. (Himmelblau 1996).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Quedando: $\Delta H_{\text{reacción}} (T^{\circ}:30^{\circ}\text{C}) = \Delta H_{\text{reacción}} (T^{\circ}_{\text{referencia}}) + \Delta H_{\text{productos}} - \Delta H_{\text{reactivos}}$

Dónde: $\Delta H_{\text{reacción}} (T^{\circ}_{\text{referencia}}) = \sum n_{\text{prod}} \Delta H^{\circ}f_{\text{prod}} - \sum n_{\text{react}} \Delta H^{\circ}f_{\text{react}}$

$\Delta H_{\text{productos}} = \Delta T * (\sum C_{p_i} * m_i)_{\text{prod}}$

$\Delta H_{\text{reactivos}} = \Delta T * (\sum C_{p_i} * m_i)_{\text{react}}$

Balance parcial de energía			
Equipo R-01/02 – Fermentación e inoculación			
Compuesto	$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/mol)	C_p (kcal/(kg*°C))	ΔT (°C)
Glicerol	-669	0,56	5
O ₂	0	0,22	5
DHA	-523	0,3	5
Agua	-285	1	5
	Fermentación		Inóculo
Moles de reactivos	9200 moles de glicerol		482 moles de glicerol
	4600 moles de O ₂		241 moles de O ₂

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Moles de productos	9200 moles de DHA	482 moles de DHA
	9200 moles de agua	482 moles de agua
$\Delta H_{\text{reacción a T ref}}$	-306912 kcal	-16079,52 kcal
$\Delta H_{\text{reactivos}}$	2450,88 kcal	128,39 kcal
$\Delta H_{\text{productos}}$	2070,64 kcal	108,51 kcal
$\Delta H_{\text{reacción a T (30°C)}}$	-307292,24 kcal	-16099,4 kcal

Pérdidas de calor por aireación y evaporación de agua

Las pérdidas por aireación se calculan considerando la variación de entalpía del aire que sale con respecto del que entra. Este balance se realiza en el simulador CHEMCAD v6.1.

Se toman las siguientes consideraciones:

- Se supone que el aire que ingresa previamente filtrado posee una temperatura de 25°C y una humedad relativa del 65%
- Se supone que la corriente de salida de aire tiene una temperatura de 30°C y su humedad relativa es máxima 100%

El cálculo se realiza mediante la ecuación:

$$Q_{\text{gas}} = \Delta H_{\text{aire}} = H_{\text{aire2}} - H_{\text{aire1}}$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Balance parcial de energía		
Equipo R-01/02 – Fermentación e inoculación		
	H_{aire1}	H_{aire2}
Fermentador	2073000 kcal	4606246 kcal
Inóculo	34546,75 kcal	91383 kcal
Calor disipado en la fermentación (72 horas)	2533246 kcal	
Calor disipado en el inóculo (24 horas)	56836,31 kcal	

Calor generado por agitación mecánica

Como consecuencia de una agitación prolongada dentro del fermentador, parte de esta energía mecánica es transferida al fluido como energía térmica.

Basado en ensayos pilotos, el criterio de escalamiento elegido para el diseño de la operación es mantener constante la potencia de agitación por unidad de volumen. (Heidy Yaneth Bonfante Alvarez y John Edward Duran Ariza 1991).

Balance parcial de energía		
Equipo R-01/02 – Fermentador e inóculo		
Parámetros	Fermentador	Inóculo
Volumen del reactor (m ³)	25,8	1,27
Diámetro del agitador (m)	1,27	0,465
Diámetro del tanque (m)	2,55	0,93
Número de Reynolds	463000	133624

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Revoluciones (rpm)	15	30
Número de potencia (Kt)	4,8	4,8
Calor total generado (kcal)	31267,9	272,93

Pérdidas de calor por convección y radiación

Se consideran los reactores sin aislante, ubicados dentro de la planta a temperatura ambiente, predominado la convección natural del aire como única resistencia (Donlad Q. Kern 1996).

$$Q_{per} = ha \cdot A \cdot (T1 - Ta)$$

Balance parcial de energía		
Equipo R-01/02 – Fermentación e inoculación		
Parámetros	Fermentador	Inóculo
Área del reactor (m ²)	51,07	6,79
T1: Temperatura de la pared del reactor (°C)	30	30
Ta: Temperatura del aire ambiental (°C)	25	25
h _a : Coeficiente superficial de transferencia (kcal/h*m ² *°C)	4,3	4,3
Calor total perdido por convección (kcal)	79056,36	3503,64
Calor perdido por convección (kcal/h)	1098	146

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Pérdidas de calor alimentación fresca de medio de cultivo y agregado de agua.

Este balance se realiza en el simulador CHEMCAD v6.1.

$$Q_{al} = m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1)$$

$$Q_{agua} = m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1)$$

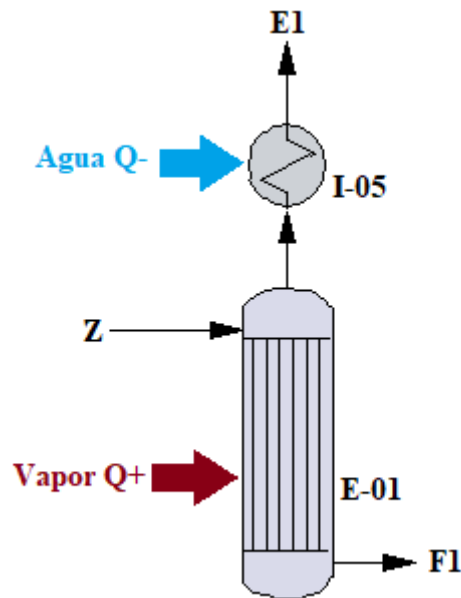
Tabla resumen		
Equipo R-01/02 – Inóculo/Fermentador		
Tipo de Calor	Fermentador	Inóculo
Calor de reacción química (kcal)	307297,24	16099,4
Calor de respiración y mantenimiento celular (kcal)	3021427,44	49987,4
Calor por agitación mecánica (kcal)	31267,90	272,93
Pérdidas de calor por aireación y evaporación (kcal)	2533246	56836,31
Pérdidas de calor por convección y radiación (kcal)	79056,36	3053,64
Pérdidas de calor por alimentación fresca de medio de cultivo (kcal)	31349,68	-
Pérdidas de calor agregado de agua	3498,80	Despreciable
Calor acumulado (kcal)	712836,74	6469,78
Calor acumulado (kcal/h)	9901	270

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Evaporador

La operación se realiza en un evaporador de película descendente en un tiempo de operación de 8 horas, bajo las condiciones operativas mencionadas en el Capítulo 6. El cálculo del balance se realiza mediante el simulador CHEMCAD v6.1.

Se desprecian las pérdidas por convección y radiación al ambiente.



$$\text{Balance general: } H_z + Q_{\text{vapor}} = H_{F1} + Q_{\text{condensador}} + H_{E1}$$

Balance parcial de energía						
Equipo E-01 - Evaporación						
Corriente	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Temperatura (°C)	Temperatura de operación (°C)	Presión de operación (atm)	Energía de evaporación (kcal/h)
Z	Alimentación	2480	25	37,5	0,048	1374690
E1	Vapores	2329,8	37,5			
F1	Concentrado	149,5	37,5			

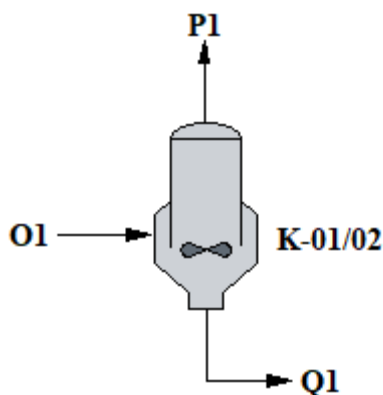
**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Balance parcial de energía						
Equipo I-05 - Condensación de la corriente E1						
Corriente	Caudal másico (kg/h)	Temperatura a entrada (°C)	Temperatura a de salida (°C)	Presión (atm)	Cp (kcal/kg*°C)	Energía de condensación (kcal/h)
E1	2329,8	37,5	32	0,048	0,445	1356790

Cristalizador – Evaporador

Este balance se realiza mediante el simulador CHEMCAD v6.1.

Se desprecian las pérdidas por convección y radiación al ambiente.



$$\text{Balance general: } H_{O1} + Q_{\text{vapor}} = H_{P1} + H_{Q1} + Q_{\text{condensación}}$$

Balance parcial de energía						
Equipo K-01/02 - Cristalización - Evaporación						
Corriente	Denominación	Masa total (kg)	Temperatura (°C)	Temperatura de operación (°C)	Presión de operación (atm)	Energía de evaporación (kcal)
O1	Alimentación al cristalizador	3452,14	25	37	0,06	723734
P1	Condensados al tanque de etanol	2443,10	37			
Q1	Fondo del cristalizador-evaporador	1009,04	37			

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Balance parcial de energía						
Equipo K-01/02 - Condensador de la corriente P1						
Corriente	Masa total (kg)	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	Presión (atm)	Cp (kcal/kg*°C)	Energía de condensación (kcal)
P1	2443,10	37	21	0,06	0,3671	725453

CAPÍTULO 8

DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS

INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se detalla el diseño y adopción de los equipos correspondiente al proceso de producción de DHA. Para realizar los cálculos se tienen en cuenta los criterios de la industria azucarera, debido a la similitud del proceso. Los equipos están dimensionados para satisfacer los balances de masa y energía definidos en el Capítulo 7.

EQUIPO	CÓDIGO
Tanque de dilución con metanol	T-01
Tanque de metanol	T-02
Tanque de preparación de medio	T-03
Tanque de almacenamiento de medio	T-04
Tanque de etanol	T-05
Tridecantadora centrífuga horizontal	C-01
Decantadora centrífuga horizontal	C-02
Centrífuga batch vertical	C-03
Columna de destilación	D-01
Fermentador	R-01
Inóculo	R-02
Filtro de carbón activado	F-01
Evaporador de película descendente	E-01
Precipitador de sales	P-01/02
Condensador de la columna de destilación	I-01
Secador rotatorio	S-01
Envasadora	N-01

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Pre calentador	I-02
Esterilizador	I-03
Enfriador	I-04
Condensador del evaporador	I-05
Cristalizador	K-01/02
Boquilla de inyección	Z-01
Cinta transportadora	H-01
Bombas centrífugas	B-01
Bombas centrífugas	B-02
	B-03
	B-04
	B-05
	B-06
	B-09
	B-10
Bombas de diafragma	B-07
	B-08

DISEÑO DE TANQUES

El diseño mecánico de los tanques se realiza bajo la normativa API 650. Teniendo en cuenta el tiempo de residencia, las propiedades del fluido, las condiciones de seguridad y el objetivo de la operación se parte de los siguientes cálculos:

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Cálculo de las dimensiones geométricas:

$$\text{Volumen del tanque} = (\text{Volumen cilindro} + \text{Volumen tope y fondo})$$

$$\text{Volumen cilindro} = \text{Volumen líquido} * (1 + \text{Margen de seguridad})$$

$$\text{Volumen cilindro} = \text{Área} * \text{Altura}$$

$$A = \pi * \frac{Dt_i^2}{4}, Dt_i = \text{Diámetro interno del tanque. } \lambda = \frac{H}{Dt_i} = \text{esbeltez}$$

Cálculo de espesores del tanque:

Para la construcción de los tanques se opta por acero inoxidable ASTM 304 debido al carácter farmacéutico del producto. Teniendo en cuenta las propiedades mecánicas de dicho material el diseño corresponde a las siguientes ecuaciones:

$$\text{Espesor de la pared del tanque} = \tau_c = \frac{P_d * \frac{Dt_i}{2}}{S * E - 0,6 * P_d} + C1 + C2$$

$$E: \text{Eficiencia de soldadura} = 0,85 \quad \text{Vam Industry 1997}$$

$$P_d = \text{Presión de diseño (psi)}$$

$$S = \text{Módulo de elasticidad (psi)}$$

$$C1 = \text{Espesor por corrosión (m)}$$

$$C2 = \text{Espesor por fabricación (m)}$$

$$\text{Espesor de la tapa del tanque} = \tau_s = \frac{P_d * Dt_i * M}{2 * S * E - 0,2 * P_d} + C1 + C2$$

$$\text{Espesor del fondo del tanque} = \tau_f = \frac{P_d * Dt_i * M}{2 * S * E - 0,2 * P_d} + C1 + C2$$

$$M: \text{factor} = \text{funcion de } \frac{Dt_i}{r} = 1,54 \quad \text{Vam Industry 1997}$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Cálculo del serpentín interno:

El diseño del proceso de transferencia de energía se basa en el autor Donald Kern 1996. Considerando la siguiente expresión para un proceso de convección forzada de transferencia de calor:

$$Q = U_d \cdot A \cdot \Delta T_{MDL}$$

A = Área de transferencia de calor

U_d = Coeficiente total de transferencia de calor

$$\Delta T_{MDL} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\text{LN} \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2}} = \text{Diferencia de temperatura para el diseño}$$

$$\text{Número de reynolds dentro del tanque} = NRe = \frac{Da^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu}$$

n = Revoluciones del agitador

Da = Diámetro del agitador

ρ = Densidad del fluido

μ = Viscosidad del fluido

Coeficiente de transferencia de calor = J = f(NRe) = 1000

$$\text{Coeficiente de película exterior de los tubos} = h_c = J \cdot \frac{k}{Dt_i} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

k = Conductividad térmica del material

C_p = Calor específico

$$\text{Coeficiente total sucio de transferencia} = U_c = \frac{h_c \cdot h_{oi}}{h_c + h_{oi}}$$

Se supone un coeficiente de película en el interior del tubo donde circula el vapor de:

$$\text{Coeficiente de película en el interior del tubo} = h_{oi} = 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

$$\text{Coeficiente de ensuciamiento} = R_d = 0,005 \text{ y } h_d = \frac{1}{R_d} = 200$$

$$U_d = \frac{U_c * h_d}{U_c + h_d}$$

Una vez calculado el área de transferencia necesaria se dimensiona la geometría del serpentín interno.

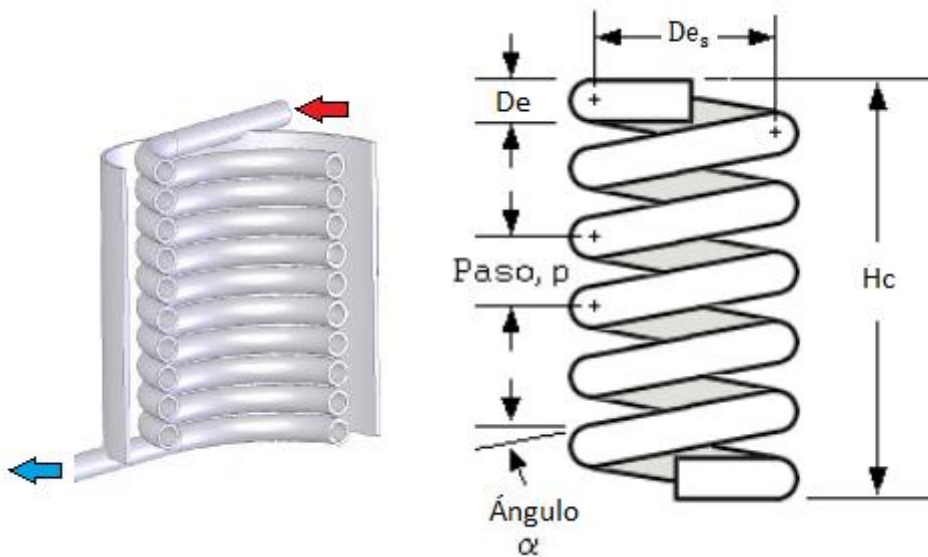


Figura 8.1: Esquema del serpentín.

De_s = Diámetro externo del serpentín

De = Diámetro externo del tubo

L_s = Longitud del serpentín

N = Número de vueltas

p = Paso del serpentín

H_c = Altura del serpentín

Para determinar la caída de presión dentro de los tubos se utiliza la siguiente expresión:

$$\text{Caída de presión en los tubos} = \Delta P = \frac{f * L_s * G_t^2}{5,22 * 10^{10} * s_v * Di_t}$$

G_t = Velocidad másica

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

$f = f(\text{NRE}) = \text{Factor de fricción de Fanning}$

Gravedad específica del vapor = $s_v = 1,13$

$D_{i_t} = \text{Diametro interno de los tubos}$

Cálculo del sistema de agitación

Para diseñar un sistema de agitación se tiene en cuenta la selección del agitador y su geometría, Luego se calcula la potencia requerida por la operación para la selección de un motor a través de un catálogo.

Potencia necesaria para la agitación = $P = K_t * n^3 * Da^5 * \rho$ Mc Cabe Smith 1991

$n = \text{Velocidad de giro del agitador}$

$Da = \text{Diámetro del agitador}$

$\rho = \text{Densidad del fluido}$

Número de potencia = $K_t = f(\text{NRe}) = 5$

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

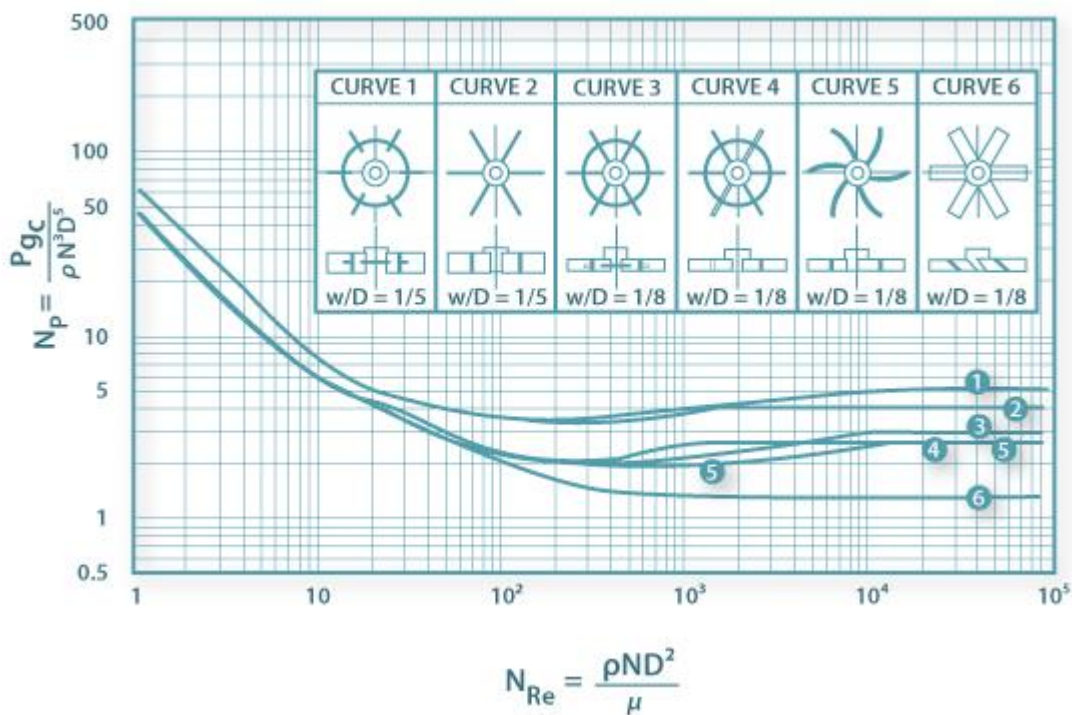


Figura 8.2: Número de potencia en función del Reynolds.

Luego para verificar el correcto funcionamiento de la agitación se calcula la potencia por unidad de volumen y se comprueba que esté dentro del rango para la operación requerida.

Agitation	Applications	Power, kW/m ³
Mild	Blending, mixing	0.04–0.10
	Homogeneous reactions	0.01–0.03
Medium	Heat transfer	0.03–1.0
	Liquid-liquid mixing	1.0–1.5
Severe	Slurry suspension	1.5–2.0
	Gas absorption,	1.5–2.0
	Emulsions	1.5–2.0
Violent	Fine slurry suspension	>2.0

Figura 8.3: Criterios de escalamiento.

Para aquellos tanques en los cuales el objetivo de la agitación es mezclar fluidos miscibles se tiene en cuenta el tiempo de mezclado mediante la siguiente ecuación:

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

$$\text{Tiempo de mezcla} = t = ft * \frac{Dt_i^{\frac{1}{2}} * H_i^{\frac{2}{3}}}{(n * Da^2)^{\frac{2}{3}} * g^{\frac{1}{4}} * Da^{\frac{1}{2}}} \quad \text{McCabe Smith 1991}$$

$$ft = f(NRe) = \text{Factor adimensional} = 6$$

$$H_i = \text{Altura de líquido}$$

$$g = \text{Aceleración de la gravedad}$$

Tanque de dilución con metanol – T-01

En este tanque inicia el ciclo de producción, en primer lugar, se recibe el glicerol crudo como materia prima, luego se mezcla con metanol, una vez homogenizada la mezcla se procede a la etapa de acidificación con el agregado de ácido fosfórico.

De forma simultánea se calienta la mezcla a 55°C con vapor saturado a 120°C considerando un flujo cruzado. Luego de un tiempo de residencia de 1 hora se descarga su contenido en la centrífuga.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

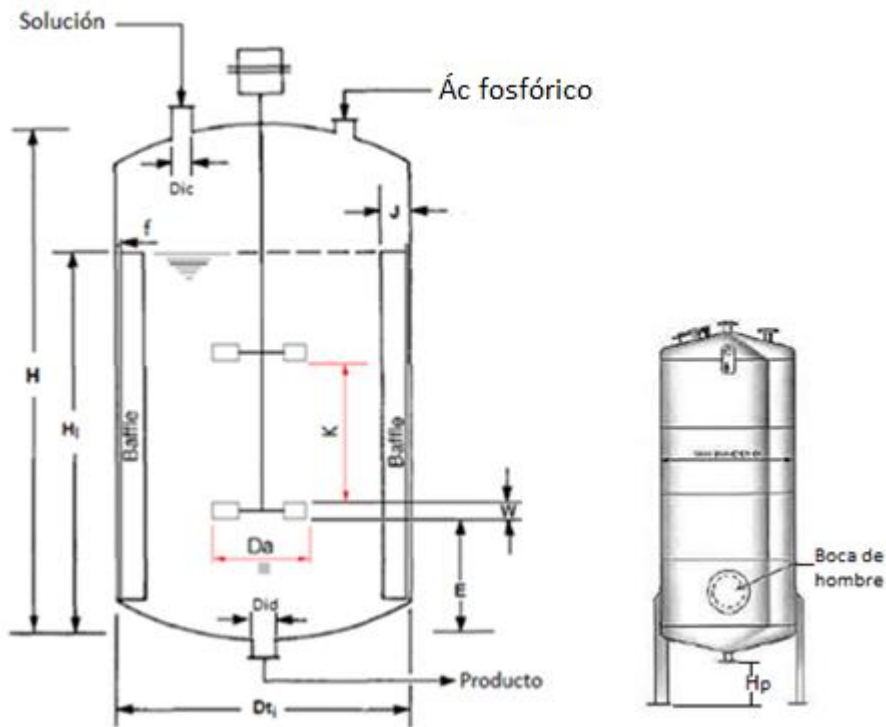
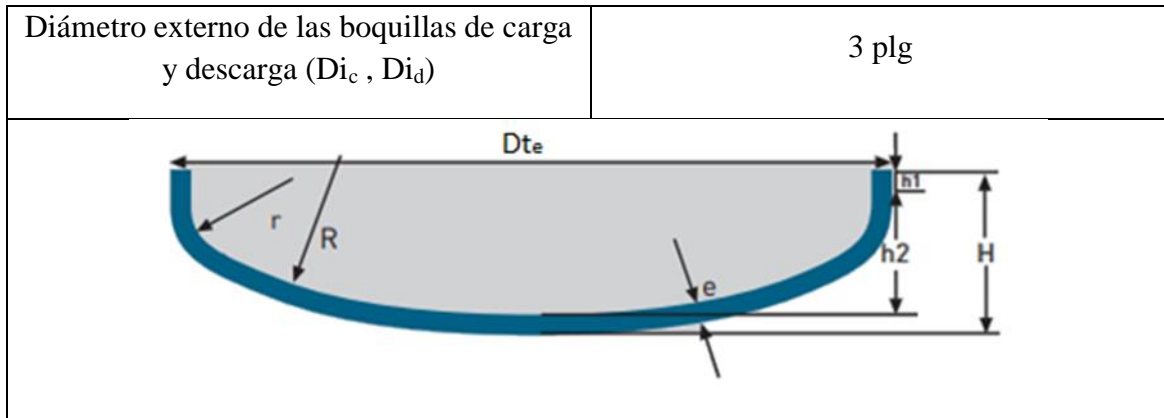


Figura 8.4: Esquema representativo del Tanque T-01

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Dimensiones del tanque	
Fabricante	SIMM inoxidable
Material Acero inoxidable ASTM 304	
Cuerpo del tanque	
Volumen del tanque (V_t)	2,58m ³
Diámetro interno del tanque (D_{ti})	1,15m
Altura del tanque (H)	2,78m
Altura del líquido (H_l)	1,85m
Altura de la descarga respecto al piso (H_p)	1m
Altura del fondo al rodete (E)	0,379m
Espesor del bafle (J)	0,095m
Espacio entre bafle y pared (f)	23mm
Distancia entre rodetes (K)	1,15m
Número de Baffles	4
Espesor de la pared (τ_c)	6mm
Diámetro de la boca de hombre (D_b)	0,6m
Tope y fondo del tanque	
Tipo de tapa y fondo	Toriesférico (Klopper)
Radio esférico interior (R)	1,162m
Radio rebordeado interior (r)	0,116m
Altura pestaña parte recta (h_1)	21mm
Altura parte curva (h_2)	0,24m
Espesor tope (τ_s)	4mm
Espesor fondo (τ_f)	6mm

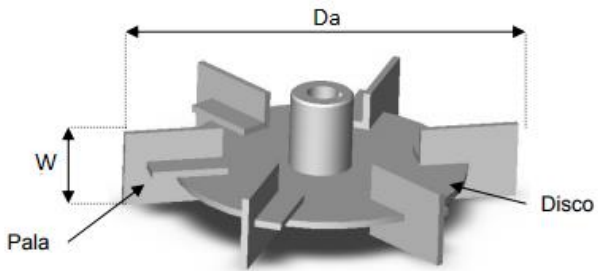
PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Serpentín helicoidal		
Fabricante	SIMM inoxidables	
Disposición	Tipo de flujo	Cruzado
	Tubos	Vapor
	Tanque	Solución D
<i>Parámetros dinámicos de los fluidos</i>		
Fluido	Solución D	Vapor
Temperatura de entrada	77°F	248°F
Temperatura de salida	131°F	248°F
ΔT MDL	142,3°F	
Calor intercambiado (Q)	138711,5 BTU/h	
Coeficiente total de transferencia de calor (U_d)	76 BTU/h*pie ² *°F	
<i>Tubos</i>		
Material	Acero al carbón IPS	
BWG	12	
Diámetro externo (D_e)	1 plg.	
Superficie por pie lineal (S_e)	0,2618 pie ² /pie	
Área de transferencia requerida (A)	13 pie ²	
Área de transferencia diseñada (A')	15,05pie ²	
Exceso de área	14%	
Diámetro externo del serpentín (D_{e_s})	2,625 pie	
Diámetro interno del serpentín (D_{e_i})	2,459 pie	

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Número de vueltas	7
Área de transferencia por vuelta de serpentín (A_s)	2,15 pie ² /vuelta
Paso del serpentín (p)	0,4 pie
Altura del serpentín (H_c)	2,88 pie
Altura de entrada del serpentín (H_e)	3,93 pie
Altura de salida del serpentín (H_s)	1,08 pie
Longitud del serpentín (L_s)	57,73 pie
Ángulo de la hélice (α)	2,8°
<i>Caída de presión</i>	
Tubos (ΔP_t)	0,16 lb/plg ²
Tanque	-

Sistema de agitación	
Tipo de turbina	Rushton con seis aspas planas verticales rectas equidistantes
Material de construcción	Acero inoxidable ASTM 304
Velocidad de giro del agitador (n)	120 rpm
Diámetro del rodete (D_a)	0,379m
Altura del aspa (W)	0,075m
Número de agitadores	2
Número de potencia (K_t)	5
Potencia (P)	0,85hp
Tiempo de mezcla (t)	1 minuto
	

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Motor eléctrico y caja reductora			
Motor eléctrico		Caja reductora	
Fabricante	WEG	Fabricante	LENTAX
Tipo	Motor de inducción de rotor en jaula de ardilla Trifásico Corriente alterna Antiexplosivo	Tipo	Reductor coaxial de engranajes dentados helicoidal
Serie	EExd IP55 (IEC-34) - TCVE	Modelo	C00T2
Carcasa	90L	Rendimiento	95%
Potencia mecánica	1hp	Factor de servicio (F _s)	1,5
Rendimiento	72,4%	Factor de seguridad (F _z)	3,05
Rotación nominal	920 rpm	Velocidad de salida	185 rpm
Número de polos	6	Potencia de entrada	1 hp
Frecuencia	50 Hz	Potencia equivalente	1,5hp

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Masa	30,8 kg	Relación de reducción (i)	7,73
Tensión nominal	220/380 V	Masa	26 kg

Tanque de metanol – T-02

En este tanque se almacena durante 7 días metanol al 99% en peso, proveniente de la corriente de tope de la columna (K), para luego reutilizar la cantidad necesaria en la etapa de dilución con metanol en el siguiente ciclo de producción. El metanol remanente se acumula todo un año para luego ser despachado.

Conforme al reglamento de almacenamiento de productos químicos y sus instrucciones técnicas complementarias ITC-MIE-APQ1, emitidas por el ministerio de ciencia y tecnología, el líquido almacenado corresponde a la categoría Clase B1 (líquidos inflamables cuyo punto de inflamación es inferior a los 38°C), por lo tanto, el diseño se realiza considerando esta clasificación.

De acuerdo al punto de ebullición del metanol se deduce que es un líquido volátil a temperatura y presión atmosférica. A causa de esto puede entrar en combustión si se somete a una fuente de ignición. Por otro lado, los vapores de metanol causan efectos negativos en la salud del hombre como trastornos nerviosos y pérdida de conocimiento, por lo tanto debe estar bien almacenado.

Las áreas donde se produce manipulación y almacenamiento del metanol deben estar correctamente ventiladas para evitar la acumulación de vapores. Además, los pisos deben ser impermeables con la pendiente adecuada y con canales de escurrimiento. Se deben poseer sistemas de alarma, controladores de incendio, iluminación antiexplosiva y material antichispa.

El tipo de almacenamiento es en tanques de superficie con cubetos de retención para posibles derrames en las operaciones de llenado, vaciado o en caso de rotura accidental del depósito.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

En lo que respecta a aislamiento térmico, para evitar calentamientos excesivos en estaciones climáticas específicas, puede adquirirse un equipo recubierto en su exterior con pintura de tipo aislante (epóxico fenólico).

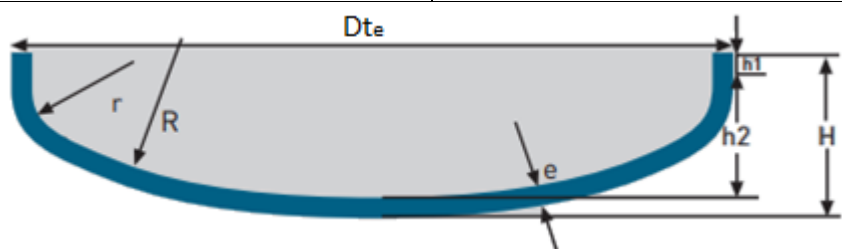
El techo está integrado por una válvula de venteo atmosférico para eliminar exceso de presión y aquellos gases inflamables acumulados en la superficie del líquido. Además, dispone de una válvula rompedora de vacío para impedir cualquier deformación mecánica en el momento de descarga.

El tanque dispone de una escalera vertical que permita el acceso a la parte superior para posibles reparaciones o limpieza.



Figura 8.5: Esquema representativo del tanque T-02

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Dimensiones del tanque	
Fabricante	FIMACO
Material Acero inoxidable ASTM 304	
Aislante térmico: pintura epoxi	
Cuerpo del tanque	
Volumen del tanque (V_t)	2,5m ³
Diámetro interno del tanque (D_{ti})	1,14m
Altura del tanque (H)	2,62m
Altura de la descarga respecto al piso (H_p)	1m
Espesor de la pared (τ_c)	6mm
Diámetro externo de las boquillas de carga y descarga (D_{ic} , D_{id})	0,058m
Fondo del tanque	
Tipo de fondo	Toriesférico (Klopper)
Radio esférico interior (R)	1,146m
Radio rebordeo interior (r)	0,1146m
Altura pestaña parte recta (h_1)	21mm
Altura parte curva (h_2)	0,21m
Espesor fondo (τ_f)	6mm
	
Tope del tanque	

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Tipo de tope	Tapa
Espesor (τ_c)	4mm
Diámetro boca de hombre (Db)	0,6m
Válvulas	Válvula rompedora de vacío
	Válvula de venteo atmosférica

Tanque de preparación de medio – T-03

De acuerdo con los datos presentados en el balance de masa y energía se diseña el tanque de preparación de medio. En este se produce la dilución de la corriente de fondo del destilador con agua proveniente del condensador de dicha torre. Luego se realiza la disolución de los aditivos sólidos necesarios para la fermentación y el ajuste de pH.

Se requiere una agitación para homogenizar la mezcla y evitar la precipitación de los sólidos. Por la mezcla de las corrientes se obtiene una temperatura final de 33°C.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

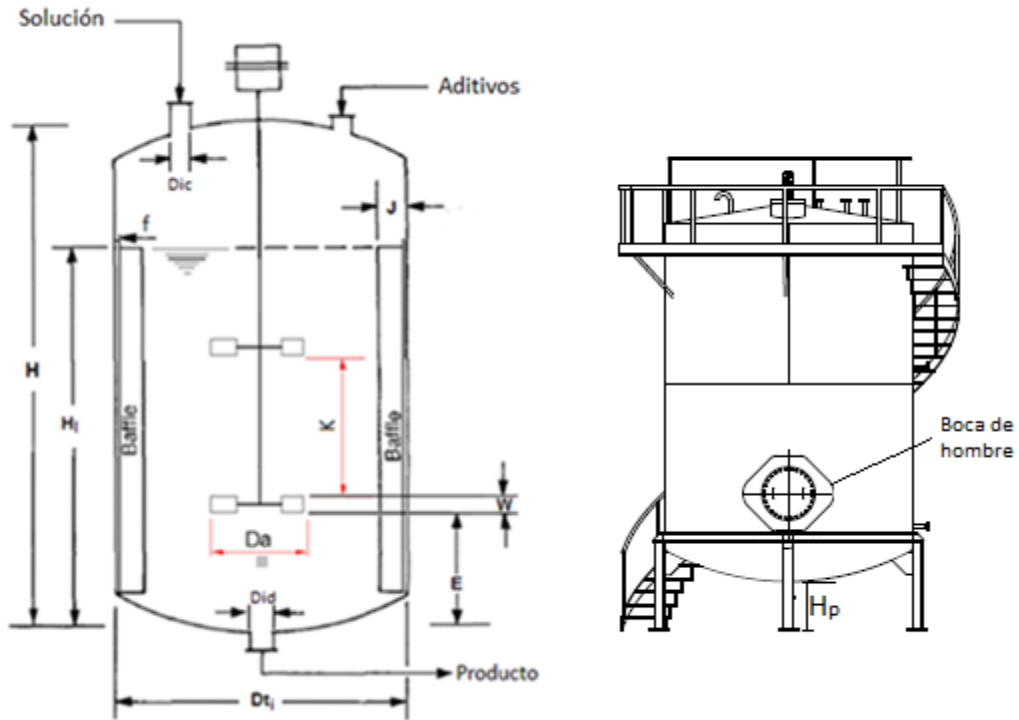
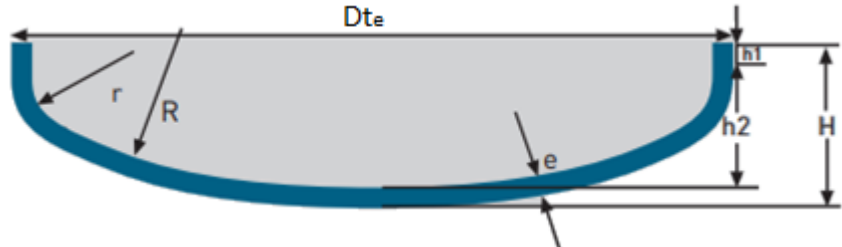


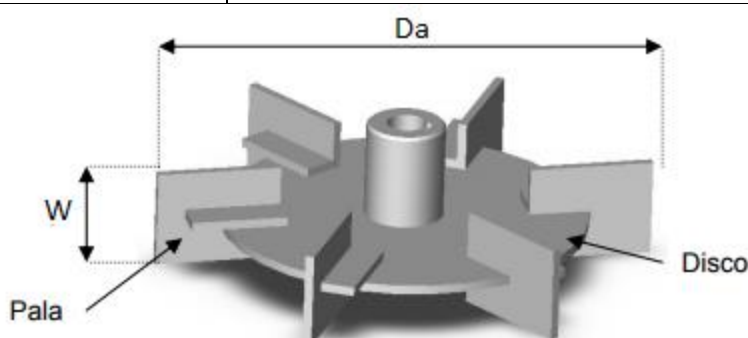
Figura 8.6: Esquema representativo del tanque T-03.

Dimensiones del tanque	
Fabricante	SIMM inoxidables
Material Acero inoxidable ASTM 304	
Cuerpo del tanque	
Volumen del tanque (V_t)	$28,12\text{m}^3$
Diámetro interno del tanque (D_{t_i})	2,53m
Altura del tanque (H)	6,76m
Altura del líquido (H_l)	4,22m
Altura de la descarga respecto al piso (H_p)	1m
Altura del fondo al rodete (E)	0,835m

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Espesor del bafle (J)	0,21m
Espacio entre bafle y pared (f)	0,05m
Distancia entre rodetes (K)	2,53m
Número de Baffles	4
Espesor de la pared (τ_c)	10mm
Diámetro boca de hombre (Db)	0,6m
Tope y fondo del tanque	
Tipo de tapa y fondo	Toriesférico (Klopper)
Radio esférico interior (R)	2,558m
Radio rebordeado interior (r)	0,2558m
Altura pestaña parte recta (h_1)	98mm
Altura parte curva (h_2)	0,489m
Espesor tope (τ_s)	5mm
Espesor fondo (τ_f)	14mm
Diámetro externo de las boquillas de carga y descarga (Di_c , Di_d)	76,2mm
	

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Sistema de agitación	
Tipo de turbina	Rushton con seis aspas planas verticales rectas equidistantes
Material de construcción	Acero inoxidable ASTM 304
Velocidad de giro del agitador (n)	120rpm
Diámetro del rodete (Da)	0,835m
Altura del aspa (W)	0,167m
Número de agitadores	2
Número de potencia (K_t)	5
Potencia (P)	44hp
Tiempo de mezcla (t)	12 segundos
	

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Motor eléctrico y caja reductora			
Motor eléctrico		Caja reductora	
Fabricante	WEG	Fabricante	LENTAX
Tipo	Motor de inducción de rotor en jaula de ardilla Trifásico Corriente alterna	Tipo	Reductor coaxial de engranajes dentados helicoidal
Serie	W21 IP55 (IEC-34) - TCVE	Modelo	C5T2
Carcasa	Hierro gris 200L	Factor de servicio (F _s)	1,15
Potencia mecánica	50 hp	Factor de seguridad (F _z)	2,05
Rendimiento	92,5 %	Rendimiento	95%
Rotación nominal	1470 rpm	Velocidad de salida	121 rpm
Número de polos	4	Momento útil	2108 N*m
Frecuencia	50 Hz	Relación de reducción (i)	12,2
Peso	266 kg	Peso	641 kg
Tensión nominal	220/380 V	Potencia de entrada	50 hp

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

-	-	Potencia equivalente	57,5 hp
---	---	-------------------------	---------

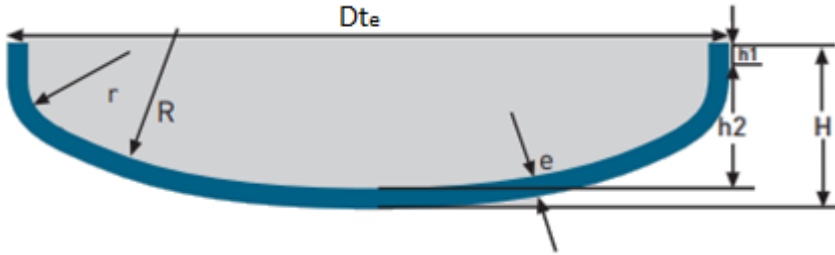
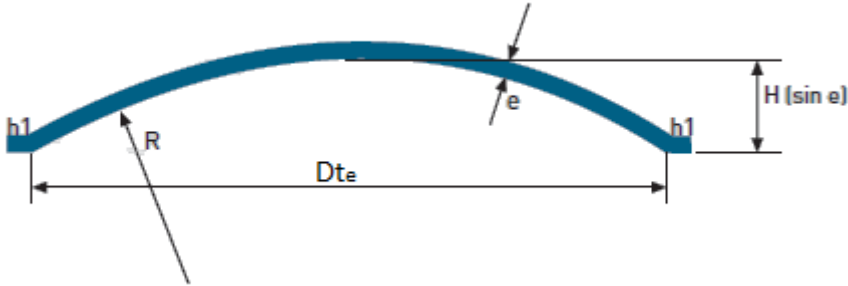
Tanque de almacenamiento de medio – T-04

Como se mencionó en el Capítulo 6 en este tanque se almacena medio de fermentación estéril, el cual alimenta al fermentador cada 12 horas. Para mantener la inocuidad del medio, el mismo se mantiene hermético y con una sobrepresión.



Figura 8.7: Esquema representativo del tanque T-04.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Dimensiones del tanque	
Fabricante	Della Tofflola Argentina
Material Acero inoxidable ASTM 304	
Cuerpo del tanque	
Tipo de fondo	Torisférico (Klopper)
	
Tipo de tapa	Tapa semiesférica
	
Volumen del tanque (V_t)	$8,17\text{m}^3$
Diámetro interno del tanque (D_{ti})	2m
Altura del tanque (H)	2,6m
Altura del líquido (H_l)	1,98m
Altura de la descarga respecto al piso (H_p)	1m

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Tanque de etanol – T-05

En este tanque se mezcla alcohol al 96%v/v con el alcohol condensado del tope del cristizador (80%p/p), logrando una concentración final de etanol al 90%p/p que se utiliza para la etapa de precipitación de sales. El remanente del mismo se almacena y acumula hasta su despacho.

El etanol al 96% v/v se compra en cisternas plásticas semanalmente, para reducir costos.



Figura 8.8: Cisterna de etanol comercial.

El diseño del tanque contempla las mismas especificaciones técnicas y de seguridad que el tanque de almacenamiento de metanol T-02.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

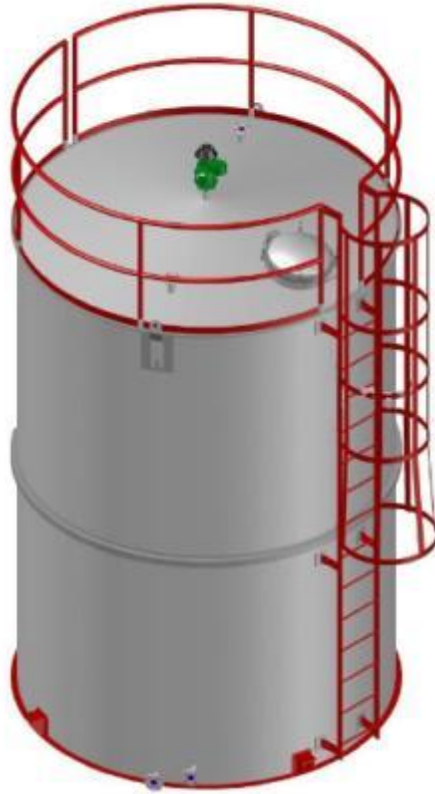
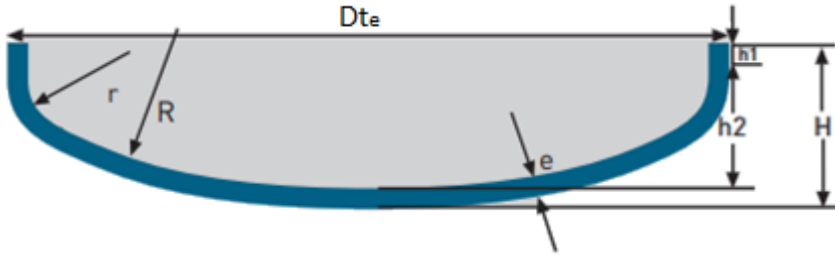
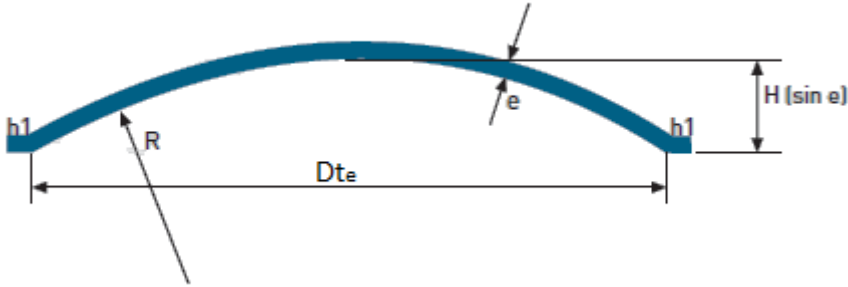


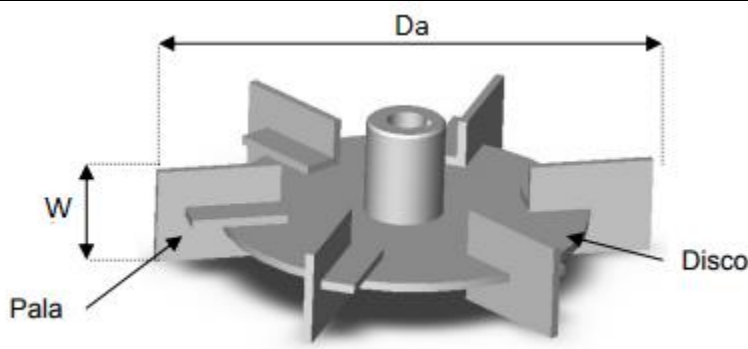
Figura 8.9: Esquema representativo del tanque T-05.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Dimensiones del tanque	
Fabricante	FIMACO
Material Acero inoxidable ASTM 304	
Cuerpo del tanque	
Tipo de fondo	Torisférico (Klopper)
	
Tipo de tapa	Tapa semiesférica
	
Volumen del tanque (V_t)	$11,97\text{m}^3$
Diámetro interno del tanque (D_{t_i})	2,2m
Altura del tanque (H)	3,15m
Altura del líquido (H_l)	2,4m
Altura de la descarga respecto al piso (H_p)	1m
Número de baffles	4
Espesor del baffle (J)	0,18m

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Sistema de agitación	
Tipo de turbina	Rushton con seis aspas planas verticales rectas equidistantes
Material de construcción	Acero inoxidable ASTM 304
Velocidad de giro del agitador (n)	60rpm
Diámetro del rodete (Da)	0,726m
Altura del aspa (W)	0,22m
Número de agitadores	2
Número de potencia (K_t)	5
Potencia (P)	2,17hp



Motor eléctrico y caja reductora			
Motor eléctrico		Caja reductora	
Fabricante	WEG	Fabricante	LENTAX
Tipo	Motor de inducción de rotor en jaula de ardilla Trifásico	Tipo	Reductor coaxial de engranajes dentados helicoidal

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

	Corriente alterna		
Serie	W21 – IP55	Modelo	DP100
Carcasa	112m	Rendimiento	95%
Potencia mecánica	3hp	Factor de servicio (F _s)	1,15
Rendimiento eléctrico	79%	Relación de reducción (i)	16
Rotación nominal	920 rpm	Potencia de entrada	3 hp
Número de polos	6	Potencia equivalente	6,53hp
Frecuencia	50 Hz	Masa	40 kg
Masa	36,2 kg	-	-
Tensión nominal	220/380 V	-	-

ADOPCIÓN DE CENTRÍFUGAS

Tridecantadora centrífuga horizontal – C-01

Para separar las fases formadas en la etapa de acidificación se opta por realizar una centrifugación, teniendo en cuenta los caudales y la diferencia de densidad de las mismas se adopta el equipo idóneo, en base al Manual del ingeniero químico Perry's.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Balance de masa			
Corriente	Denominación	Caudal másico	Densidad
D	Glicerol acidificado	311,55 kg/h	1045 kg/m ³
G	Ácido graso	4,89 kg/h	881 kg/m ³
H	Sales	10,16 kg/h	2250 kg/m ³
F	Glicerol libre de mong y sales	296,7 kg/h	998 kg/m ³

TABLE 18-12 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges

Type	Bowl diameter	Speed, r/min	Maximum centrifugal force × gravity	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, tons/h	
Tubular	1.75	50,000*	62,400	0.05–0.25		*
	4.125	15,000	13,200	0.1–10		2
	5	15,000	15,900	0.2–20		3
Disk	7	12,000	14,300	0.1–10		½
	13	7,500	10,400	5–50		6
	24	4,000	5,500	20–200		7½
Nozzle discharge	10	10,000	14,200	10–40	0.1–1	20
	16	6,250	8,900	25–150	0.4–4	40
	27	4,200	6,750	40–400	1–11	125
	30	3,300	4,600	40–400	1–11	125
Helical conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03–0.25	5
	14	4,000	3,180	To 75	0.5–1.5	20
	18	3,500	3,130	To 100	1–3	50
	24	3,000	3,070	To 250	2.5–12	125
	30	2,700	3,105	To 350	3–15	200
	36	2,250	2,590	To 600	10–25	300
	44	1,600	1,600	To 700	10–25	400
	54	1,000	770	To 750	20–60	250
Knife discharge	20	1,800	920	†	1.0†	20
	36	1,200	740	†	4.1†	30
	68	900	780	†	20.5†	40

Tabla 8.1: Criterio de selección.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

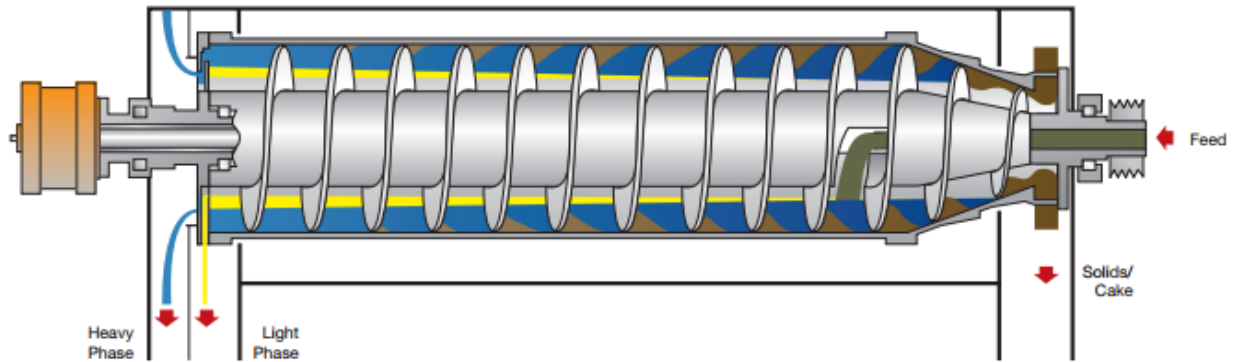


Figura8.10:Esquema representativo de la centrifuga C-01.



Figura8.11:Esquema representativo de la centrifuga C-01.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Especificaciones del tricanter - C-01	
Fabricante	Alfa laval
Modelo	LYNX 35
Capacidad hidráulica (Q_t)	< 15 m ³ /h
Capacidad de sólidos (Q_s)	< 5 m ³ /h
Capacidad de aceite (Q_a)	< 10 m ³ /h
Fuerza centrífuga relativa (G)	3574 G
Rango de diferencia de velocidad	2-40 rpm
Velocidad de giro (n)	3650 rpm
Potencia del motor (P)	125 hp
Diámetro de la cesta (D)	1 m
Peso (m)	5000 kg
Dimensiones geométricas	
Longitud (L)	5035 mm
Altura (H)	1325 mm
Ancho (A)	1190 mm

Decantadora centrífuga horizontal – C-02

El primer paso del proceso de purificación post fermentación consiste en separar la biomasa del producto en caldo de cultivo. La corriente semisólida contiene células, proteínas y restos insolubles.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Balance de masa		
Corriente	Denominación	Caudal másico
U	Producto de fermentación	2512 kg/h
X	Biomasa	33 kg/h
W	Producto clarificado	2480 kg/h

En función del caudal de alimentación, su fracción volumétrica y el diámetro de las células se selecciona el equipo Sedicanter – Flottweg.

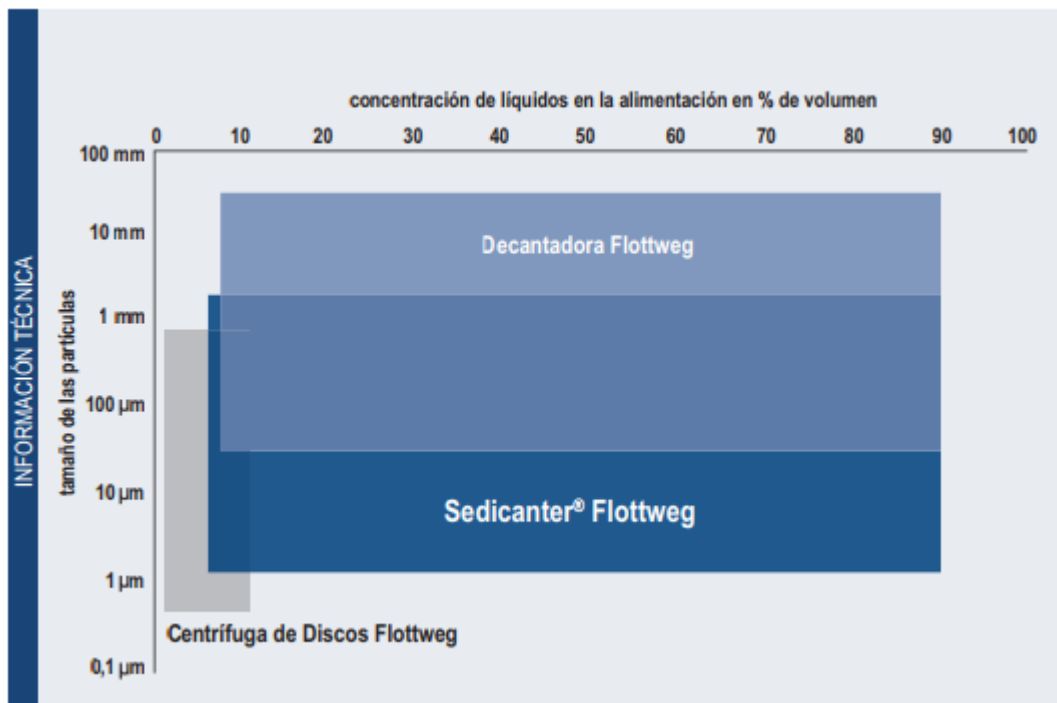


Figura 8.12: Equipo a utilizar en función de dos parámetros de alimentación.

El Sedicanter - Flottweg es una centrífuga a tambor macizo con tornillo sinfín (decantadora), cuya eficiencia de clarificación es elevada. Simultáneamente y gracias a su construcción puede procesar altas cantidades de sólidos finos y pastosos como

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

levaduras y proteínas los que, debido a su consistencia, son difíciles de descargar de una decantadora.

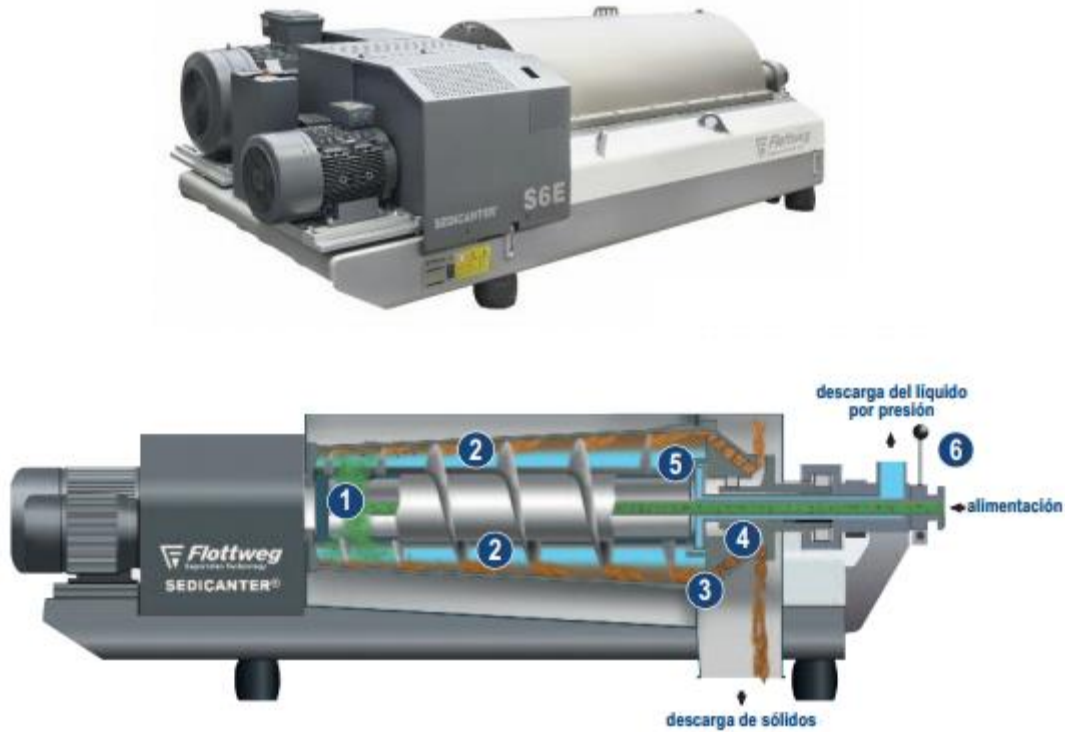


Figura 8.13: Sedicanter Flottweg.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Especificaciones del decantador centrífugo - C-02	
Fabricante	Flottweg
Modelo	S4E-3
Material de construcción	Acero inoxidable
Capacidad hidráulica (Q)	4-5 tn/h
Fuerza centrífuga relativa (G)	6500 G
Rango de diferencia de velocidad	1,5-30 rpm
Velocidad de giro (n)	5000 rpm
Potencia del motor (P)	5,5 kW
Diámetro de la cesta (D)	0,47 m
Peso (m)	2400 kg
Dimensiones geométricas	
Longitud (L)	3222mm
Altura (H)	1200 mm
Ancho (A)	1000 mm

Centrífuga batch vertical – C-03

Esta etapa se realiza de manera análoga a la centrifugación de los cristales en la industria azucarera. En función de los datos del balance de masa y energía se opta por un proceso batch que realiza ciclos de separación de los cristales de DHA respecto de todos aquellos fluidos no cristalizables como Glicerol, Etanol, Agua.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

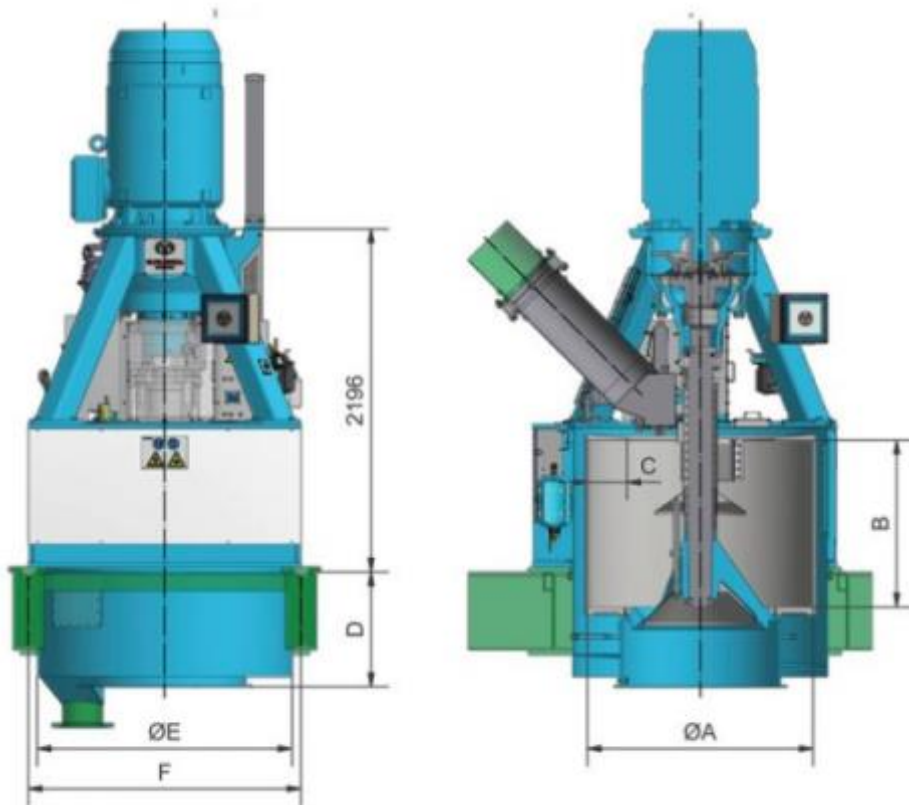


Figura 8.14: Centrifuga batch para el DHA.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Especificaciones de la centrífuga batch - C-03	
Fabricante	SILVER WIEBUL
Modelo	SW-850/E
Carga practica	935kg
Ciclos por hora	22 - 28
Fuerza centrífuga relativa (G)	1500 G
Velocidad de giro (n)	1250rpm
Potencia del motor (P)	125 hp
Peso (m)	21000 kg
Dimensiones geométricas	
A	1320mm
B	1067mm
C	146mm
D	735mm
E	1634mm
F	1750mm

DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

El diseño de la torre de destilación para la separación de metanol se realiza y optimiza con el simulador CHMECAD v6.1, teniendo en cuenta los caudales de alimentación y especificaciones de salidas definidas en el Capítulo 7. Esta etapa de destilación fraccionada se realiza de manera continua en una columna de lecho empacado.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Balance de masa				
Corriente	Denominación	Caudal másico	Temperatura	Fracción másica de metanol
J	Alimentación	296,75 kg/h	55°C	0,34
K	Tope	102,83 kg/h	64,7°C	0,99
L	Fondo	193,92 kg/h	123,4°C	0,001

El diámetro de la torre seleccionado, regula la transferencia de masa y la velocidad del gas, lo que define la pérdida de carga y el arrastre en la torre. A su vez se tiene en cuenta el espaciamiento de los platos de manera de evitar cualquier tipo de inundación o arrastre excesivo del líquido. Para ello es aconsejable trabajar en un porcentaje de inundación de alrededor del 60 - 80%.

Parámetros adoptados para el diseño:

- Tipo de relleno: Anillo Rasching metálico – Ordenado.
- Altura equivalente de plato teórico igual al diámetro de la columna.
- Reflujo máximo 1,8.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Figura 8.15: Tipo de relleno utilizado.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Figura 8.16: Columna de destilación de lecho empacado.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Especificaciones de la columna de destilación - D-01	
Fabricante	GEA
Material	Acero al carbono
Número de etapas	21
Etapas de alimentación	4
Relación de reflujo (R/D)	1.8
Presión de diseño	1 atm
Diámetro interno de la torre	0,4m
Espaciamiento entre platos	0,4m
Altura total	7,2m
Número de secciones	1
Número de pasos	1
Porcentaje máximo de inundación	79%
Porcentaje mínimo de inundación	43%
Eficiencia del plato	0,85
Asignación por corrosión	0.079cm
Caída de presión en la columna	0.062atm
Factor de empaque	700
Tipo de empaque utilizado	Anillo Rasching metal - 1/32''
Calor en el rehervidor	86259,4 kcal/h
Calor en el condensador	-76419,7 kcal/h

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

DISEÑO DEL FERMENTADOR – R-01

Para todas aquellas fermentaciones llevadas a cabo a escala laboratorio, se prescinde del diseño de los equipos necesarios, debido a su reducido tamaño y que no poseen características particulares con respecto a una fermentación estándar.

El reactor a utilizar es del tipo tanque agitado, cuya selección se define en el Capítulo 6.

En la figura 8.14 se observa un esquema representativo del mismo.

El sistema consta de siguientes partes principales:

1. Dimensiones geométricas
2. Sistema de enfriamiento
3. Sistema de agitación
4. Sistema de aireación
5. Sistema de medición

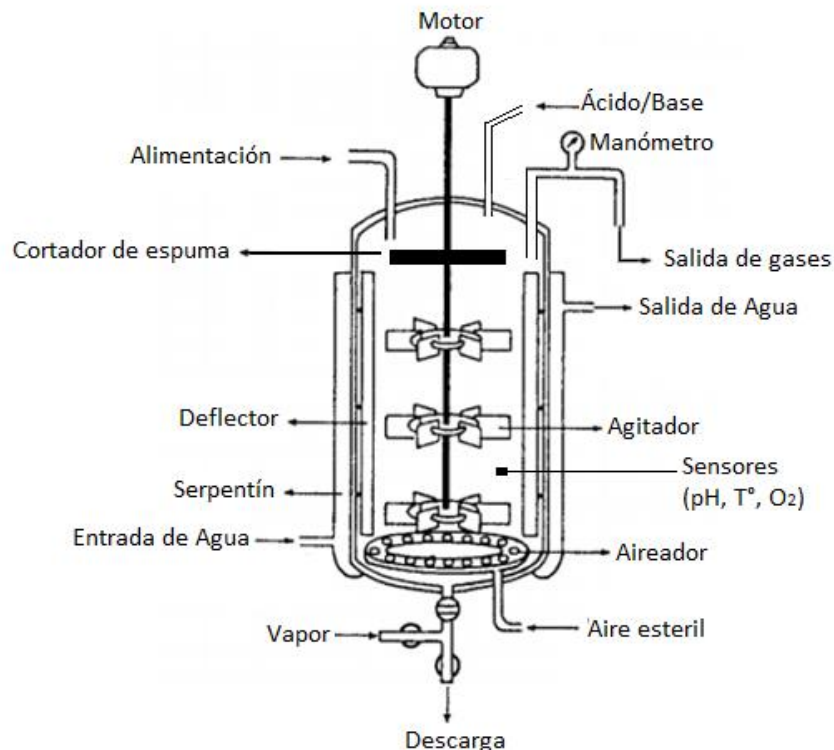


Figura 8.17: Esquema representativo de un reactor tanque agitado.

Para realizar el diseño de un reactor tanque agitado se utiliza el principio de cambio de escala, es decir los datos obtenidos de un fermentador en el laboratorio se aplican igualmente a unidades mayores geoméricamente similares. Un problema de esta

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

metodología en la fermentación discontinua es la baja absorción de gases y las necesidades de potencia para mantener los niveles de transferencia de oxígeno en recipientes mayores. Un criterio sencillo para aplicar el cambio de escala es adoptar un consumo de potencia constante por unidad de volumen (Margarites, 1978).

Cálculo de las dimensiones geométricas

De acuerdo a los datos de productividad y volumen de la fermentación detallada en el Capítulo 6 Balance de masa y energía, se procede al diseño de las dimensiones geométricas del reactor bajo la norma de construcción API 650. En la figura 8.15 y 8.16 se observa la configuración del reactor.

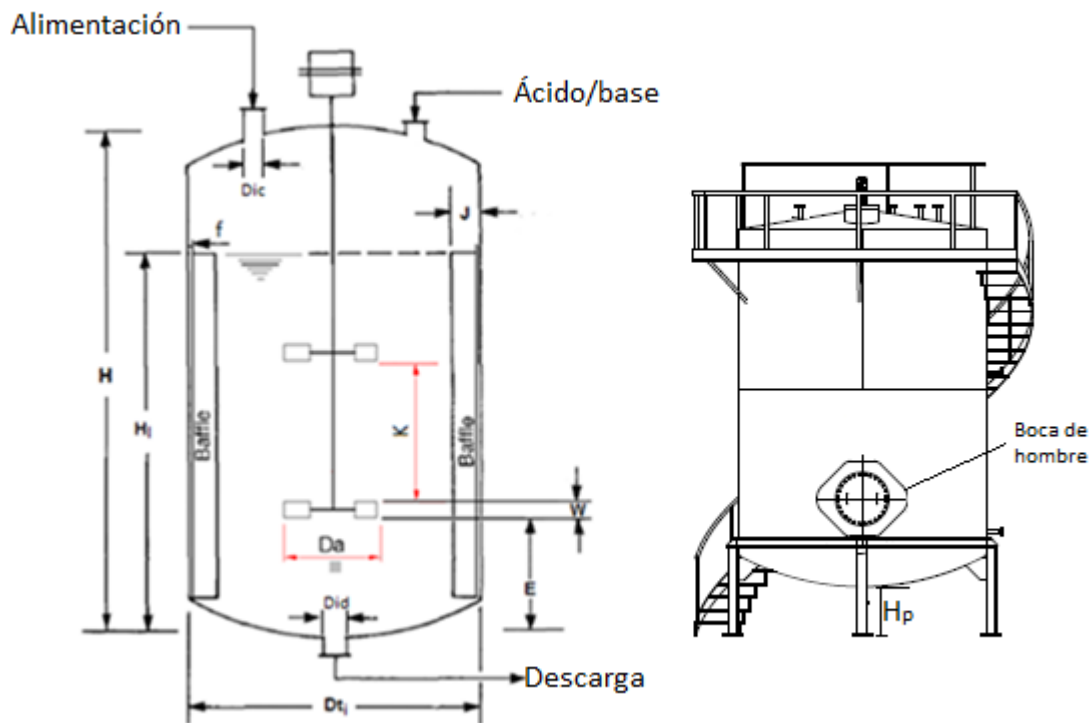


Figura 8.18: Cuerpo del reactor.

Semejanzas geométricas (Huisdrukkerij Suiker Unie 1984):

$$\frac{D_a}{D_{t_1}} = 0,30 ; \frac{E}{D_{t_1}} = 0,33 ; \frac{W}{D_a} = 0,2 ; \frac{J}{D_{t_1}} = 0,09 ; \frac{K}{D_{t_1}} = 1 ; \frac{f}{D_{t_1}} = 0,02 ; \lambda = \frac{H}{D_{t_1}} = 2$$

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

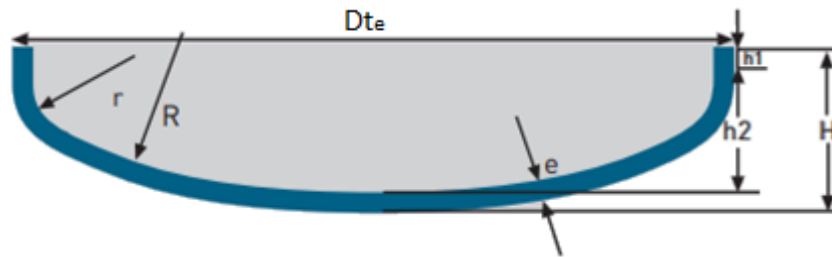


Figura 8.19: Tapa y fondo del reactor tipo toriesfércio Kloppper.

Semejanzas geométricas (*Fondeyur*)

$$R = Dt_e ; Dt_e = Dt_i + 2 * e ; r = 0,1 * Dt_e ; h1 = 3,5 * e ; h2 = 0,1935 * Dt_e - 0,455 * e$$

Al realizar una única fermentación batch semanal que cumpla con la demanda de producto preestablecida, no es necesario tener en cuenta los tiempos muertos del proceso al realizar el cálculo de la productividad. Considerando la masa total a fermentar y la densidad de la mezcla, se calcula el volumen de líquido almacenado en el tanque.

$$\rho = \frac{\text{masa}}{\text{volumen líquido}} \rightarrow V_l = \frac{m}{\rho} = \frac{20099,35\text{kg}}{1022 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = V_l = 19,66\text{m}^3$$

Parámetros adoptados:

- Margen de seguridad= 30%
- Esbeltez $\rightarrow \lambda = \frac{\text{Diámetro tanque}(Dt_i)}{\text{altura tanque}(H)} = 2$
- Altura respecto del piso (H_p)=1m
- Número de agitadores (N)=2

Volumen del tanque = (Volumen líquido * 1,3 + Volumen tope y fondo)

$$\text{Volumen cilindro} = \text{Volumen liquido} * 1,3 = 25,55\text{m}^3$$

$$V \text{ cilindro} = \text{Área} * \text{Altura} = A * H$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

$$A = \pi * \frac{Dt_i^2}{4}, Dt_i = \text{Diámetro interno del tanque. } \lambda = \frac{H}{Dt_i} = 2 \rightarrow H = 2 * Dt_i$$

$$\therefore Vt = \pi * \frac{Dt_i^3}{2} = 25,55m^3 \rightarrow Dt_i = 2,53m \text{ y } H_c = 5m$$

$$\text{Volumen tope y fondo toriesférico} = 2 * (0,08089 * Dt_i^3) \rightarrow V_{top} + V_f = 2,6m^3$$

$$\text{Altura tope} = \text{Altura fondo} = H_t = H_f = 0,45m$$

$$\text{Altura total} = H = 2 * 0,45m + 5m = 5,9m$$

$$\text{Volumen del tanque} = Vt = (25,55m^3 + 2,6m^3) * 1,3 \rightarrow Vt = 28,2m^3$$

Cálculo del Hold-up:

Al adicionar aire a un tanque agitado, las burbujas tienden a arrastrar un volumen de líquido. La altura a la cual es arrastrada el líquido se llama Hold-up, dicho valor es un porcentaje de la altura total de líquido en el tanque. Para determinar este valor es necesario aplicar la siguiente correlación:

$$H_o (\%) = \left(\frac{P}{V}\right)^{0,4} * V_s^{0,5} \text{ Cátedra biotecnología}$$

$$H_o = \text{Hold - up (\%)}$$

$$\frac{P}{V} = \text{Potencia por unidad de volumen} \left(\frac{hp}{m^3}\right) \rightarrow \frac{P}{V} = 0,157 \frac{hp}{m^3}$$

$$V_s = \text{Velocidad lineal del aire en el tanque vacío} \left(\frac{m}{h}\right)$$

$$V_s = \frac{\text{Caudal aire}}{\text{Área transversal tanque}} = \frac{Q}{A_t} = \frac{149 \frac{m^3}{h}}{5m^2} \rightarrow V_s = 29,8 \frac{m}{h}$$

$$H_o(\%) = 3\%$$

$$\%V_{ocupado} = \frac{V_{Hold-up} + V_{líquido}}{V_{tanque}} \rightarrow \%V_{ocupado} = 75\%$$

$$H_l (\text{altura del líquido}) = H_{fondo} + H_{cuerpo} + H_{hold-up} \rightarrow H_l = 4,30m$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Selección del material de construcción:

Para construir dicho reactor se utiliza acero inoxidable ASTM 304, cuyas especificaciones son:

Acero inoxidable ASTM 304	
Densidad (ρ)	7930 kg/m ³
Tensión máxima admisible (S)	17600psi ~30°C
Temperatura de diseño (T)	30°C
Espesor por corrosión (C1)	0,001m
Espesor por fabricación (C2)	0,0018m

Tabla 8.1: Tensión máxima admisible de Aceros inoxidables en función de la temperatura.

Fuente: Vam Industry – Manual de cálculos.

Presión de diseño:

Para determinar la presión en el fondo del tanque es necesario calcular la presión que se ejerce por altura de líquido alojado, a esta se le suma la presión externa que se ejerce sobre la parte superior del líquido. Se sobredimensiona la presión de diseño considerando un margen de seguridad del 15%.

$$\text{Presión de diseño} = P_d = (P_{\text{hidroestática}} + P_{\text{externa}}) * 1,15$$

$$P_{\text{hidroestática}} = \rho_{\text{líquido}} * g * H_{\text{líquido}} \rightarrow P_h = 1022 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 5,05\text{m} = 50579 \frac{\text{kg}_f}{\text{m}^2}$$

$$P_h = 4,9\text{atm} \text{ y } P_{\text{externa}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_d = (1\text{atm} + 4,9\text{atm}) * 1,15 \rightarrow P_d = 6,785\text{atm}$$

Cálculo del espesor del tanque:

El criterio del cálculo de espesores se basa en los dos tipos de fallas posibles, por inestabilidad elástica y por presión hidrostática. Por lo tanto se debe tener en cuenta que las planchas metálicas no deben perder su figura y soportar su peso propio, además deben tener el espesor suficiente para resistir la presión del líquido que contiene.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Para calcular el espesor del cuerpo cilíndrico (τ_c) de un tanque de almacenamiento vertical se utiliza la siguiente ecuación.

$$\tau_c = \frac{P_d * \frac{Dt_i}{2}}{S * E - 0,6 * P_d} + C1 + C2$$

E = Eficiencia de soldadura = 0,85 Vam Industry 1997

P_d = Presión de diseño (psi)

S = Módulo de elasticidad (psi)

C1 = Espesor por corrosión (m)

C2 = Espesor por fabricación (m)

$$\tau_c = \frac{6,785\text{atm} * \frac{14,7\text{psi}}{1\text{atm}} * 1,16\text{m}}{18800\text{psi} * 0,85 - 0,6 * 6,785\text{atm} * \frac{14,7\text{psi}}{1\text{atm}}} + 0,001\text{m} + 0,0018\text{m}$$

$$\tau_c = 10,1\text{mm}$$

Para calcular el espesor de la tapa superior toriesférica del tanque se utiliza la siguiente ecuación, teniendo en cuenta que la única presión ejercida en la tapa es la presión atmosférica.

$$\tau_s = \frac{P_d * Dt_i * M}{2 * S * E - 0,2 * P_d} + C1 + C2$$

$$M = f\left(\frac{Dt_i}{r}\right) = 1,54 \text{ Vam Industry 1997}$$

$$\tau_s = \frac{1\text{atm} * \frac{1,013\text{bar}}{1\text{atm}} * 2320\text{mm} * 1,54}{2 * 18800\text{psi} * \frac{0,06895\text{bar}}{1\text{psi}} * 0,85 - 0,2 * 1\text{atm} * \frac{1,013\text{bar}}{1\text{atm}}} + 1\text{mm} + 1,8\text{mm}$$

$$\tau_s = 4,44\text{mm}$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Para calcular el espesor del fondo toriesférico del tanque se utiliza la siguiente ecuación:

$$\tau_f = \frac{P_d * Dt_i * M}{2 * S * E - 0,2 * P_d} + C1 + C2$$

$$\tau_f = \frac{6,78\text{atm} * \frac{1,013\text{bar}}{1\text{atm}} * 2320\text{mm} * 1,54}{2 * 18800\text{psi} * \frac{0,06895}{1\text{psi}} * 0,85 - 0,2 * 6,78\text{atm} * \frac{1,013\text{bar}}{1\text{atm}}} + 1\text{mm}$$

$$+ 1,8\text{mm}$$

$$\tau_f = 13,95\text{mm}$$

De acuerdo a la normativa de construcción API 650, los cálculos de espesores y la disposición comercial de las planchas de acero inoxidable, se selecciona un espesor de 12mm para el cuerpo cilíndrico, tapa de 5mm y fondo de 14mm.

Consideraciones del diseño geométrico:

- Se coloca una "boca de hombre" para permitir la entrada de operarios al interior para tareas de limpieza y el mantenimiento del mismo.
- El fermentador se equipa con una mirilla para inspeccionar el contenido del reactor.
- Dispone de un rompedor de espuma en la parte superior del tanque.
- Entrada de ácido/base para regular el pH en condiciones desfavorables.

Dimensiones del tanque - R-01	
Fabricante	SIMM inoxidables
Material Acero inoxidable ASTM 304	
Cuerpo del tanque	
Volumen del tanque (Vt)	28,2m ³

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Volumen ocupado (% V_o)	75%
Diámetro interno del tanque (D_{ti})	2,53m
Altura del tanque (H)	5,9m
Altura del líquido (H_l)	4,3m
Altura de la descarga respecto al piso (H_p)	1m
Diámetro del rodete (D_a)	0,74m
Número de agitadores	2
Altura del fondo al rodete (E)	0,83m
Ancho del rodete (W)	0,15m
Espesor del bafle (J)	0,21m
Espacio entre bafle y pared (f)	0,05m
Distancia entre rodetes (K)	2,53m
Número de Baffles	4
Espesor (τ_c)	12mm
Diámetro boca de hombre (D_b)	0,6m
Tope y fondo del tanque	
Tipo de tapa y fondo	Toriesférico (Klopper)
Radio esférico interior (R)	2,34m
Radio rebordeo interior (r)	0,234m
Altura pestaña parte recta (h_1)	39mm
Altura parte curva (h_2)	0,46m
Espesor tope (τ_s)	5mm
Espesor fondo (τ_f)	14mm
Diámetro externo de las boquillas de carga	76,2mm = 3pulgadas

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

y descarga (D_{i_c} , D_{i_d})	
--------------------------------------	--

Diseño del sistema de enfriamiento

Para eliminar el calor generado en la fermentación y mantener la temperatura del reactor en 30 °C, se utiliza un serpentín sumergido, en el cual ingresa como fluido refrigerante agua de red a 25°C. Para realizar el diseño del equipo de transferencia de energía se parte de los datos aportados por el Capítulo 7 – Balance de masa y energía, los cuales se resumen a continuación:

Datos balance de masa y energía		
Calor intercambiado (Q)	39262,12 Btu/h	
Fluido	Agua	Medio de fermentación
Caudal	7496 lb/h	44311,5 lb
T° Entrada	77°F	86°F
T° Salida	82,4°F	86°F
ΔT MDL	3,27°F	
Propiedades		
Densidad (ρ)	62,2 lb/pie ³	63,27 lb/pie ³
Viscosidad (μ)	2,23 lb/pie*h	2,16 lb/pie*h
Calor específico (Cp)	0,99 Btu/lb*°F	0,966 Btu/lb*°F
Conductividad térmica (k)	0,35 Btu/h*pie ² *°F/pie	0,342 Btu/h*pie ² *°F/pie

Se utiliza como base teórica de cálculo la bibliografía “Procesos de transferencia de calor - Donald Kern 1996”. Considerando la siguiente expresión para un proceso de convección forzada de transferencia de calor:

$$Q = U_d \cdot A \cdot \Delta T \text{ MDL}$$

$$Q = \text{Calor transferido} \left(\frac{\text{BTU}}{\text{h}} \right)$$

$$A = \text{Área de transferencia de calor (pie}^2\text{)}$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

$$U_d = \text{Coeficiente total de transferencia de calor} \left(\frac{\text{BTU}}{\text{h} * \text{pie}^2 * ^\circ\text{F}} \right)$$

$$\Delta T_{MDL} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\text{LN} \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2}} = \text{Para flujo cruzado}$$

Para determinar el área requerida de transferencia de calor, es necesario conocer el coeficiente global de transferencia de calor (o coeficiente sucio U_d), para ello previamente se calcula el coeficiente limpio de transferencia de calor (U_c) en función de los correspondientes coeficientes de película.

$$n = \text{revoluciones del agitador mínimas} \rightarrow n = 0,25 \frac{\text{rev}}{\text{s}}$$

$$\text{Número de reynolds dentro del tanque} = NRe = \frac{Da^2 * n * \rho}{\mu}$$

$$NRe = \frac{(0,74\text{m})^2 * 0,25 \frac{\text{rev}}{\text{s}} * 1022 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00089 \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}}} \rightarrow NRe = 157200$$

$$\begin{aligned} \text{Coeficiente de transferencia de calor} &= J \\ &= 1500 \text{ (Figura 20.2 – Donald Kern 1996)} \end{aligned}$$

$$\text{Coeficiente de película exterior de los tubos} = h_c = J * \frac{k}{Dt_i} * \left(\frac{C_p * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_c = 123,18 \frac{\text{BTU}}{\text{h} * \text{pie}^2 * ^\circ\text{F}}$$

Para calcular el coeficiente de película en el interior del tubo donde circula el agua de enfriamiento, previamente se adoptan las dimensiones geométricas del tubo del serpentín (Tabla 10 – Donald Kern 1996).

- Material: Acero al carbono (IPS)
- Diámetro externo del tubo (De_t): 1plg = 0,083pie
- Diámetro interno del tubo (Di_t): 0,782plg = 0,065pie
- Área de flujo por tubo (a_t): 0,479plg² = 0,0033pie²

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

- BWG: 12
- Superficie por pie lineal (S_e): $0,2618 \text{ pie}^2/\text{pie}$
- Diámetro externo de la vuelta del serpentín (De_s) $\rightarrow Dt_i - 2 * J_{\text{baffle}} - 2 * f >$
 $De_s > D_a$
- $De_s = 1,7\text{m} = 5,577\text{pie} = 66,93\text{pulg.}$

$$\text{Velocidad volumetrica de flujo (v)} = \frac{\text{Caudal volumétrico de agua}}{\text{Area de flujo del tubo}}$$

$$v = \frac{0,0335 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}}{0,0033 \text{pie}^2} \rightarrow v = 10 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$\text{Coeficiente de pelicula dentro del tubo} = h_i = 1700 \frac{\text{BTU}}{\text{h} * \text{pie}^2 * ^\circ\text{F}}$$

$$\begin{aligned} \text{Coeficiente de pelicula corregido dentro del tubo} &= h_{io} = h_i * \frac{D_i}{D_e} \\ &= 1330 \frac{\text{BTU}}{\text{h} * \text{pie}^2 * ^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Coeficiente total limpio de transferencia} &= U_c = \frac{h_c * h_{io}}{h_c + h_{io}} \rightarrow U_c \\ &= 114,7 \frac{\text{BTU}}{\text{h} * \text{pie}^2 * ^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

$$\text{Coeficiente de ensuciamiento} = R_d = 0,005 \text{ y } h_d = \frac{1}{R_d} = 200$$

$$U_d = \frac{U_c * h_d}{U_c + h_d} \rightarrow U_d = 72,9 \frac{\text{BTU}}{\text{h} * \text{pie}^2 * ^\circ\text{F}}$$

$$A = \frac{Q}{U_d * \Delta T \text{ MDL}} \rightarrow A = \frac{39262,12 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}}{72,9 \frac{\text{BTU}}{\text{h} * \text{pie}^2 * ^\circ\text{F}} * 3,27^\circ\text{F}} \rightarrow A = 164,7 \text{pie}^2$$

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

El área de transferencia por vuelta del serpentín = $A_s = \pi * D_{e_s} * S_e$

$$A_s = 4,58 \frac{\text{pie}^2}{\text{vuelta}}$$

El número de vueltas que tiene el serpentín dentro del tanque, se calcula como la razón del área de transferencia requerida y el área de transferencia por vuelta del serpentín:

$$N = \frac{A}{A_s} \rightarrow N = \frac{164,7\text{pie}^2}{4,58 \frac{\text{pie}^2}{\text{vuelta}}} \rightarrow N = 36 \text{ vueltas}$$

$$N = 36 + 2 \text{ (margen de seguridad)} = 38$$

$$A' = A_s * N \rightarrow A' = 174\text{pie}^2$$

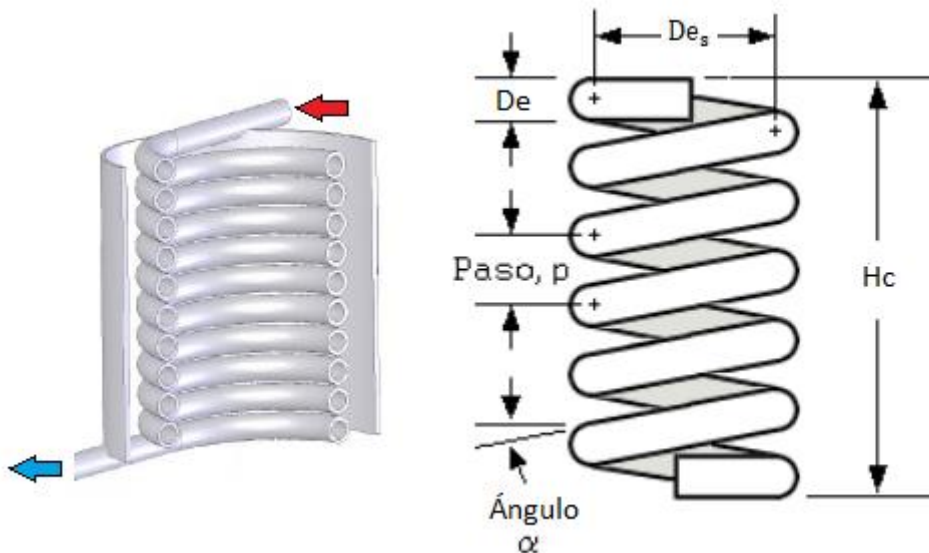
Volumen que ocupa el serpentín = $V_s = \pi * \frac{D_e^2}{4} * \text{longitud del serpentín}$

$$\text{Longitud del serpentín} = \pi * D_{e_s} * N \rightarrow L_s = 665,8\text{pie}$$

$$V_s = \pi * \frac{0,083\text{pie}^2}{4} * 665,8\text{pie} \rightarrow V_s = 3,6\text{pie}^3 = \text{Despreciable}$$

Diseño geométrico del serpentín:

Una vez determinado el diámetro de la tubería y la longitud del serpentín, se determinan las demás dimensiones. En la Figura 8.17 se muestra las dimensiones que definen a un serpentín helicoidal



**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Figura 8.20: Esquema de serpentín.

$$De_s = 5,577\text{pie}$$

$$D_e = 0,083\text{pie}$$

$$L_s = 665,8\text{pie}$$

$$N = 38$$

La longitud total del serpentín corresponde a la siguiente ecuación (Paul, Atiemo-Obeng, & Kresta, 2004):

$$L_s = N * \sqrt{p^2 + (\pi * De_s)^2}$$

$$\therefore p = 0,4\text{pie}$$

La altura de la hélice está sujeta a la ecuación:

$$H_c = N * p + D_e \rightarrow H_c = 15,2\text{pie}$$

El ángulo de la hélice está dado por la ecuación:

$$\alpha = \tan^{-1} \left(\frac{p}{\pi * De_s} \right) \rightarrow \alpha = 1,3^\circ$$

Cálculo de la caída de presión en los tubos:

$$\text{Número de Reynolds en los tubos} = NR_t = \frac{Di_t * G_t}{\mu}$$

$$Di_t = \text{Diametro interno de los tubos} \rightarrow Di_t = 0,78\text{pulg} = 0,065\text{pie}$$

$$\mu = \text{Viscosidad del agua} = 2,23 \frac{\text{lb}}{\text{h} * \text{pie}}$$

$$\text{Velocidad másica} = G_t = \frac{\text{Caudal másico agua}}{\text{Area de flujo del tubo}} \rightarrow G_t = \frac{m_a}{a_t}$$

$$a_t = 0,479\text{plg}^2 = 0,00332\text{pie}^2, (\text{Tabla 10} - \text{Donald Kern})$$

$$G_t = 2257831 \frac{\text{lb}}{\text{h} * \text{pie}^2}$$

$$NR_t = 65811 \text{ Turbulento}$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Factor de fricción de Fanning = $f = 0,0002$, (*Figura 3.11 – Donald Kern*)

Gravedad específica del agua = $s_a = 1$

$$\text{Caída de presión en los tubos} = \Delta P = \frac{f * L_s * G_t^2}{5,22 * 10^{10} * s_v * Di_t}$$

$$\Delta P_t = 5,6 \frac{\text{lb}}{\text{plg}^2}$$

Serpentín helicoidal - R-01		
Fabricante	SIMM inoxidable	
Disposición	Tipo de flujo	Paralelo
	Tubos	Agua
	Tanque	Medio
<i>Parámetros dinámicos de los fluidos</i>		
Fluido	Agua	Medio
Temperatura de entrada	77°F	86°F
Temperatura de salida	82,4°F	86°F
ΔT MDL	3,27°F	
Calor intercambiado (Q)	39262,12 Btu/h	
Coefficiente total de transferencia de calor (U_d)	$72,9 \frac{\text{BTU}}{\text{h} * \text{pie}^2 * ^\circ\text{F}}$	
<i>Tubos</i>		
Material	Acero al carbón IPS	
BWG	12	
Diámetro externo (De)	1plg.	
Superficie por pie lineal (S_e)	0,2618pie ² /pie	
Área de transferencia requerida (A)	164,7pie ²	
Área de transferencia diseñada (A')	174 pie ²	
Exceso de área	5%	
Diámetro externo del serpentín (De_s)	5,577pie	

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Diámetro interno del serpentín (D_{e_i})	5,56pie
Número de vueltas	38
Área de transferencia por vuelta de serpentín (A_s)	4,58pie ² /vuelta
Paso del serpentín (p)	0,4pie
Altura del serpentín (H_c)	15,2pie
Altura de entrada del serpentín (H_e)	15,85pie
Altura de salida del serpentín (H_s)	0,65pie
Longitud del serpentín (L_s)	665,8pie
Ángulo de la hélice (α)	1,3°
<i>Caída de presión</i>	
Tubos (ΔP_t)	5,6lb/plg ²
Tanque	-

Diseño del sistema de agitación

El mezclado es una operación física cuyo objetivo es homogenizar el fluido, eliminando gradientes de concentración y temperatura. Para crear las condiciones ambientales óptimas para la fermentación, los biorreactores deben proporcionar a las células acceso a todos los sustratos, incluyendo el oxígeno. No es suficiente con llenar el fermentador con el medio rico en nutrientes, ya que a menos que el cultivo se encuentre bien mezclado, se forman zonas muertas, este problema aumenta si la mezcla no mantiene en suspensión uniforme la biomasa. La mezcla se puede alcanzar de diferentes maneras, siendo la más común en este tipo de procesos la agitación mecánica mediante un rodete adecuado.

Para determinar las condiciones del agitador a escala industrial se utiliza el método propuesto por Geankoplis 1998. Partiendo de un ensayo laboratorio y considerando la potencia por unidad de volumen constante para ambos procesos, se calcula el factor de cambio de escala, el cual permite encontrar las características dinámicas del sistema industrial.

$$\text{Aumento de escala} = R = \left(\frac{V_{r2}}{2 \cdot V_{r1}} \right)^{1/3} = 31,8$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Vr1 = Volumen del reactor piloto
Vr2 = Volumen del reactor industrial

Cálculo de potencia del agitador

Una vez calculadas las dimensiones del reactor se definen las características del sistema de agitación, se adoptan dos agitadores de turbina tipo Rushton con seis aspas planas verticales rectas equidistantes (Penny W.R.), además dispone de 4 deflectores para evitar la formación de vórtice. Las características del sistema son:

- El flujo generado por este impulsor es una combinación radial y axial.
- Permite mantener sólidos en suspensión y homogenizar líquidos viscosos.
- Material de construcción: Acero inoxidable ASTM 304.

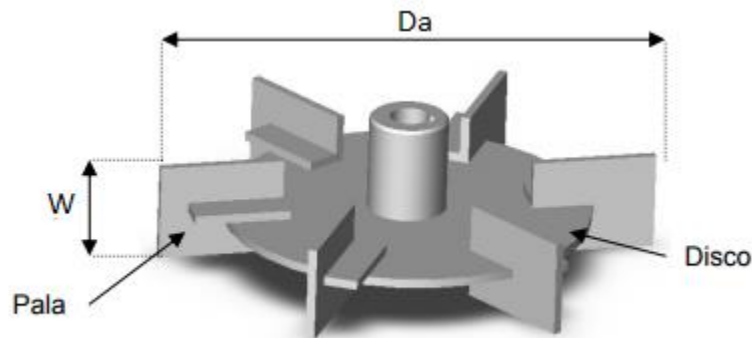


Figura 8.21: Rodete del agitador.

La potencia necesaria para la agitación debe estimarse a partir de la geometría del sistema y las condiciones del fluido, las cuales se resumen a continuación:

$$\text{Velocidad de giro del agitador máxima} = n = 1 \frac{\text{rev}}{\text{s}}$$

$$\text{Número de agitadores} = 2$$

$$\text{Diámetro del agitador} = Da = 0,74\text{m}$$

$$\text{Ancho del agitador} = W = 0,15\text{m}$$

$$\text{Densidad del fluido} = \rho = 1022 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Viscosidad del fluido} = \mu = 0,000899 \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}} \text{ (CHEMCAD)}$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

$$\text{Número de Reynolds} = NRe = \frac{n * Da^2 * \rho}{\mu} = 157200 \text{ Turbulento}$$

$$\text{Número de potencia} = K_t = 5 \text{ Mc Smith 1991}$$

$$\text{Potencia necesaria para la agitación} = P = 2 * K_t * n^3 * Da^5 * \rho$$

$$P = 2268 \text{ Watts} = 3,1 \text{ hp}$$

Cuando se inyecta un gas en un líquido se reduce el consumo de potencia del agitador, producto de la disminución de densidad de la mezcla y la menor resistencia del flujo de fluido, por lo tanto mediante la correlación empírica de Katho – Yoshida 1985, se calcula la potencia real necesaria

$$\frac{P_g}{P} = 0,10 * \left(\frac{F_g}{N * V_l} \right)^{-0,25} * \left(\frac{N^2 * Da^4}{g * W * V_l^{\frac{2}{3}}} \right)^{-0,2}$$

$$P_g = \text{Potencia de agitación con aire} = 2268 \text{ Watts}$$

$$F_g = \text{Caudal volumétrico de gas} = 0,041 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}; \text{ (dato del balance de masa)}$$

$$N = \text{Velocidad del agitador} = 1 \text{ rps}$$

$$Da = \text{Diámetro del impulsor} = 0,74 \text{ m}$$

$$W = \text{Ancho de las paletas del impulsor} = 0,15 \text{ m}$$

$$V_l = \text{Volumen de líquido} = 19,66 \text{ m}^3$$

$$g = \text{Aceleración de la gravedad} = 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$P = 3 \text{ hp}$$

Selección del motor eléctrico y caja reductora:

Para determinar que motor adoptar se debe tener en cuenta dos parámetros básicos, la potencia nominal requerida y la velocidad máxima de giro del agitador.

$$P = 3 \text{ hp}$$

$$n = 60 \text{ rpm}$$

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Esta potencia es la que se debe suministrar directamente al eje del agitador, cabe tener en cuenta el rendimiento global de la transmisión de energía mecánica del motor al agitador. Existen pérdidas de potencia generadas por el reductor, acoplamientos, y cierre mecánico, con lo cual el rendimiento habitual para este tipo de transformaciones es de aproximadamente un 95%, con lo que:

$$P = \frac{P}{\eta} = \frac{3\text{hp}}{0,95} = 3,15\text{hp}$$

Seleccionamos en un catálogo aquel motor que tenga una potencia de salida igual o mayor a la calculada.

Los motores de corriente alterna de inducción funcionan a un régimen nominal de vueltas y para adaptar dicha velocidad a la velocidad requerida en el proceso es necesario reducirla mediante el uso de un reductor. Para determinar cuál utilizar se decide consultar catálogos y seleccionar, en función de la potencia de entrada y de la relación de reducción el más adecuado.

$$\text{Relacion de reducción} = i = \frac{\text{Velocidad de giro del motor}}{\text{Velocidad de giro del agitador}}$$

$$i = \frac{n \text{ motor}}{n \text{ agitador}} = \frac{970 \text{ rpm}}{60 \text{ rpm}} = 16,1$$

En la tabla siguiente se resumen las características del motor y la caja reductora adoptados. Para el fermentador se adopta un motor de WEG S.A., de acuerdo a la potencia solicitada. La velocidad de giro calculada para el cambio de escala se tendrá en cuenta para la adopción de la caja reductora. La misma se adopta de la firma LENTAX S.A.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Motor eléctrico y caja reductora			
Motor eléctrico		Caja reductora	
Fabricante	WEG	Fabricante	LENTAX
Tipo	Motor de inducción de rotor en jaula de ardilla Trifásico Corriente alterna	Tipo	Reductor coaxial de engranajes dentados helicoidal
Serie	W22-IE4 Super <i>Premium Efficiency</i>	Modelo	DP100
Carcasa	132S	Relación de reducción (i)	16
Potencia mecánica	4 hp	Factor de servicio (F _s)	1,15
Rendimiento	89,3%	Factor de seguridad (F _z)	3,4
Rotación nominal	970 rpm	Potencia nominal	8hp
Número de polos	6	Potencia equivalente	3,5hp
Frecuencia	50 Hz	Rendimiento	95%
Masa	61 kg	Masa	40kg

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Tensión nominal	220/380 V	-	-
-----------------	-----------	---	---

Diseño del sistema de aireación

El aire se inyecta por la parte inferior del tanque y es distribuido por un difusor de burbuja gruesa, que posee pequeños orificios espaciados regularmente. El chorro de aire que sale de cada orificio es "golpeado" por las paletas del rodete generando de este modo miles de pequeñas burbujas de aire, desde las cuales difunde el O₂ hacia el seno del líquido.

Dada la importancia de la esterilización en el medio de cultivo, para evitar el ingreso de microorganismos indeseados, es sumamente importante que el aire que se suministra al reactor se encuentre también esterilizado, para ello se utiliza un filtro de aire.

Adopción de filtros de aire

Un filtro de aire línea es un equipo que se utiliza para el tratamiento del aire comprimido. Su principal misión es retener impurezas de todo tipo, incluyendo partículas, bacterias, y virus.

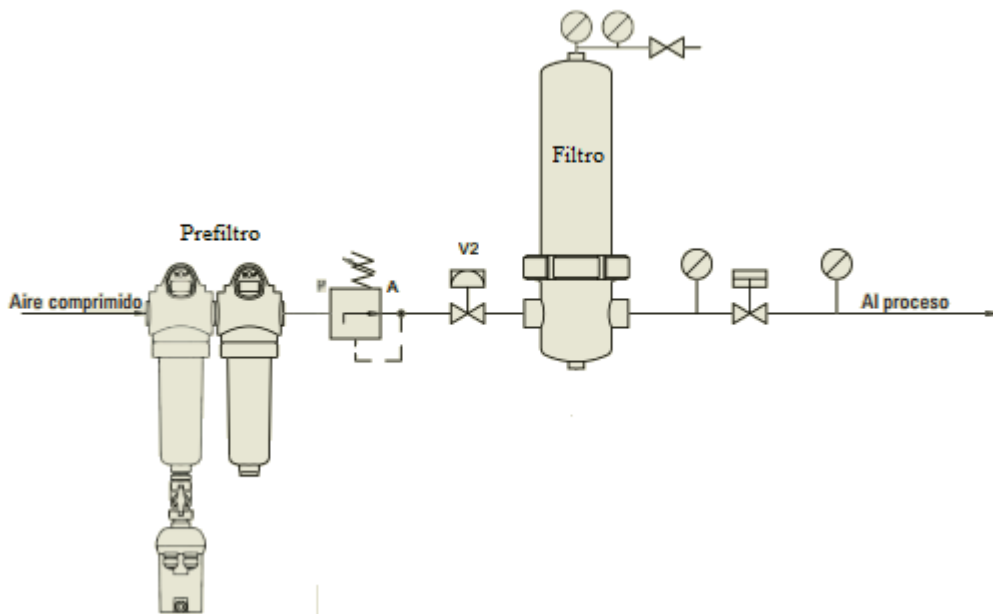


Figura 8.22: Sistema de esterilización de aire.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

En primer lugar se coloca un pre-filtro, el cual se instala después del compresor. Su principal misión es eliminar las partículas gruesas que podrían ser aspiradas por el compresor y para aumentar la eficiencia de los filtros específicos posteriores de la misma línea. La mayoría de los fabricantes ofrecen estos filtros con capacidad coalescente, es decir, que pueden eliminar una pequeña cantidad de agua y aceite al mismo tiempo que eliminan las partículas sólidas. En este proyecto se escoge un pre-filtro para retener impurezas grandes y mejorar el rendimiento en el filtro final. Se adopta el mismo para el proceso de inóculo también.

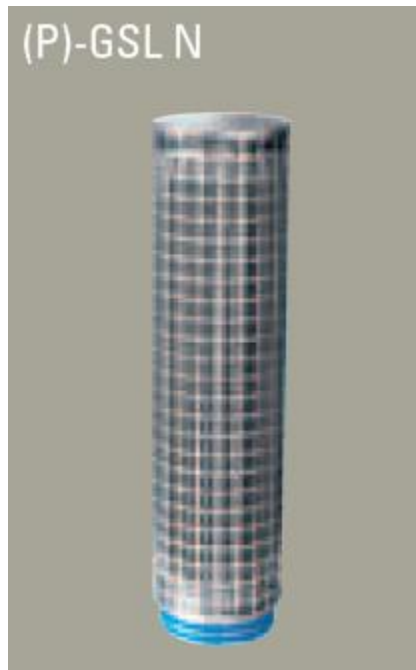


Figura 8.23: Prefiltros de aire para partículas de hasta 1 μ m.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Pre-filtro para aire comprimido	
Fabricante	DONALDSON
Modelo	(P)-GSL N
Medio filtrante	Fibra de acero inoxidable o malla de acero inoxidable 1.4301 (304)
Presión diferencial máxima (bar)	10
Tasas de retención (μm)	1 absoluta*
Cantidad	2

* Tasas de retención en aire

Para la esterilización final del aire se adopta un filtro bactericida el cual garantiza las condiciones del aire necesarias para la fermentación.



Figura 8.24: Filtro final bactericida para esterilización de aire.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Filtro final para aire de fermentación	
Fabricante	DONALDSON
Modelo	(P)-SRF
Medio filtrante	Borosilicato
Presión diferencial máxima (bar)	5 bar (independientemente de la dirección de flujo)
Tasas de retención (µm)	0,2; esteril LRV > 7/cm ²
Cantidad	2

Debido a que la fermentación en este proyecto es batch, la esterilización del filtro no se realiza de manera continua con vapor, se procede retirando el filtro, y lavándolo con peróxido de hidrógeno.

Adopción del compresor de aire

Del balance de masa se obtienen las masas totales del suministro de aire. Con la ecuación de gases ideales se convierten estas en los volúmenes bajo condiciones normales de presión y temperatura (273 K y 1 atm).

Masa total requerida en la fermentación: 100054 kg. Caudal másico 1389,6 kg/h

Masa total requerida en el inóculo: 1667 kg. Caudal másico 69,4 kg/h.

$$V = \frac{Q_m * R * T_N}{p_m * P_N}$$

T_N = Temperatura en condición normal = 273°K

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

P_N = Presión en condición normal = 1atm

Q_m = Caudal másico

Para dimensionar el sistema de suministro de aire requerido para el inóculo y el fermentador, se suman los caudales volumétricos normales de ambas operaciones. Se toma como margen de seguridad un 5% para compensar cualquier fuga en las conexiones.

$$Q_v = V_f + V_i$$

$$Q_t = Q_v + Q_v * 0,05$$

V_f = Caudal volumétrico de aire en el fermentador en condiciones normales

V_i = Caudal volumétrico de aire en el inóculo en condiciones normales

Q_t = Caudal total de aire necesario

Para convertir este caudal en las condiciones de trabajo del compresor utilizando la ecuación de gases ideales y teniendo en cuenta que la masa de aire es la misma, se obtiene la relación:

$$\frac{Q_t * P_N}{T_N} = \frac{Q_{op} * P_{op}}{T_{op}}$$

Despejando Q_{op}

$$Q_{op} = Q_t * \frac{T_{op}}{T_N} * \frac{P_N}{P_{op}}$$

Q_{op} y la presión de trabajo P_{op} se utilizan para la selección del compresor, mientras que T_{op} se adopta como la temperatura ambiente.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Figura 8.25: Unidad compresora de aire

Compresor de aire	
Fabricante	SULLAIR-ARGENTINA
Tipo	Eléctrico estacionario de velocidad constante
Modelo	Línea S-energy 2209
Caudal efectivo (m ³ /min)	3,4
Presión de trabajo (kg/cm ² - bar)	9 - 9,17745
Potencia nominal del motor (kW)	30
Peso operativo (kg)	658

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Adopción del difusor de aire

Para la selección del difusor, se tiene en cuenta el caudal de aire necesario, la cantidad de difusores y el espacio interior ocupado por los difusores. El caudal de aire en condiciones normales calculado para el fermentador es de 1073,32 Nm³/h y de 53,6 Nm³/h para el inóculo, el diámetro del fermentador es de 2,32 m y del inóculo es de 0,86 m.

Difusor de aire	
Fabricante	Diffuser Express
Tipo	Difusor de burbuja gruesa PermaCap™
Modelo	00831-Medio de 3/4 de pulgada
Flujo de aire de diseño (Nm ³ /h)	1–13
Diámetro del difusor (mm)	127
Material de la membrana	EPDM



Figura 8.26: Difusor de burbuja gruesa PermaCap™.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Para determinar el número de difusores necesarios se estima con la siguiente ecuación. Se supone que cada difusor trabaja con el máximo caudal posible de acuerdo con las especificaciones de fábrica.

$$N^{\circ} \text{ difusores} = \frac{\text{Caudal necesario}}{\text{Caudal por difusor}}$$

$$N^{\circ} \text{ difusores} = \frac{1073,32 \text{ Nm}^3 / \text{h}}{13 \text{ Nm}^3 / \text{h}}$$

$$N^{\circ} \text{ difusores} = 83$$

Y para el inóculo es:

$$N^{\circ} \text{ difusores} = \frac{53,6 \text{ Nm}^3 / \text{h}}{13 \text{ Nm}^3 / \text{h}}$$

$$N^{\circ} \text{ difusores} = 4$$

Mediante un calculador de empaquetamiento de círculos, se verifica si dentro de la circunferencia del fermentador e inóculo entra la cantidad de difusores calculados.

- Número máximo de difusores que ingresan en el fermentador: 304
- Número máximo de difusores que ingresan en el inóculo: 34

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<input type="text" value="2,53"/> inside diameter of outside larger circle (in, mm, m ..) <input type="text" value="0.127"/> outside diameters of inside smaller circles (in, mm, m ..) <input type="button" value="calculate!"/>	<input type="text" value="0.86"/> inside diameter of outside larger circle (in, mm, m ..) <input type="text" value="0.127"/> outside diameters of inside smaller circles (in, mm, m ..) <input type="button" value="calculate!"/>
Maximum number of smaller pipes or circles inside the larger one: 304	Maximum number of smaller pipes or circles inside the larger one: 34

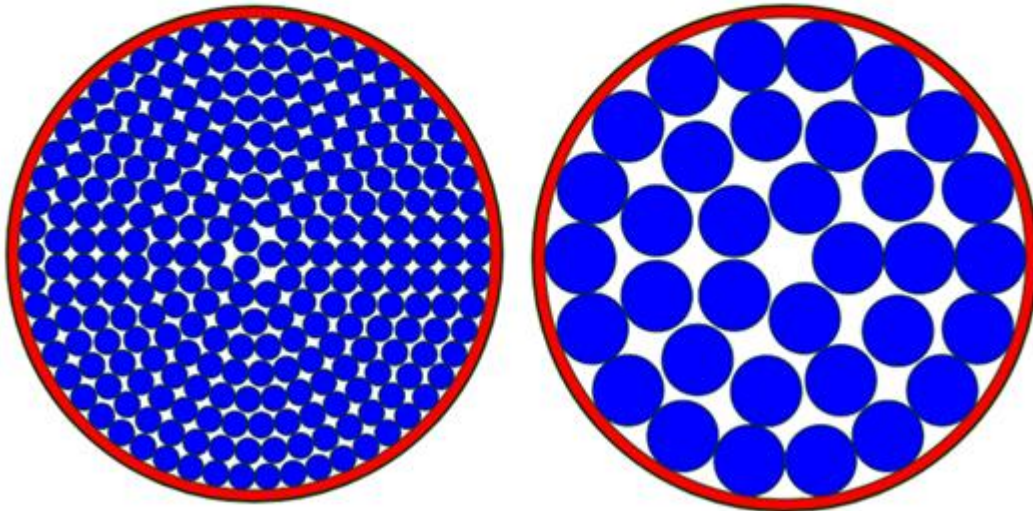


Figura 8.27: Empaquetamiento de círculos para el fermentador e inóculo.

DISEÑO INÓCULO – R-02

Para el diseño del pre fermentador o inóculo se utilizan los mismos criterios del fermentador. El sistema de aireación está contemplado en el sistema de compresor, filtros y difusores del fermentador.

Dimensiones del tanque - R-02	
Fabricante	SIMM inoxidables
Material Acero inoxidable ASTM 304	
Cuerpo del tanque	
Volumen del tanque (Vt)	1,45m ³
Volumen ocupado (% V _o)	75%

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Diámetro interno del tanque (D_t)	0,86m
Altura del tanque (H)	2,36m
Altura del líquido (H_l)	1,86m
Altura de la descarga respecto al piso (H_p)	1m
Diámetro del rodete (D_a)	0,275m
Número de agitadores	1
Altura del fondo al rodete (E)	0,28m
Ancho del rodete (W)	0,055m
Espesor del bafle (J)	0,077m
Espacio entre bafle y pared (f)	0,017m
Número de Baffles	4
Espesor (τ_c)	52mm
Diámetro boca de hombre (D_b)	0,6m
Tope y fondo del tanque	
Tipo de tapa y fondo	Toriesférico (Klopper)
Radio esférico interior (R)	0,87m
Radio rebordeado interior (r)	0,087m
Altura pestaña parte recta (h_1)	17mm
Altura parte curva (h_2)	15mm
Espesor tope (τ_s)	4mm
Espesor fondo (τ_f)	5mm
Diámetro externo de las boquillas de carga y descarga (D_{i_c} , D_{i_d})	76,2mm = 3pulgadas

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Serpentín helicoidal - R-02		
Fabricante	SIMM inoxidables	
Disposición	Tipo de flujo	Paralelo
	Tubos	Agua
	Tanque	Medio
<i>Parámetros dinámicos de los fluidos</i>		
Fluido	Agua	Medio
Masa	100kg/h	1003kg/h
Temperatura de entrada	77°F	86°F
Temperatura de salida	82,4°F	86°F
ΔT MDL	3,27°F	
Calor intercambiado (Q)	1070,7Btu/h	
Coeficiente total de transferencia de calor (U_d)	67,1 $\frac{BTU}{h * pie^2 * ^\circ F}$	
<i>Tubos</i>		
Material	Acero al carbón IPS	
BWG	20	
Diámetro externo (D_e)	0,5 plg.	
Superficie por pie lineal (S_e)	0,1309 pie ² /pie	
Área de transferencia requerida (A)	4,89 pie ²	
Área de transferencia diseñada (A')	5 pie ²	
Exceso de área	2%	
Diámetro externo del serpentín (D_{e_s})	1,968 pie	
Diámetro interno del serpentín (D_{e_i})	2,05 pie	
Número de vueltas	6	
Área de transferencia por vuelta de serpentín (A_s)	0,809 pie ² /vuelta	
Paso del serpentín (p)	0,6 pie	
Altura del serpentín (H_c)	3,6 pie	
Altura de entrada del serpentín (H_e)	4,6 pie	
Altura de salida del serpentín (H_s)	1 pie	
Longitud del serpentín (L_s)	37,10 pie	
Ángulo de la hélice (α)	6°	

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<i>Caída de presión</i>	
Tubos (ΔP_t)	9,65 lb/plg ²
Tanque	-

Motor eléctrico y caja reductora			
Motor eléctrico		Caja reductora	
Fabricante	WEG	Fabricante	LENTAX
Tipo	Motor de inducción de rotor en jaula de ardilla Trifásico Corriente alterna	Tipo	Reductor coaxial de engranajes dentados helicoidal
Serie	EExd IP55 (IEC-34) - TCVE	Modelo	DP100
Carcasa	70		
Potencia mecánica	0,33 hp	Factor de servicio (F_s)	1,15
Rendimiento	55%	Factor de seguridad (F_z)	2,5
Rotación nominal	900 rpm	Velocidad de salida	30 rpm

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Número de polos	6	Masa	
Frecuencia	50 Hz	Rendimiento	95%
Masa	11,2 kg	Relación de reducción (i)	6,3
Tensión nominal	220/380 V	Potencia nominal	14 hp
-	-	Potencia equivalente	0,38 hp

Sistema de limpieza y esterilización (in situ) con vapor

Los fermentadores industriales están diseñados para la esterilización "in situ" con vapor a presión. El reactor debe disponer de un número mínimo de estructuras internas, puertas, boquillas y otros accesorios, que aseguren que el vapor alcance a todas partes del equipo. Para que la esterilización sea efectiva, todo el aire del recipiente y de las tuberías de conexión debe ser desplazado por vapor. El reactor debe estar libre de grietas y zonas estancas donde puedan acumularse líquidos o sólidos, por lo que normalmente se utilizan soldaduras pulidas como métodos de unión.

Sistema de medición

Las principales preocupaciones en la industria de los bioprocesos es poder controlar el mismo, manteniendo las condiciones de la reacción biológica en todo el medio de cultivo. Una de las tareas más importantes es el sensado de los distintos parámetros de operación como son el pH, temperatura, oxígeno disuelto, nivel de líquido y presión interna (Nielsen y col 1994). Se adoptan los sistemas de control necesarios para estos parámetros.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

ADOPCIÓN DEL FILTRO DE CARBON ACTIVADO – F-01

Como se cita en el Capítulo 6, al líquido clarificado de la centrífuga se le realiza una filtración con carbón activado continua, con el objetivo de eliminar todos aquellos restos orgánicos y compuestos clorados. Además, esta operación se utiliza para decolorar y desodorizar la solución generando un producto final de mejor calidad.

La configuración del filtro consta de un lecho empacado de carbón activo granular con un soporte formado por una membrana metálica que retiene las partículas de carbón.

Balance de masa		
Corriente	Denominación	Caudal másico
W	Producto de fermentación libre de biomasa	2479,7kg/h
Y	Residuos clorados, orgánicos, Ac. grasos, etc.	0,37kg/h
Z	Filtrado	2479,33kg/h

Los filtros de carbón activado granular “Yardney” son sistemas de filtración que utilizan las cualidades de adsorción del medio para eliminar partículas dispersas en un fluido acuoso, las cuales son demasiado pequeñas para ser removidas por una filtración estándar. Estas filtraciones automáticas son muy eficaces en la eliminación de cloro, compuestos orgánicos, químicos, hidrocarburos, olores y sabores.

Este equipo posee un sistema de lavado con agua a contracorriente automático para facilitar el correcto funcionamiento por períodos prolongados de tiempo.

De acuerdo a las isothermas de Freundlich – Liliana Giraldo y Juan Carlos Moreno 1992, la adsorción de compuestos clorados, orgánicos, etc. es de 2,2mg de materia por gramo de carbón activo.

$$M = \frac{Y}{A}$$

$$Y = \text{Masa a retener} \sim 3 * 10^6 \text{mg}$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

$$A = \text{Adsorción} = 2,2 \frac{\text{mg}}{\text{g}}$$

$$M = \text{Masa de carbón activo} = 1370\text{kg}$$

$$\rho = \text{Densidad aparente del carbón activo granular} \\ = 500\text{kg/m}^3 \quad \text{David Ortiz Ramirez}$$

$$V_c = \text{Volumen de carbón activado} = 2,7\text{m}^3$$



Figura 8.28: Filtro de carbón activo.

Filtro de carbón activado - F-01	
Fabricante	Yardney USA
Modelo	GAC – 4872 – 2A

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Material	Acero al carbón
Exterior	Recubierto con pintura epoxi
Caudal máximo	58m ³ /h
Volumen de carbón activado	2,7m ³
Rango de temperatura de trabajo	4-50°C
Máxima presión de trabajo	6 atm
Área de filtrado	3,14m ²
Limpieza	Retrolavado con agua
Número de equipos	2
Conexión	Paralelo

DISEÑO DEL EVAPORADOR DE PELÍCULA DESCENDENTE – E-01

El diseño del equipo se realiza en el simulador CHEMCAD v6.1, tomando como referencia el proceso de evaporación del licor de azúcar de caña y remolacha, David Timothy Solberg – Donald Kern 1997.

El equipo diseñado para realizar la concentración del DHA es un evaporador de película descendente, en el cual la alimentación se introduce por la parte superior de los tubos de calentamiento y se distribuye uniformemente en su interior como una película fina que desciende por las paredes por efecto de la gravedad. La película de líquido empieza a hervir debido al calentamiento externo produciendo una evaporación parcial. El jugo se va concentrando para la formación de jarabe, el cual se extra por la parte inferior del equipo junto con el flujo de los vahos. Los vapores se separan del fluido concentrado mediante un separador ciclónico, para ser condensados.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Criterios de diseño:

- Se utiliza como medio calefactor vapor saturado a 120°C, el cual ingresa por la coraza en la parte superior y sale condensado en la parte inferior opuesta del equipo.
- La operación se lleva a cabo de forma continua en un tiempo de 8 horas.
- La presión de trabajo es 0,048 atm.
- El calor intercambiado se obtiene de balance de energía, Capítulo 7.
- La masa de vapor de calentamiento se obtiene por simulación en CHEMCAD v6.1.
- El equipo está elevado 1,5 metros del piso, con el fin de facilitar la descarga de solución concentrada por el fondo y ser bombeado a la siguiente operación

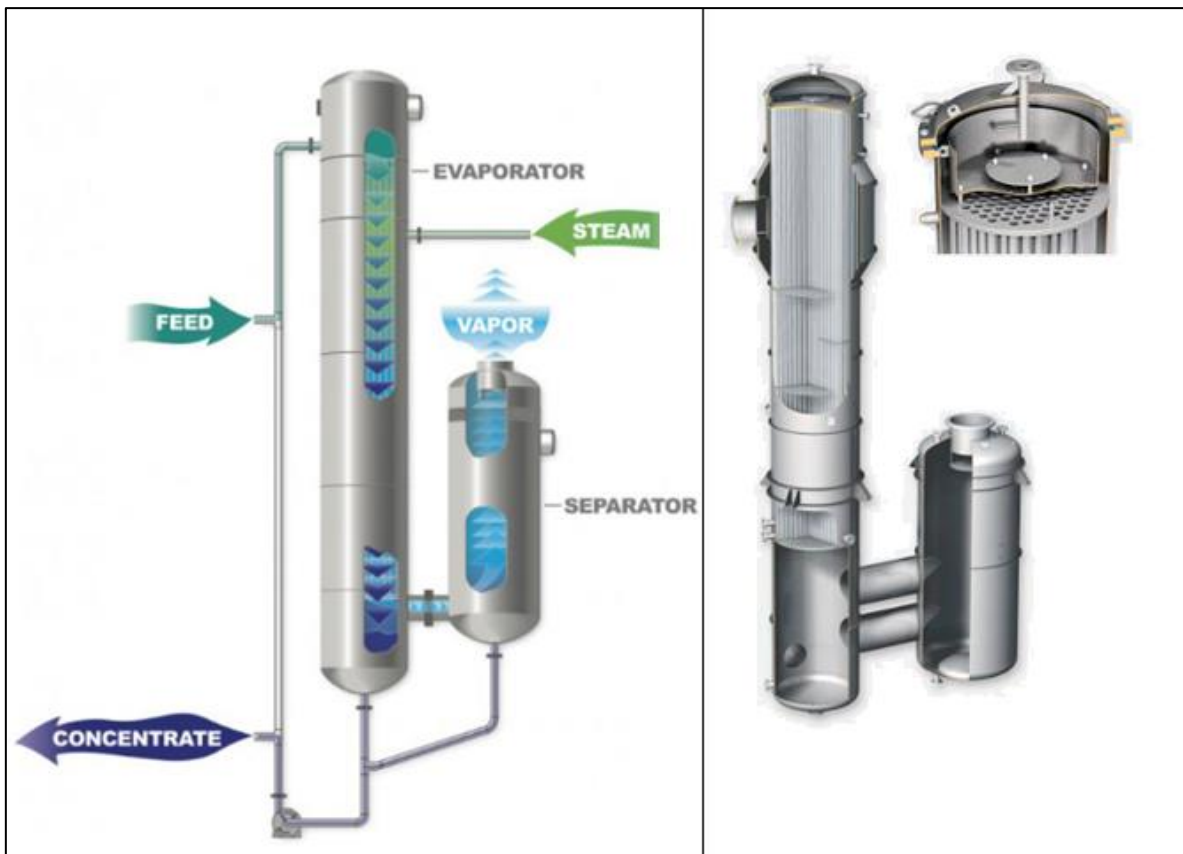


Figura 8.29: Evaporador de película descendente.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Evaporador de película descendente - E-01		
Fabricante	SERVINOX SR.	
Disposición	Tipo de flujo	Paralelo
	Tubos	Solución Z
	Coraza	Vapor
<i>Parámetros dinámicos de los fluidos</i>		
Fluido	Solución Z	Vapor
Temperatura de entrada (°C)	25	120
Temperatura de Salida (°C)	37,5	120
Caudal másico (kg/h)	2480	2600
Ud-Coeficiente total de transferencia de calor (Kcal/(h*m ² *C))	827,5	
<i>Especificaciones de construcción</i>		
Material	Acero al carbón A-285-C	
Área total (m ²)	20,73	
Área efectiva (m ²)	18,9	
Exceso (%)	22	
<i>Tubos</i>		
Longitud (m)	2,4	
Diámetro externo (cm)	5	
Diámetro interno (cm)	4,67	
BWG	16	
Número de tubos	55	
Tipo de arreglo	Cuadrado 90°	
Número de pasos	1	
<i>Coraza</i>		
Diámetro externo (cm)	62,54	
Diámetro interno (cm)	60	
Número de pasos	1	
Número de bafles	4	
Espesor de bafles (cm)	0,32	

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Orientación del bafle	Horizontal
Corte del bafle (% área de coraza)	20
<i>Caída de presión (atm)</i>	
Tubos	0.1584
Coraza	0.0022
<i>Cámara inferior de separación</i>	
Longitud (m)	30% Longitud de los tubos

Separador Líquido -Vapor - E-01		
Fabricante	SERVINOX SR.	
<i>Parámetros dinámicos de los fluidos</i>		
Fluido	Solución F1	Vapor E1
Caudal másico (kg/h)	150	2330
Caudal Volumétrico (m3/h)	0,1098	68625,1
Tiempo de retención (min)	10	
<i>Especificaciones de construcción</i>		
Diámetro interno (m)	1,38	
Espesor (cm)	0,635	
Altura (m)	1,85	
Volumen separador (m3)	3	
Tipo de cabeza	Toriosférica	

DISEÑO DE PRECIPITADOR DE SALES - P-01/P-02

La eliminación de sales del jarabe obtenido en el evaporador consiste en una precipitación, por cambio de solubilidad al agregar como solvente etanol. El procedimiento de la operación es discontinuo, en primer lugar se acumula la corriente de fondo del evaporador en el equipo y se le agrega etanol en la proporción 3:1 v/v. Luego se realiza una agitación para favorecer la mezcla de los fluidos miscibles. Por último, la separación de las fases se realiza mediante sedimentación por gravedad. Las sales precipitadas en el equipo P-0 se descargan en el equipo P-02 donde se realiza el

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

mismo proceso descrito anteriormente con el fin de recuperar el DHA y etanol. El segundo precipitador se adopta debido a su pequeño tamaño.

Cálculo de las dimensiones geométricas

De acuerdo a los datos obtenidos del simulador CHEMCAD v6.1, el volumen de la mezcla es $V_1=3,62\text{m}^3$.

$$\text{Volumen tanque} = (\text{Vol. cilindro} * \text{margen de seguridad} + \text{Vol. tope} + \text{Vol. cono})$$

$$\text{Margen de seguridad} = 30\%$$

$$\text{Volumen cono} = 0,3158\text{m}^3$$

$$\text{Volumen tope} = (0,054 * Dt_1^3) = 0,18\text{m}^3$$

$$\text{Volumen cilindro} = 3,304\text{m}^3 * 1,3 = 4,95\text{m}^3$$

$$\text{Volumen tanque} = 4,78\text{m}^3$$

Para el dimensionamiento del tanque se mantiene fijo el diámetro del cilindro de 1,5m y la altura del cono de 0,5 m. En función de estas medidas se calcula la altura del cilindro. Teniendo en cuenta las bases teóricas del movimiento de una partícula a través de un fluido en régimen laminar, la ley de Stoke propone la siguiente expresión para el cálculo de la velocidad terminal de caída libre de una partícula sólida dentro de un fluido:

$$v_t = \frac{g * D_p^2 * (\rho_p - \rho)}{18 * \mu}$$

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

$$D_p = \text{Diámetro de la partícula} = 5 * 10^{-5} \text{ m} \quad \text{H. Takiyama 1988}$$

$$\mu = \text{Viscosidad del fluido} = 0,0011 \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}}$$

$$\rho_p = \text{Densidad del solido} = 2160 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho = \text{Densidad del fluido} = 941,95 \text{ kg/m}^3$$

$$v_t = \text{Velocidad terminal de la particulas} = 0,0015 \text{ m/s}$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Con las propiedades del fluido y del sólido se verifica que el movimiento de la partícula en el fluido corresponde a un régimen laminar mediante la expresión adimensional siguiente:

$$K = D_p * \left[\frac{g * \rho * (\rho_p - \rho)}{\mu^2} \right]^{1/3} \leq 3,33 \rightarrow \text{Régimen laminar}$$

$$K = 1,051$$

Luego con la velocidad terminal de caída de las partículas y las dimensiones geométricas del tanque sedimentador se calcula el tiempo de residencia necesario para la separación de fases.

$$v_t = \frac{A}{t} \rightarrow t = \frac{A}{v_t}$$

$$A = \text{Altura del líquido} = \text{Altura del líquido en el cilindro} + \text{Altura cono} = 2,36\text{m}$$

$$t = \text{tiempo de caída de las partículas} = 26 \text{ minutos}$$

La selección del material, los cálculos de espesores del equipo y las dimensiones geométricas, se realiza de manera análoga al fermentador R-01.



Figura 8.30: Precipitador P-01.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Dimensiones geométricas del precipitador P-01	
Fabricante	SIMM inoxidable
Material Acero inoxidable ASTM 304	
Cuerpo del tanque	
Volumen del tanque (V_t)	4,78m ³
Diámetro interno del tanque (D_{ti})	1,5m
Altura del tanque (H)	2,92m
Altura del líquido (H_l)	2,36m
Altura de la descarga respecto al piso (H_p)	1,7m
Diámetro del rodete (D_a)	0,495m
Número de agitadores	1
Altura del fondo al rodete (E)	0,495m
Ancho del rodete (W)	0,1m
Espesor del bafle (J)	0,125m
Espacio entre bafle y pared (f)	0,03m
Número de Baffles	4
Espesor (τ_c)	6mm
Diámetro de la boca de hombre (D_b)	0,6m
Tope del tanque	
Tipo de tapa y fondo	Tapa
Espesor tope (τ_s)	4mm
Diámetro externo de las boquillas de carga	0,0762m
Fondo del tanque	
Tipo	Cono truncado

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Altura del cono	0,5m
Diámetro mayor	1,5m
Diámetro menor	0,05m
Espesor fondo(τ_f)	8mm

Cálculo de potencia del agitador

Se adopta un agitador turbina para cada precipitador del tipo Rushton con seis aspas planas verticales rectas equidistantes. El objetivo de la operación es homogenizar la mezcla de los fluidos.

La potencia necesaria para la agitación debe estimarse partiendo de la geometría del sistema y las condiciones del fluido, las cuales se resumen a continuación:

$$\text{Velocidad de giro del agitador} = n = 3 \frac{\text{rev}}{\text{s}}$$

$$\text{Densidad del fluido} = \rho = 941,95 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Viscosidad del fluido} = \mu = 0,0011 \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}}$$

$$\text{Número de Reynolds} = NRe = \frac{n * Da^2 * \rho}{\mu} = 629458 \text{ Turbulento}$$

$$\text{Número de potencia} = K_t = 5 \text{ Mc Cabe Smith 1991}$$

$$\text{Potencia necesaria para la agitación} = P = K_t * n^3 * Da^5 * \rho$$

$$P = 3779 \text{ Watts} = 5\text{hp}$$

Luego para verificar el correcto funcionamiento de la agitación se calcula la potencia por unidad de volumen y se compara con parámetros preestablecidos experimentalmente en la Figura 8.3.

$$\frac{P}{V} = \frac{3,889\text{kW}}{3,62\text{m}^3} = 1 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3}$$

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Selección del motor eléctrico y caja reductora:

Para determinar que motor adoptar se debe tener en cuenta dos parámetros básicos, la potencia nominal requerida y la velocidad máxima de giro del agitador.

$$P = 5\text{hp}$$

$$n = 180\text{rpm}$$

Esta potencia es la que se debe suministrar directamente al eje del agitador, cabe tener en cuenta el rendimiento global de la transmisión de energía mecánica del motor al agitador. Existen pérdidas de potencia generadas por el reductor, acoplamientos, y cierre mecánico, con lo cual el rendimiento habitual para este tipo de transformaciones es de aproximadamente un 95%, con lo que:

$$P = \frac{P}{\eta} = \frac{5\text{hp}}{0,95} = 5,3\text{hp}$$

Seleccionamos en un catálogo aquel motor que tenga una potencia de salida igual o mayor a la calculada.

Los motores de corriente alterna de inducción funcionan a un régimen nominal de vueltas y para adaptar dicha velocidad a la velocidad requerida en el proceso es necesario reducirla mediante el uso de un reductor. Para determinar cuál utilizar se decide consultar catálogos y seleccionar, en función de la potencia de entrada y de la relación de reducción el más adecuado.

$$\text{Relacion de reducción} = i = \frac{\text{Velocidad de giro del motor}}{\text{Velocidad de giro del agitador}}$$

$$i = \frac{n \text{ motor}}{n \text{ agitador}} = \frac{970 \text{ rpm}}{180 \text{ rpm}} = 5,3$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Motor eléctrico y caja reductora			
Motor eléctrico		Caja reductora	
Fabricante	WEG	Fabricante	LENTAX
Tipo	Motor de inducción de rotor en jaula de ardilla Trifásico Corriente alterna	Tipo	Reductor coaxial de engranajes dentados helicoidal
Serie	W22 – IE4 – Super <i>Premium Efficiency</i>	Modelo	SDP - 125
Carcasa	132M	Factor de servicio (F _s)	1,15
Potencia mecánica	5,5 hp	Rendimiento	95%
Rendimiento	89,5%	Relación de reducción (i)	6,3
Rotación nominal	970 rpm	Potencia de entrada	5,5 hp
Número de polos	6	Potencia nominal	21 hp
Frecuencia	50 Hz	Masa	75kg
Masa	68 kg	-	-
Tensión nominal	220/380 V	-	-

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Dimensiones del precipitador – P-02	
Fabricante	SIMM inoxidable
Material Acero inoxidable ASTM 304	
Volumen del tanque (Vt)	0,2m ³
Altura del tanque (H)	0,7m
Altura de la descarga respecto al piso (H _p)	1m
Tipo de fondo	Cono truncado
Diámetro externo de las boquillas de carga y descarga	0,0254m
Potencia de agitación	0,33hp
Número de agitadores	1
Velocidad del agitador (n)	180 rpm

DISEÑO DEL SECADOR ROTATORIO – S-01

En este equipo se alcanza la condición final de humedad del producto aplicando un flujo de aire caliente en isocorriente.

El diseño consta de 3 partes:

- Cálculo de la zona de combustión (quemador)
- Cálculo del cilindro de secado, y su geometría.
- Estimación de las potencias del motor del ventilador y del motor transmisor de rotación al cilindro.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

El desarrollo matemático utilizado para los cálculos en la cámara de combustión se basa en el trabajo de F. Castaño 2009, y para el cilindro del secador se basa en el trabajo de Rousselet Vijay 2016. Puede prescindirse del modelado de la zona de salida donde está dispuesto el ventilador que fuerza el flujo de gas a través del cilindro, considerando este flujo como condición impuesta a la entrada de la zona de combustión. Por lo tanto, se reduce el planteamiento a la zona de combustión y al cilindro (F. Castaño, 2009).

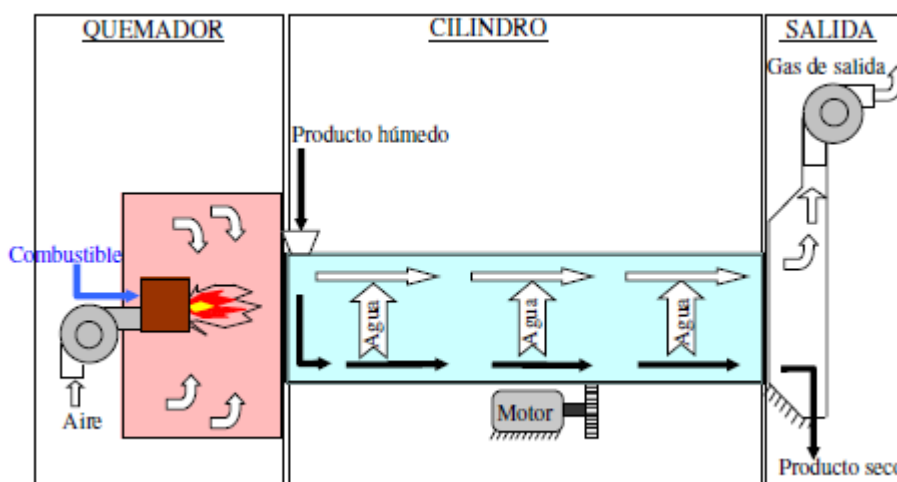


Figura 8.31: Esquema del secador rotatorio: quemador, cilindro y la salida (F. Castaño, 2009).

Cálculo del quemador:

Consiste en 4 ecuaciones simples:

1) Conservación de la masa de gas:

El aire que circula por el cilindro de secado es la suma del aire ambiental mas el gas de combustión.

$$F_g = F_{g_a} + F_{comb}$$

2) Conservación de la energía:

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

$$Fg_a * Cp_{ga} * T_a + F_{comb} * Hp_n * \eta = Cp_g * T * Fg$$

3) Ecuación de los gases ideales:

$$Fg = \frac{Qg * PMg * P}{R * (T + 273)}$$

4) Ecuación de la humedad de salida de los gases:

La humedad del aire de secado se considera igual al aire ambiental.

$$Y = Y_a$$

Nomenclatura:

Fg es el flujo de gas o aire caliente que ingresa al cilindro, en kg/s

Fg_a es el flujo de aire ambiente que ingresa a la cámara de combustión, en kg/s

F_{comb} es el flujo de combustible que se inyecta al quemador, en kg/s

Cp_{ga} y Cp_g son las capacidades caloríficas del aire ambiente y del aire caliente dentro del cilindro respectivamente y se consideran iguales, en kJ/(kg°C)

T_a y T son las temperaturas del aire ambiente y del aire caliente que ingresa al cilindro respectivamente, en °C

η es el rendimiento de la combustión y se adopta en 0,95

Hp_n es el poder calorífico del gas natural, en kJ/kg

P es la presión absoluta, en atm

Qg es el caudal volumétrico, en m³/s

PMg es el peso molecular del aire caliente

R constante de los gases ideales

Cálculo del cilindro de secado:

El diseño se realiza mediante un desarrollo general de balances para estado estacionario basado en el trabajo de Rousselet Vijay, 2016.

Las condiciones iniciales de humedad del producto a secar y del aire de secado se escriben en términos de contenido de humedad en base húmeda.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Para el producto:

$$X_w = \frac{M_{wp} - M_p}{M_{wp}}$$

Para el aire de secado:

$$Y_w = \frac{M_{wa} - M_a}{M_{wa}}$$

El balance de masa da el contenido de humedad del producto:

$$X_{w,out} = \frac{1}{\dot{m}_{wp,out}} (\dot{m}_{wp,in} * X_{w,in} - \dot{m}_{evap})$$

Debido a la similitud con el azúcar se estima que la humedad de salida del producto es de 0,04% p/p, que es un valor adoptado de ensayos piloto (Robert R. Bitmead, 2000).

Con este valor y el de la masa de producto húmedo a la salida se calcula la masa de agua evaporada \dot{m}_{evap} .

Nomenclatura:

M representa masas totales y \dot{m} representa caudales másicos

X e Y para las fracciones de humedad del sólido y del aire respectivamente

Subíndices:

w para aire o producto húmedo

a y p para aire y producto respectivamente

in y out para entrada y salida al secador

evap representa la masa de agua que se transfiere del sólido al aire caliente

Coefficiente volumétrico de transferencia de calor:

El movimiento de las partículas sólidas dentro del secador rotatorio responde a un proceso complicado por el movimiento simultáneo de las partículas ocasionado por cascadas o cortinas que generan las aspas, y el movimiento ascensional que ocurre por la inclinación del secador. Este flujo complicado hace que describir el área superficial donde ocurre el proceso convectivo de transferencia sea impráctico.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

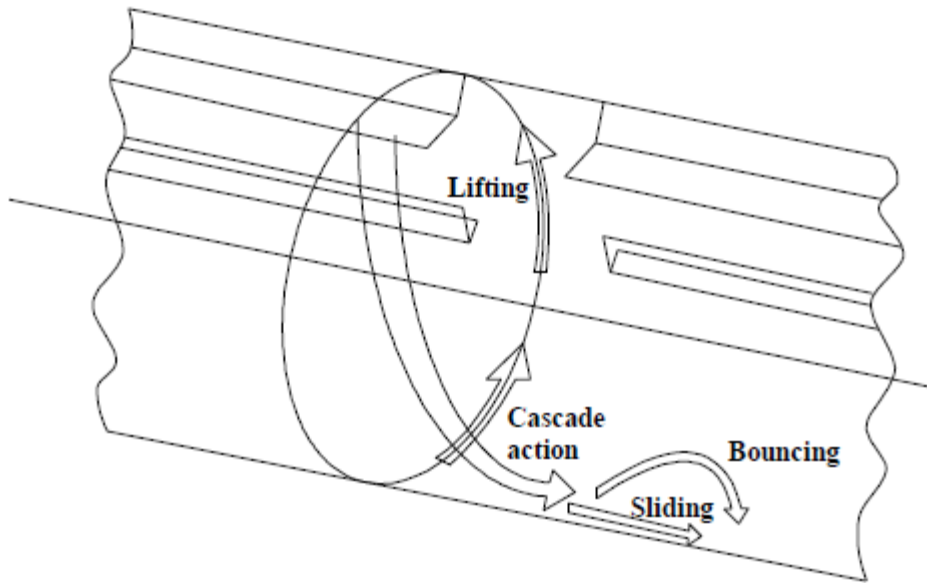


Figura 8.32: Representación esquemática de los movimientos de las partículas dentro del cilindro (Baker 1983)

Por lo tanto se eligen correlaciones de h_c/l , lo que simplifica el modelo ya que no requiere especificar área superficial incierta y difícil de cuantificar y permite el tratamiento del secador rotatorio como un intercambiador de calor de contacto directo. La expresión de h_c/l ha sido desarrollada para un amplio rango de condiciones, y puede tomarse como:

$$h_c/l = C \frac{(\dot{m}_a)^b}{D}$$

Nomenclatura:

h_c es el coeficiente superficial de transferencia de calor

l representa la relación del volumen del secador, al área efectiva de contacto entre el sólido y el gas que entra,

A es el área seccional del cilindro, en m^2

D es el diámetro del cilindro, en m

\dot{m}_a es el flujo másico de aire seco

b se recomienda tomar el valor de 0,67, (McCormick)

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

C depende de condiciones experimentales y del exponente b, pero normalmente varía entre 100 y 200 J/(K⁻¹*kg^{-b}*s^{b-1}*m^{2b-3}) por lo que se adopta el valor de 150 para este trabajo.

(Rousselet Vijay, 2016)

La relación entre los coeficientes volumétricos de transferencia de masa y calor desarrollada por Duchense *et al.* está dada por:

$$h_m/l = \frac{h_c/l}{Cp_{wa} * \left(\frac{Pr_{wa}}{Sc_{H_2O-aire}}\right)^{\frac{2}{3}}}$$

Nomenclatura:

Cp_{wa} y el número Pr_{wa} son propiedades del aire húmedo evaluadas a la temperatura de la película $T_f = (T_p + T_a)/2$, es decir, la temperatura promedio entre la temperatura del producto y del aire.

El número de Schmidt $Sc_{H_2O-aire}$, para el vapor de agua en el aire también se evalúa a T_f .

Con esta correlación que permite obtener el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, y la ecuación que define la tasa de evaporación puede obtenerse el volumen del equipo.

$$V = \frac{\dot{m}_{evap}}{(h_m/l) * (m_{H_2O,sat}(T_p) - Y_w)}$$

Nomenclatura:

$m_{H_2O,sat}(T_p)$ representa la fracción másica en equilibrio de agua en el aire a la temperatura del producto, basada en la presión parcial para la mezcla vapor-gas cuya temperatura es la de saturación.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Para el dimensionamiento del cilindro se mantienen fijos la velocidad del aire, que se ajusta a ~3m/s como valor típico (Leena Yliniemi, 1999) y la relación de longitud del cilindro a su diámetro que se estima alrededor de 3,5 - 4,5.

El diámetro del cilindro se ajusta para satisfacer dicha velocidad del caudal de aire y la relación longitud – diámetro. Posteriormente, con el diámetro y el volumen se define la longitud del cilindro.

$$L = \frac{V}{A}$$

Para A, el área transversal, es $\pi \cdot r^2$, siendo r el radio del cilindro.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Dimensionamiento de las aspas internas:

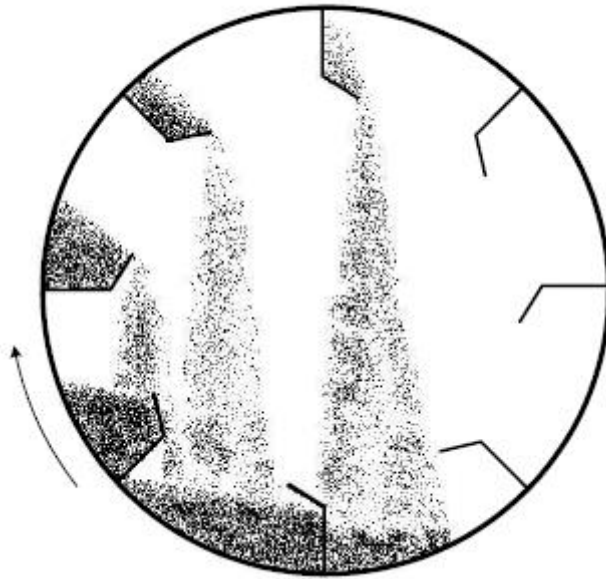


Figura 8.33: Vista transversal del cilindro

El número de aspas en el interior del cilindro se calcula como recomienda Ademiluyi F. T, 2016:

$$N^{\circ} \text{aspas} = \pi * \frac{D}{0,15}$$

Y se adoptan aspas rectangulares dado que el producto no es pegajoso (Robert H. Perry) cuyas longitudes radiales y tangenciales son:

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

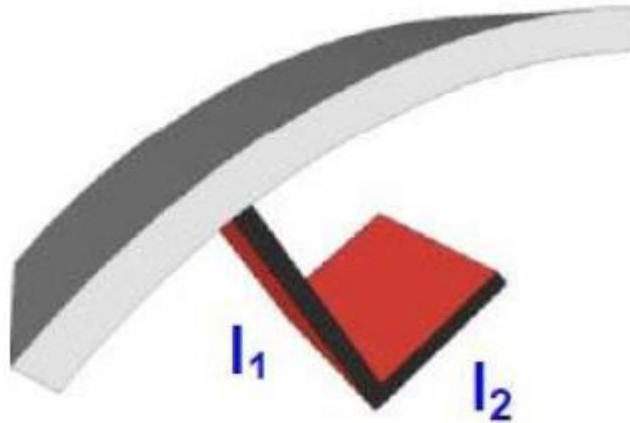


Figura 8.34: Detalle de un asa

Relaciones típicas= $0,75 \leq l_2/l_1 \leq 1$ (Mohamed Ahmed Mahmoud Karali, 1979)

Longitud radial l_1 :

$$Long_{rad-aspas} = \frac{D}{10}$$

D = diámetro interno del cilindro, (Ademiluyi F. T, 2016)

Longitud tangencial l_2 :

l_2/l_1 se toma 0,9

$$Long_{tang-aspas} = Long_{rad-aspas} * 0,9$$

Espesor de la pared del cilindro:

$$E_{pc} = \frac{(P_i * D * 1000)}{(2 * j * f - P_i)} + l_c$$

Nomenclatura:

P_i es la presión interna y se la calcula para un 10% a 15% por encima de la presión de trabajo,

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

D es el diámetro del cilindro,

f es el factor de fatiga del material, basado en su fabricación,

j es un factor que depende de la máxima temperatura del secador y se toma como 1, y

lc es el límite de corrosión que se admite, adoptado en 2 mm.

(Ademiluyi Taiwo, 2016)

Tiempo de residencia del sólido:

La correlación que permite estimar un valor del tiempo de residencia en la zona de trabajo es la citada por Friedman, S.J., Marshall, W.R. Jr., 1949:

$$t_{residencia} = \frac{0,23}{S * N^{0,9}} * \frac{L}{D} - 9,84 * D_p^{-0,5} * L * \frac{G}{F}$$

Donde el tiempo queda expresado en minutos.

D_p es el diámetro promedio de partículas, en μm .

L y D son las longitudes y el diámetro del cilindro respectivamente, en m.

S representa la inclinación del cilindro, (en radianes, por lo que el ángulo $\alpha \rightarrow \alpha * \pi / 180$).

N es la velocidad de rotación del cilindro, en rpm.

G y F son los caudales de aire y de sólidos expresados en las mismas unidades.

Cálculo de la potencia del motor:

Para el cálculo de la potencia del motor que transmite el movimiento rotatorio al cilindro, previamente se hace una estimación del peso total de cilindro, y de la carga máxima en su interior.

Para el peso del cilindro, se considera fabricado en acero inoxidable ASTM-304, ya que el producto DHA es de carácter farmacéutico.

La estimación se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$Pc = (n_{aspas} * V_{aspas} + V_c) * \rho_{acero}$$

Nomenclatura:

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

ρ es la densidad, en kg/m^3

V es volumen en m^3

Es decir que se suman los volúmenes del cilindro más el de las aspas y se multiplica por la densidad del acero inoxidable.

El peso de la carga máxima se calcula:

$$C_{m\acute{a}x} = H * \rho_{DHA} * \pi * r^2 * L$$

Nomenclatura:

H representa el porcentaje de carga y se adopta para un 10%.

ρ_{DHA} es la densidad del producto, en kg/m^3

$\pi * r^2 * L$ es el volumen del cilindro, en m^3

La potencia del motor se estima como la potencia al freno en BHP.

$$BHP = \frac{N * (34,3 * D * C_{m\acute{a}x} + 1,39 * D * W + 0,73 * W)}{100.000}$$

Nomenclatura:

W representa el peso del cilindro más la carga máxima, en kg.

1 BHP equivale a 0,75 HP.

D el diámetro interno del cilindro, en m.

Cálculo de la potencia del ventilador para el aire caliente:

El ventilador adoptado se acopla en el extremo opuesto al ingreso del aire caliente (Burton, 2002).

$$P_v(kW) = \frac{Q_v * P}{17,4 * e_m * e_v} \left[\left(\frac{P_o}{P} \right)^{0,283} - 1 \right]$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Dónde:

Q_v es el caudal volumétrico de aire caliente dentro del cilindro, en m^3/min .

P_o es la presión de salida del ventilador, se estima una variación de un 1% respecto a la entrada,

e_m y e_v son las eficiencias del motor y del ventilador, adoptadas en 0,95 cada una, y

P es la presión absoluta expresada en kPa.



Figura 8.35: Secador rotatorio – S-01.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Secador rotatorio - S-01		
Fabricante	Manfredini & Schianchi	
Disposición	Tipo de flujo	Isocorriente
	Orientación	Horizontal inclinado
<i>Contenido de humedad de las corrientes en base húmeda</i>		
	Fracción inicial	Fracción final
Producto sólido	0,01	0,0004
Aire caliente	0,0147	0,017
<i>Caudal másico (kg/h)</i>		
Producto sólido	880	
Aire caliente	3402	
<i>Temperaturas de entrada de los caudales (°C)</i>		
Producto sólido	37	
Aire caliente	45	
<i>Especificaciones de construcción</i>		
Material	Acero inoxidable ASTM-304	
Diámetro interno (m)	0,6	
Espesor (m)	0,0046	
Longitud (m)	2,5	
Cantidad de aspas	12	
Longitud radial de aspa (m)	0,06	
Longitud tangencial de aspa (m)	0,054	
Espesor de aspa (m)	0,003	

Motor eléctrico transmisor de movimiento rotatorio	
Fabricante	WEG
Tipo	Motor de inducción de rotor en jaula de ardilla Trifásico
Serie	W22 - IE3 Premium Efficiency
Carcasa	71 B3R(E)
Potencia mecánica	0,33 HP

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Rendimiento eléctrico	73,5
Rotación nominal	1390 rpm
Número de polos	4
Frecuencia	50 Hz
Masa	10,7 kg
Tensión nominal	220-380 V
Caja reductora	
Fabricante	Lentax
Tipo	Reductor coaxial de engranajes dentados helicoidal- Triple reducción de entrada cónica
Modelo	KTP-250
Factor de horas de servicio	1,8 2 2
Motor eléctrico para el ventilador	
Fabricante	WEG
Tipo	Motor de inducción de rotor en jaula de ardilla Trifásico
Serie	W22 - IE3 Premium Efficiency
Carcasa	90S B3R(E)
Potencia mecánica	1,5 HP
Rendimiento eléctrico	84,8

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Rotación nominal	1455
Número de polos	4
Frecuencia	50 Hz
Masa	22 kg
Tensión nominal	220-380 V

ENVASADORA – N-01

El envasado es una parte clave en la conservación del producto, para ello se adopta una envasadora a vacío automática, con cabezal dosificador, lo que permite mantener uniformidad en las cantidades envasadas.

Dosificadora - N-01	
Fabricante	CARLINI
Modelo	MMTC/1, con cabezal dosificador a Tornillo sinfín King Kong
Accionamiento	Motor asincrónico servo asistido, por variador de frecuencia vectorial, con sensor inductivo en encoder de alta robustez para trabajo intensivo; logrando una alta precisión de dosificación (+/- 1%)
Material	Partes en contacto con el producto en acero inoxidable AISI 304 y aluminio de

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

	alta densidad anodizado
Envasadora - N-01	
Material	Acero al carbono SAE 1010
Control lógico programable (PLC)	SIEMENS PLATAFORMA SIMATICS MODULAR con salida (ETHERNET)
Material del envase (Film)	Polipropileno (OPP+OPP) y/o laminados diversos desde 30 micrones hasta 100 micrones de espesor / PE (Polietileno)
Motor	1 HP SIEMENS, Trifásico.
	1500 r.p.m
	Blindado el 100%, de andar silencioso
Producción	35 a 40 unidades por minuto
Capacidad (gr)	500 a 1000
Peso (kg)	500
Tensión de alimentación	3 x 380 VCA + neutro 50 Hz

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Figura 8.36: Envasadora del producto final, con dosificador incluido

El tiempo de operación del envasado puede estimarse en función de las unidades producidas por minuto por la envasadora y el caudal másico proveniente de la etapa anterior de secado.

Caudal másico seco para envasar: 870 kg

Masa de cada empaque: Como se expresa en el capítulo 6, los empaques son de 1 kg.

Cantidad de empaques: $870\text{kg} / 1\text{kg} = 870$ empaques.

Tiempo de operación aproximado: $870\text{empaques} / 35$ empaques por minuto = 25 minutos

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los diseños de los equipos de transferencia de energía son realizados en el simulador CHEMCAD v6.1

Condensador de la columna de destilación – I-01

Resumen de las corrientes en el condensador - I-01						
Corriente	Denominación	Caudal másico (kg/h)	Componente	Fracción másica	Temperatura entrada(°C)	Temperatura salida (°C)
K	Tope columna	102,8	Metanol	0,9900	65	65
			Agua	0,0100		
-	Agua de enfriamiento	3100	Agua	1,0000	25	33

De acuerdo a los datos del balance de masa y energía se diseña el condensador de casco y tubo de la columna de destilación, para un tiempo de operación continua durante 6 horas. En la tabla siguiente se resumen las especificaciones del equipo.



Figura 8.37: Condensador de casco y tubo – I-01.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Condensador – I-01		
Fabricante	AESA	
Disposición	Tipo de flujo	Contracorriente
	Tubos	Agua
	Coraza	Tope de columna
<i>Parámetros dinámicos de los fluidos</i>		
Fluido	Agua	Tope de columna
Temperatura de entrada (°C)	25	65
Temperatura de Salida (°C)	33	65
Caudal másico (kg/h)	3100	102,8
Ud-Coeficiente total de transferencia de calor (Kcal/(h*m2*C))	409,4	
<i>Especificaciones de construcción</i>		
Material	Acero al carbón A-285-C	
Área total (m2)	2,10	
Área efectiva (m2)	1,89	
Exceso (%)	15,7	
<i>Tubos</i>		
Longitud (m)	1,5	
Diámetro externo (cm)	1,905	
Diámetro interno (cm)	1,575	
BWG	16	
Número de tubos	23	
Tipo de arreglo	Triángulo 60°	
Número de pasos	1	
<i>Coraza</i>		
Diámetro externo (cm)	17,78	
Diámetro interno (cm)	15,24	
Número de pasos	1	
Número de bafles	-	
Espesor de bafles (cm)	-	
Orientación del bafle	-	
Corte del bafle (% área de coraza)	-	
<i>Caída de presión (atm)</i>		
Tubos	0,046	
Coraza	0,016	

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Precalentador – Esterilizador – Enfriador – I-02/I-03/I-04

Se denomina esterilización al proceso por el cual se reduce el número de microorganismos del medio de fermentación. Esta operación se realiza de forma continua por medio de calor indirecto. El equipo necesario para llevar a cabo la esterilización continua se divide en las tres siguientes secciones:

1. Precalentamiento: El medio de cultivo ingresa al primer intercambiador donde se precalienta de 25°C a 65,5°C. Se utiliza como el fluido calefactor el medio de cultivo que sale del esterilizador.
2. Esterilización: El medio de cultivo precalentado ingresa al esterilizador en el cual se logran los parámetros de esterilidad tiempo-temperatura. Este equipo consta de dos partes, en primer lugar un intercambiador de calor casco y tubo, y en segundo lugar un tubo de retención recubierto con aislante térmico. El fluido calefactor que se utiliza es vapor de agua a 144°C – 4 atm.
3. Enfriamiento: En esta etapa se enfría a 30°C el medio esterilizado que sale del precalentador a 80°C. Para ello se utiliza como medio refrigerante agua de red a 25°C

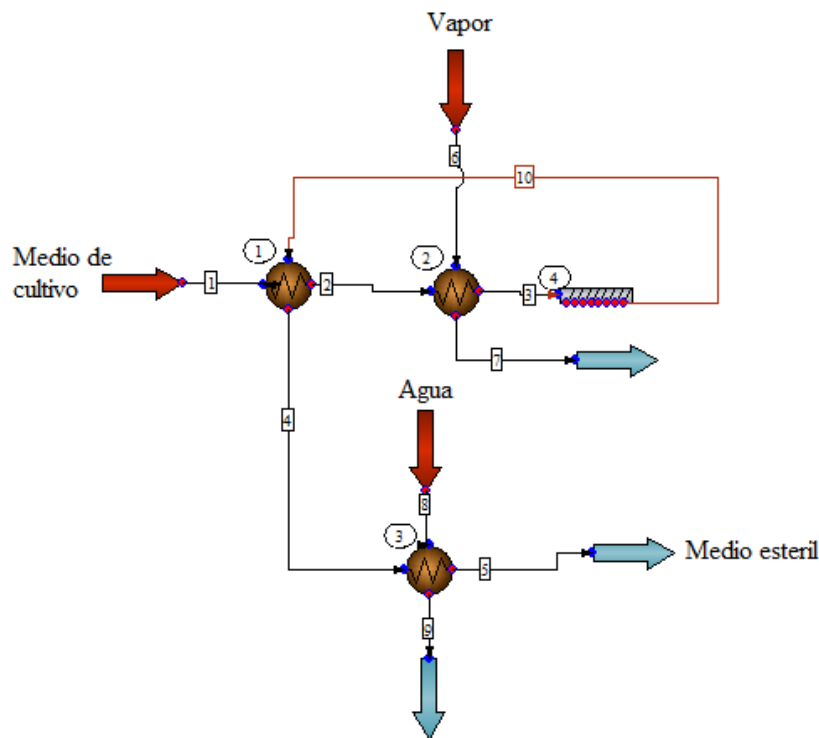


Figura 8.38: Esquema de esterilización.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Cálculo de los parámetros de esterilidad

Se adopta como temperatura constante de esterilización 120°C y se procede a calcular el tiempo de retención necesario, el cual se define:

$$V_{\text{total}} = V_{\text{calentamiento}} + V_{\text{retención}} + V_{\text{enfriamiento}}$$

Se supone despreciable el tiempo de calentamiento y enfriamiento, por lo tanto se calcula el tiempo de retención de acuerdo a la cinética de inactivación de los microorganismos por calor húmedo, la cual corresponde a una cinética de primer orden, cuya ecuación representativa es la siguiente:

$$\frac{dN}{dt} = -k * N$$

Donde

k = Tiempo específico de muerte del microorganismo

N = Número de microorganismos viables

t = tiempo

Integrando entre los límites N_0 a $t = 0$ y N a $t = t$

$$N = N_0 * e^{-k*t} \text{ para } t = \text{cte}$$

N = Número de microorganismos finales

N_0 = Número de microorganismos iniciales

Teniendo en cuenta que la dependencia de k con la temperatura es del tipo Arrhenius, la ecuación se representa de la siguiente forma:

$$\text{Ecuación de Arrhenius} \rightarrow k = A * e^{-\frac{\Delta E}{R*T}}$$

A = Constante de Arrhenius

ΔE = Energía de activación

R = Constante de los gases ideales

T = Temperatura a la cual se esteriliza el medio

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Como es imposible conocer las características de los microorganismos contaminantes del medio de cultivo, se toma como referencia las esporas de mayor resistencia térmica, cuya cepa es el *Bacillus stearothermophilus*.

$$A = 1 * 10^{36,2} \frac{1}{s}$$

$$\Delta E = 67,7 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

$$R = 0,00198 \frac{\text{kcal}}{\text{mol} * K}$$

$$T = 393K$$

Para el proceso de esterilización, se define el factor de riesgo (∇), que representa la magnitud de la disminución del número de organismos viables, de manera que:

$$\nabla = \ln \frac{N_0}{N} = \ln \frac{1 * 10^6}{1 * 10^{-3}} = 21$$

Agrupando y resolviendo las ecuaciones se obtiene el tiempo necesario para lograr la esterilidad del medio a una temperatura constante de 120°C.

$$\ln(t) = \frac{\Delta E}{R * T} + \ln \left(\frac{\nabla}{A} \right) \rightarrow t = 8 \text{ minutos}$$

Cálculo del tubo de retención

El tiempo de retención de un elemento de volumen en el tubo de retención se puede determinar considerando el largo del mismo y la velocidad promedio a la que se mueve el elemento de volumen, por lo tanto se tiene:

$$t = \frac{L}{u} ; Q_v = A_t * u ; A_t = \pi * \frac{D_i^2}{4} \rightarrow L = \frac{t * Q_v}{A_t}$$

t = Tiempo de retención

L = Largo del tubo de retención

u = Velocidad promedio del fluido

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Q_v = Caudal volumétrico

A_t = Área transversal del tubo

Di_t = Diámetro interno del tubo

Tubo de retención	
Fabricante	AESA
Material de construcción	Acero al carbón IPS
Caudal másico	3812 kg/h
Caudal volumétrico	3,97 m ³ /h
Velocidad promedio del fluido	213 m/h
Tiempo de retención	8 minutos
Diámetro externo del tubo	0,154 m
Diámetro interno del tubo	0,1682 m
Diámetro nominal	6 pulgada
Área transversal del tubo	0,01862 m ²
Longitud total	28,43 m
Longitud de los tubos	3 m
Número de tubos	9
ΔP	Despreciable
<i>Aislante térmico</i>	
Fabricante	Térmica San Luis S.A

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Material	Lana mineral
Espesor	1 pulgada

Precalentador – I-02		
Fabricante	AESA	
Disposición	Tipo de flujo	Contracorriente
	Tubos	Medio estéril
	Coraza	Medio fresco
<i>Parámetros dinámicos de los fluidos</i>		
Fluido	Medio fresco	Medio estéril
Temperatura de entrada (°C)	25	120
Temperatura de Salida (°C)	65,5	80
Caudal másico (kg/h)	3812	3812
Ud-Coeficiente total de transferencia de calor (Kcal/(h*m2*°C))	809	
<i>Especificaciones de construcción</i>		
Material	Acero al carbón A-285-C	
Área total (m2)	4,09	
Área efectiva (m2)	3,74	
Exceso (%)	16,6	
<i>Tubos</i>		
Longitud (m)	2,4	
Diámetro externo (cm)	1,905	
Diámetro interno (cm)	1,575	
BWG	16	
Número de tubos	28	
Tipo de arreglo	Triángulo 60°	
Número de pasos	6	
<i>Coraza</i>		
Diámetro externo (cm)	22,86	
Diámetro interno (cm)	20,32	
Número de pasos	1	

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Número de baffles	37	
Espesor de baffles (cm)	0,32	
Orientación del baffle	Horizontal	
Corte del baffle (% área de coraza)	15	
<i>Caída de presión (atm)</i>		
Tubos	0,22	
Coraza	0,087	
Esterilizador – I-03		
Fabricante	AESA	
Disposición	Tipo de flujo	Contracorriente
	Tubos	Vapor
	Coraza	Medio precalentado
<i>Parámetros dinámicos de los fluidos</i>		
Fluido	Medio precalentado	Vapor
Temperatura de entrada (°C)	65,65	144
Temperatura de Salida (°C)	120	144
Caudal másico (kg/h)	3812	395,4
Ud-Coeficiente total de transferencia de calor (Kcal/(h*m2*°C))	858,2	
<i>Especificaciones de construcción</i>		
Material	Acero al carbón A-285-C	
Área total (m2)	5,63	
Área efectiva (m2)	5,12	
Exceso (%)	28,6	
<i>Tubos</i>		
Longitud (m)	2	
Diámetro externo (cm)	1,905	
Diámetro interno (cm)	1,575	
BWG	16	
Número de tubos	47	
Tipo de arreglo	Triangular 60°	
Número de pasos	1	
<i>Coraza</i>		
Diámetro externo (cm)	22,86	
Diámetro interno (cm)	20,32	
Número de pasos	1	
Número de baffles	-	
Espesor de baffles (cm)	-	

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Orientación del bafle	-	
Corte del bafle (% área de coraza)	-	
<i>Caída de presión (atm)</i>		
Tubos	Despreciable	
Coraza	0,11	
Enfriador – I-04		
Fabricante	AES A	
Disposición	Tipo de flujo	Contracorriente
	Tubos	Agua
	Coraza	Medio estéril
<i>Parámetros dinámicos de los fluidos</i>		
Fluido	Medio estéril	Agua
Temperatura de entrada (°C)	80	25
Temperatura de Salida (°C)	30	40
Caudal másico (kg/h)	3812	12315
Ud-Coeficiente total de transferencia de calor (Kcal/(h*m2*C))	410,1	
<i>Especificaciones de construcción</i>		
Material	Acero al carbón A-285-C	
Área total (m2)	28,41	
Área efectiva (m2)	26,72	
Exceso (%)	10,8	
<i>Tubos</i>		
Longitud (m)	4,88	
Diámetro externo (cm)	1,27	
Diámetro interno (cm)	0,848	
BWG	14	
Número de tubos	146	
Tipo de arreglo	Triangular 60°	
Número de pasos	1	
<i>Coraza</i>		
Diámetro externo (cm)	36,2	
Diámetro interno (cm)	33,6	
Número de pasos	1	
Número de bafles	-	
Espesor de bafles (cm)	-	
Orientación del bafle	-	

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Corte del baffle (% área de coraza)	-
<i>Caída de presión (atm)</i>	
Tubos	0,5
Coraza	Despreciable

Condensador del evaporador – I-05

En este equipo se produce la condensación de los vapores a baja presión del equipo E-01, mediante agua de refrigeración en un circuito cerrado. La contracción de volumen generada por la condensación mantiene el nivel de vacío en el evaporador. En caso de recuperar presión el sistema, se acciona la bomba de vacío V-01.



Figura 8.39: Condensador.

Condensador –I-05		
Fabricante	AESA	
Disposición	Tipo de flujo	Contracorriente
	Tubos	Agua de enfriamiento
	Coraza	Vapor E1
<i>Parámetros dinámicos de los fluidos</i>		
Fluido	Agua de enfriamiento	Vapor E1
Temperatura de entrada (°C)	15	37.5
Temperatura de Salida (°C)	30	32
Caudal másico (kg/h)	90434	2300
Ud-Coefficiente total de transferencia de calor (Kcal/(h*m2*C))	708,3	
<i>Especificaciones de construcción</i>		
Material	Acero al carbón A-285-C	

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Área total (m ²)	262,6
Área efectiva (m ²)	252,8
Exceso (%)	25,2
<i>Tubos</i>	
Longitud (m)	3
Diámetro externo (cm)	2,54
Diámetro interno (cm)	2,21
BWG	16
Número de tubos	1097
Tipo de arreglo	Triangulo rotado 60°
Número de pasos	16
<i>Coraza</i>	
Diámetro externo (cm)	139,7
Diámetro interno (cm)	137,1
Número de pasos	1
Número de bafles	-
Espesor de bafles (cm)	-
Orientación del bafle	-
Corte del bafle (% área de coraza)	-
<i>Caída de presión (atm)</i>	
Tubos	0,53
Coraza	0,09

ADOPCIÓN DEL CRISTALIZADOR – K-01

La etapa de cristalizado se realiza en dos equipos batch, con recuperación del condensado en un tiempo total de 9 horas.

Balance de masa y energía				
Corriente	Masa total (kg)	Temperatura de operación (°C)	Presión de operación (atm)	Tiempo de operación (h)
Licor alimentado	3452,14	37	0,06	9 horas
Condensado rico en etanol	2443,10			

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Sólido cristalizado	1009,04			
---------------------	---------	--	--	--

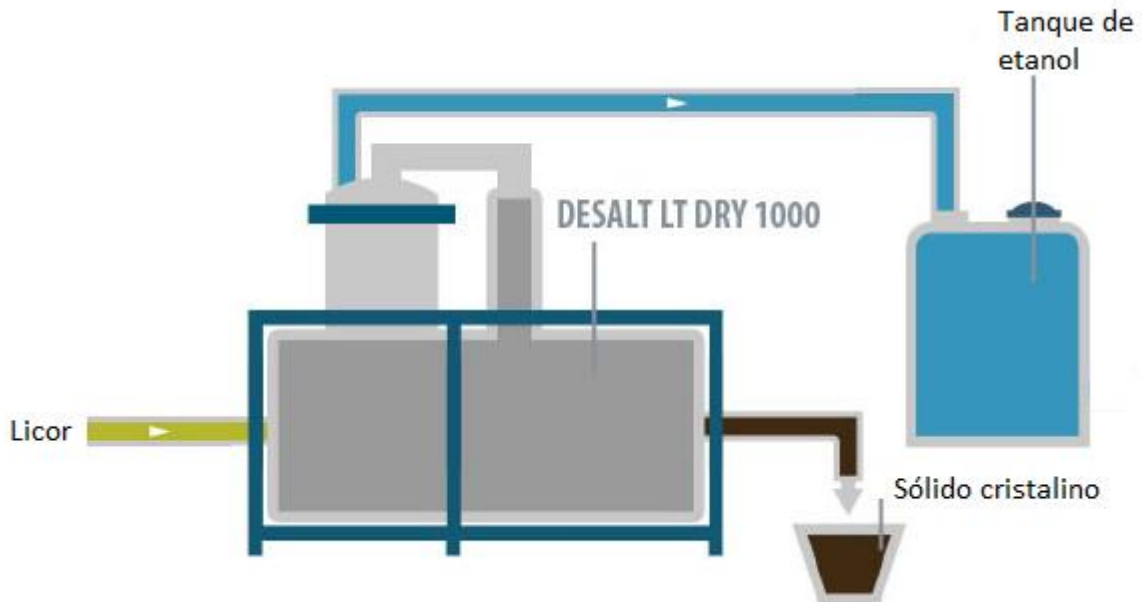


Figura 8.40: Esquema del sistema de cristalización- evaporación.

El equipo adoptado para esta operación es un “Desalt LT Dry”, el cual es un evaporador al vacío por bomba de calor y funciona con energía eléctrica. Está diseñado para obtener concentrados semi-sólidos.

Características principales:

- Evaporador con caldera de ebullición y evaporación de desarrollo horizontal construida en AISI 316L.
- Boca lateral de fácil apertura y accesibilidad para extracción manual del producto. Al finalizar el ciclo de trabajo se rompe el vacío y se procede a la descarga del contenido de la caldera de forma manual, mediante el empleo de una pala rascadora por una de las puertas frontales.
- Intercambiador de calor en forma de camisa externa (para evaporación).
- Intercambiador de calor sumergido de forma toroidal (para la condensación).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Circuito principal de alta eficiencia con compresor principal para el calentamiento y enfriamiento del refrigerante (Gas freón ecológico tipo R407c o R134a).
- Circuito secundario para enfriamiento del circuito de vacío con compresor e instrumentos.
- Ventiladores axiales de enfriamiento con inserción automática mediante transductor de presión.
- Vacío por sistema Venturi.
- Panel de control con display, para mostrar los datos de operación y PLC SIEMENS integrado en el armario.
- Alimentación eléctrica 400 V, III, 50 Hz.

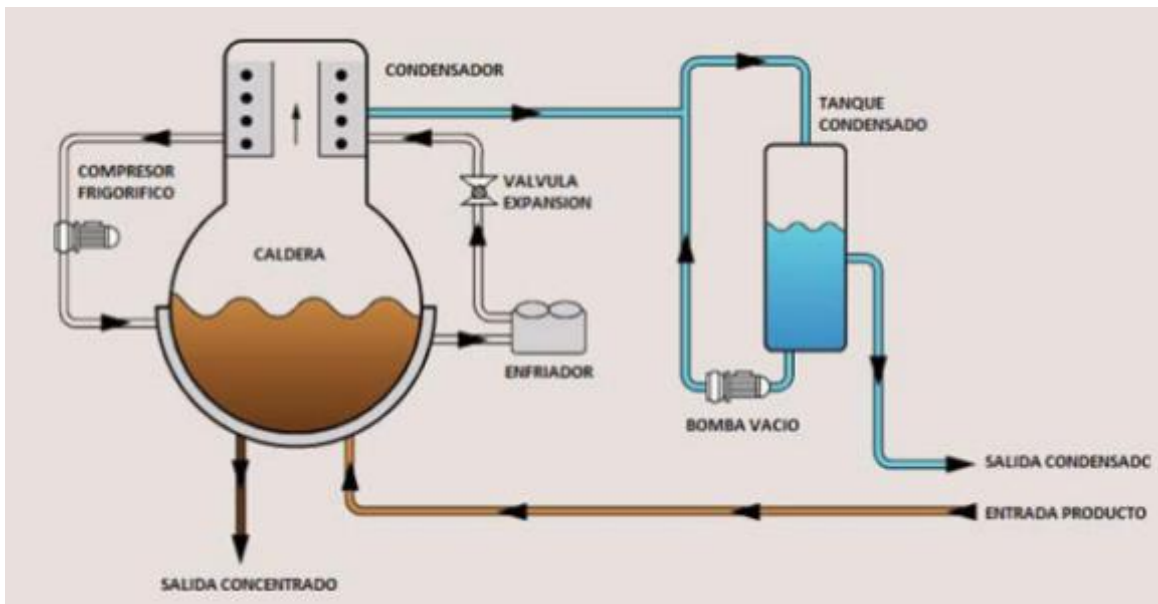


Figura 8.41: Esquema representativo de sistema de cristalización- evaporación.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Figura 8.42: Equipo de cristalización por evaporación.

Cristalizador – K-01/02	
Fabricante	Condorchem envitech
Material de construcción	Acero inoxidable AISI 316 L
Volumen total	3,41 m ³
Volumen de destilado	2,98m ³
Tiempo de retención	9 horas
Número de equipos	2
Longitud	3200mm
Altura	1600mm
Profundidad	2500mm
Consumo eléctrico	745 kW/h

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Máximo vacío	45mbar
--------------	--------

BOQUILLA DE INYECCIÓN – Z-01

Este accesorio tiene como objetivo inyectar el químico NaOH en el centro la vena de la cañería de proceso logrando un mejor mezclado del mismo en el fluido a tratar.

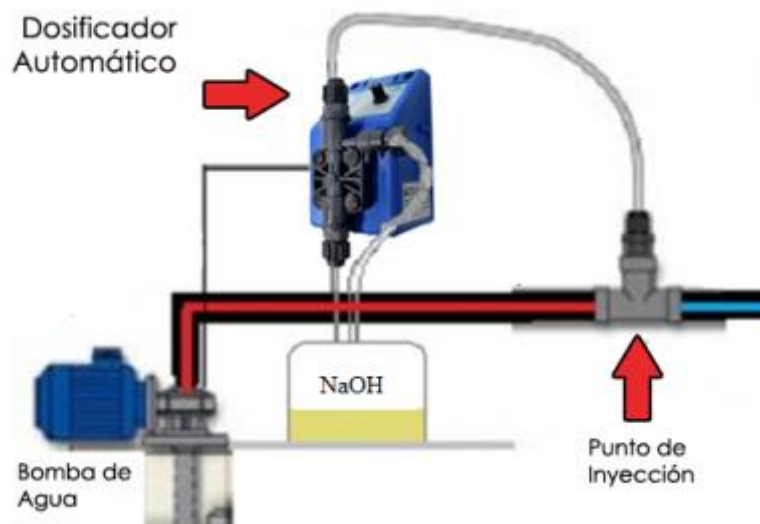


Figura 8.43: Esquema de dosificación.

El equipo adoptado es una bomba de desplazamiento positivo que poseen un diseño compacto y liviano para su fácil mantenimiento y reparación. Sus aplicaciones incluyen la inyección de químicos en dosificaciones específicas en líneas de flujo, industria petrolera, procesos de refinerías, industria farmacéutica, de papel, de procesamiento de alimentos y tratamientos de aguas. (Fabricante: Supliequip servicios).

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Figura 8.44: Dosificador de KOH.

ADOPCIÓN CINTA TRANSPORTADORA – H-01

La adopción de este equipo se realiza con el fin de alimentar de manera uniforme y continúa el secador rotativo S-01, con el producto una vez finalizada su centrifugación. Para ello se utiliza una banda de calidad farmacéutica resistente a la abrasión utilizable en el transporte de azúcar.

Las bandas Nitta para el transporte de azúcar son antiestáticas, ignífugas y resistentes al desgaste, y cumplen con los requisitos ATEX para estas aplicaciones.



Figura 8.45: banda transportadora de DHA.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Cinta transportadora H-01			
Fabricante	Nitta Corporation		
Modelo	2 N 319/309 M FR AS - banda bicapa poliéster, no rígido		
Características	Ignífuga, de conformidad con ISO-340		
	Antiestática, de conformidad con ISO-284		
	Cumple con las especificaciones de ATEX 95		
	Lámina superior	Lámina intermedia	Lámina inferior
Material	PVC	PVC	PVC
Espesor (mm)	1,9		0,9
Color	Blanco	Blanco	Blanco
Espesor total (mm)	4,65		
Longitud del trayecto (mm)	1000		
Peso (Kg/m ²)	5,4		
Ancho máx (mm)	3000		
Soporte de la banda	Rodillos		
Tensión máx permitida (N/mm)	22		
Diámetros mínimos de la polea (mm)	Flexión	100	
	Flexión hacia atrás	140	

ADOPCIÓN DE BOMBAS

En ciertas etapas del proceso se requiere que el líquido fluya de un lugar a otro en una tubería, para ello es necesario contar con una fuerza impulsora, que es suministrada por bombas. Para poder efectuar la adopción de bombas, se emplea el procedimiento detallado a continuación:

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

1. Se define la distribución y elevación para los equipos y tuberías teniendo en cuenta el diámetro, altura y nivel de líquido de los recipientes de proceso.
2. Se confecciona el diagrama tridimensional de tuberías, incluyendo válvulas, uniones y accesorios. Además se selecciona el tipo de material de construcción.
3. Se adopta una velocidad de flujo en los tubos entre 1 y 3 m/s dependiendo el caso (R.H. Warring 1977). Con la velocidad y los caudales obtenidos en el balance de masa y energía se establecen los diámetros de las líneas.
4. Se calcula la pérdida de carga de la tubería y la pérdida de carga equivalente por longitud en válvulas, codos y accesorios (Ocon y tojo).
5. Se estiman pérdidas de carga en los equipos como intercambiadores de calor, estas pérdidas se calcularon en el diseño de los equipos.
6. Se calcula la altura de impulsión neta requerida para la conducción del fluido y su respectiva potencia.
7. Se calcula la NPSH disponible en la aspiración de la bomba para el caso que sea necesario.
8. Se selecciona una bomba de los catálogos de los fabricantes, considerando la altura de impulsión neta, la NPSH disponible y el caudal volumétrico necesario.

Para determinar la altura de impulsión se utiliza la ecuación de Bernoulli corregida, teniendo en cuenta la fricción del fluido en las tuberías, accesorios y equipos.

$$H_B = h_f + \left(\frac{P_2}{\delta * g} + \frac{V_2^2}{2 * g} + Z_2 \right) - \left(\frac{P_1}{\delta * g} + \frac{V_1^2}{2 * g} + Z_1 \right)$$

Dónde:

H_B = Altura de impulsión neta.

P_1 y P_2 = Presión sobre el fluido en los puntos de succión y descarga.

ρ = Densidad del fluido.

Z_1 y Z_2 = Altura del nivel del líquido en los puntos de succión y descarga.

V_1 y V_2 = Velocidad lineal del fluido en los puntos de succión y descarga.

h_f = Pérdidas por fricción en tubería, accesorios y equipos.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

g = Aceleración de la gravedad.

La potencia ejercida por la bomba se calcula de la siguiente manera:

$$P * \eta = H_B * g * \rho * Q_v$$

Dónde:

η = Rendimiento mecánico de la bomba.

Q_v = Caudal volumétrico.

Las pérdidas de carga del sistema se calculan con la siguiente expresión:

$$h_f = f * \frac{L_{eq}}{D} * \frac{v^2}{2 * g}$$

Dónde:

f = Factor de fricción.

L_{eq} = Longitud equivalente (tubería + accesorios + codos).

D = Diámetro interno del tubo.

Para calcular el NPSH disponible se utiliza la ecuación siguiente:

$$NPSH_{disp} = \frac{P_{atm}}{\delta * g} \pm H - h_{f-asp} - P_{vap}$$

H = Altura desde el punto de aspiración hasta el eje de la bomba.

h_{f-asp} = Pérdida de carga en la tubería de aspiración.

P_{vap} = Presión de vapor del fluido.

En la siguiente tabla se detallan las distintas líneas de bombeo, junto con los caudales y propiedades de las corrientes del proceso.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Equipo de procedencia	Equipo de destino	Código bomba	Fluido	Temperatura (°C)	μ (kg/m*s)	ρ (kg/m ³)	Caudal (m ³ /h)
Recepción	T-01	B-01	Glicerol crudo	25	0,04488	1210	2,06
T-01	D-01	B-02	Solución	55	0,04488	1210	0,25
T-02	T-01	B-03	Metanol	25	0,00054	791	0,75
D-01	T-03	B-04	Solución	123	0,00265	1179	0,16
T-03	R-02 T-04 R-01	B-05	Solución	25	0,00101	1022	3,72
T-04	R-01	B-06	Solución	25	0,00101	1022	7,3
R-01	E-01	B-07	Solución	30	-	1000	20
E-01	P-01	B-08	Solución	37.5	-	1340	0,93
P-01 P-02	K-01 K-02	B-09	Solución	25	0,00085	923	3,7
K-01 K-02	T-05	B-10	Etanol 80%p/p	37	0,00104	803	2,7
T-05	P-01 P-02	B-11	Etanol 90%p/p	25	0,00104	803	2,7

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

En la siguiente tabla se resumen los cálculos para las distintas bombas de proceso.

Bombas del proceso					
Tipo de bomba	Centrífugas				
Código de equipo	B-01	B-02	B-03	B-04	B-05
Fluido	Glicerol crudo	Glicerol acidificado	Metanol	Fondos del destilador	Medio preparado
Velocidad impulsión (m/s)	2	0,9	3	1,1	2,5
Material de la línea	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Rugosidad superficial (mm)	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
Longitud equivalente máx (m)	26,08	17,5	41,82	14,25	81,62
Accesorios	3 codos 90°	3 codos 90°	4 codos 90°	3 codos 90°	10 codos 90°
	-	-	-	-	3 contrac de 1/2
	1 válvula de paso	2 válvulas de paso	1 válvula de paso	1 válvula de paso	2 válvulas de paso
	-	-	-	-	-
Pérdidas de carga máx (m)	5,56	1,87	48,76	3,26	22,65
Diferencia de presión ΔP (atm)	1	2	1	2	2
Diferencia de altura ΔH (m)	5	6	3	7	7

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Potencia teórica de la bomba (HP)	0,1	0,01	0,13	0,008	0,48
Potencia adoptada (HP)	0,4	0,25	0,4	0,25	0,7
Consumo del motor de la bomba (kW)	0,3	0,17	0,3	0,17	0,5
NPSH _{maáximo} (m)	6	6	6	6	6
Modelo	3HM04N T	Zeta 0	3HM04N T	Zeta 0	3HM05N M
Fabricante	HASA	Servitek	HASA	Servitek	HASA

Bombas del proceso				
Tipo de bomba	Centrífugas			
Codigo de equipo	B-06	B-09	B-10	B-11
Fluido	Medio preparado	Jarabe	Etanol	Etanol
Velocidad impulsión (m/s)	3,9	3,7	2	3
Material de la línea	Acero inox	Acero inox	Acero inox	Acero inox
Rugosidad superficial (mm)	0,03	0,03	0,03	0,03
Longitud equivalente máx (m)	28,76	25,41	26,78	35,77
Accesorios	5 codos de 90°	8 codos de 90°	4 codos de 90°	5 codos de 90°
	-	-	-	-
	2 válvulas de	2 válvulas de	1 válvulade	2 válvulas de

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

	paso	paso	paso	paso
	1 T	1 T	-	1 T
Pérdidas de carga máx (m)	17,49	19,77	17,73	24,81
Diferencia de presión ΔP (atm)	1	1	1	1
Diferencia de altura ΔH (m)	7	7	5	2,6
Potencia teórica de la bomba (HP)	0,74	0,39	0,026	0,2
Potencia adoptada (HP)	1	0,55	0,25	0,4
Consumo del motor de la bomba (kW)	0,75	0,4	0,17	0,3
NPSH _{máximo} (m)	6	6	6	6
Modelo	3HM07N T	3HM05N T	Zeta 0	3HM04S T 2150
Fabricante	HASA	HASA	Servitek	HASA

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Bombas del proceso		
Tipo de bomba	De diafragma	
Código de equipo	B-07	B-08
Fluido	Medio de fermentación	Jarabe
Material de la línea	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Tamaño máx de los sólidos bombeables (mm)	6,3	1,6
Rango de operación de presión del aire (psi)	20-120	20-100
Caudal máximo de la bomba (l/min)	568	26
Velocidad máx de la bomba (cpm)	145	330
Modelo	Husky 2150	Husky 307
Fabricante	Graco	Graco

CAPÍTULO 9

SERVICIOS AUXILIARES

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

SERVICIOS AUXILIARES

INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se determina el requerimiento de los servicios auxiliares de agua, gas natural, vacío, vapor, aire comprimido y electricidad para un ciclo de producción. Además, se adoptan los equipos necesarios para generar estos servicios junto con su sistema de distribución.

Los cálculos de demanda de electricidad, gas y agua abarcan tanto la necesaria para el proceso, como así también la ajena al mismo, las cuales son estimadas.

SERVICIO DE VAPOR

En función del balance de masa y energía del Capítulo 7, se detalla en la siguiente tabla el consumo de vapor y sus condiciones para cada operación del proceso.

Operación	Equipo	Masa de vapor (kg/h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)
Calentamiento de la materia prima	T-01	66,45	2	120
Destilación	D-01	169	4	144
Esterilización de medio	I-03	506,27	4	144
Evaporación	E-01	2600	2	120
Limpieza y esterilización	T-04	34,4	4	144
	R-01	119	4	144
	R-02	6,1	4	144
	C-02	10	4	144
Intercambiador CIP	CIP	468	4	144
TOTAL	-	3980	-	-

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Adopción de la caldera

Existen dos tipos principales de calderas en función del paso del fluido calefactor, las humotubulares y acuatubulares. Las más usadas en la industria son las humotubulares cuyo gas de combustión circula por el interior de los tubos, mientras que el agua se calienta y evapora en el exterior de ellos. A diferencia de las acuatubulares, tiene mayor rendimiento, menor tiempo de puesta en marcha, trabajan a menores presiones y su mantenimiento resulta más sencillo. De acuerdo a nuestro plan de trabajo y a las características mencionadas anteriormente se adopta una caldera humotubular.

Para seleccionar una caldera adecuada que cumpla con los requisitos de producción de vapor, se calcula la capacidad térmica necesaria, la cual debe ser igual o mayor a Q_c . Por lo tanto se realiza el siguiente balance de energía para dicho cálculo:

$$Q_c = Q_{dil} + Q_{dest} + Q_{est} + Q_{evap} + Q_{Limp\ y\ est} + Q_{rep}$$

$$Q_c = \text{Calor total que debe suministrar la caldera (kcal/h)}$$

$$Q_{dil} = \text{Calor necesario para calentar la materia prima (kcal/h)}$$

$$Q_{dest} = \text{Calor necesario en el rehedidor del destilador (kcal/h)}$$

$$Q_{est} = \text{Calor necesario para la esterilización (kcal/h)}$$

$$Q_{evap} = \text{Calor necesario en la evaporación (kcal/h)}$$

$$Q_{limp\ y\ est} = \text{Calor necesario para la limpieza y esterilización (kcal/h)}$$

$$Q_{CIP} = \text{Calor necesario para calentar NaOH en el CIP (kcal/h)}$$

$$Q_{rep} = \text{Calor necesario para evaporar el agua de reposición de caldera (kcal/h)}$$

Se considera una pérdida del 10% en peso del retorno de condensados, cuya reposición se realiza con agua de red a 25°C.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Corriente	Masa de vapor (kg/h)	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	λ (kcal/kg)	Calor (kcal/h)
Q_{dil}	66,45	120	120	526,4	34979,3
Q_{dest}	169	144	144	510	86190
Q_{est}	506,27	144	144	510	258198
Q_{evp}	2600	120	120	526,4	1368640
$Q_{limp\ y\ est}$	170	144	144	510	86700
Q_{rep}	398	25	144	510	220912
Q_{CIP}	468	144	144	510	237660
Q_c	4378	-	-	-	2293280

Se adopta una caldera Fontanet, modelo HC - HM cuyas características principales son:

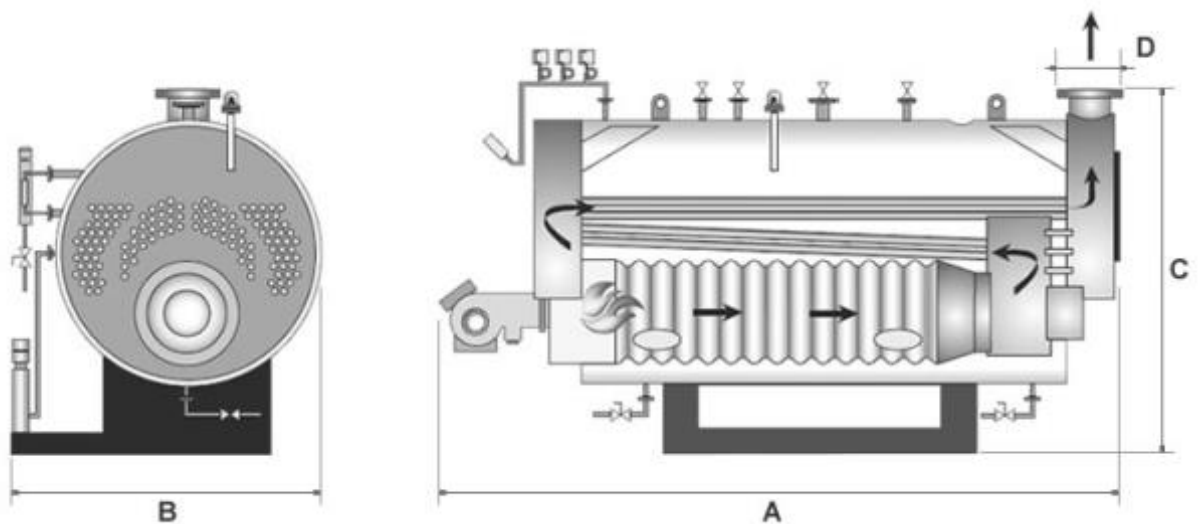
- Diseñadas para quemar combustibles líquidos livianos y/o gaseosos.
- Hogar dimensionado para una combustión completa con baja carga térmica. Además un margen de seguridad entre el hogar y el nivel de agua, que pudiera ser crítico de ocurrir una condición de bajo nivel en las de hogar lateral, permite una operación más segura.
- Fondo húmedo con cámara de retorno de gases totalmente refrigerada, sin partes refractarias.
- Bocas para las tareas de inspección y limpieza, puertas delanteras giratorias y posteriores desarmables, dejan accesible todas las superficies en contacto con agua, vapor y gases de combustión.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

- Construcción tipo paquete, con todos los equipos auxiliares incorporados, sistema que permite un rápido montaje y puesta en marcha luego de realizarse las conexiones de agua, combustible y electricidad.



Figura 9.1: Caldera humotubular HC-HM-40.



**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Figura 9.2: Dimensiones geométricas de la caldera.

Caldera A-01	
Fabricante	Fontanet
Modelo	Caldera HC - HM - 40
Tipo	Humotubular tres pasos fondo húmedo
Construcción	Tipo paquete
Quemador	Saacke
Combustible	Líquido o gaseoso
Producción de vapor (kg/h)	3346 - 4000
Capacidad térmica (kcal/h)	2160000 - 2370000
Rendimiento térmico	87%
Presión de trabajo (atm)	4
Máxima presión de trabajo (atm)	8
Superficie de calefacción (m ²)	92
Consumo de gas natural (Nm ³ /h)	295
<i>Dimensiones</i>	
A (mm)	6100
B (mm)	2850
C (mm)	2850
D (mm)	600

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Diagrama de abastecimiento de vapor

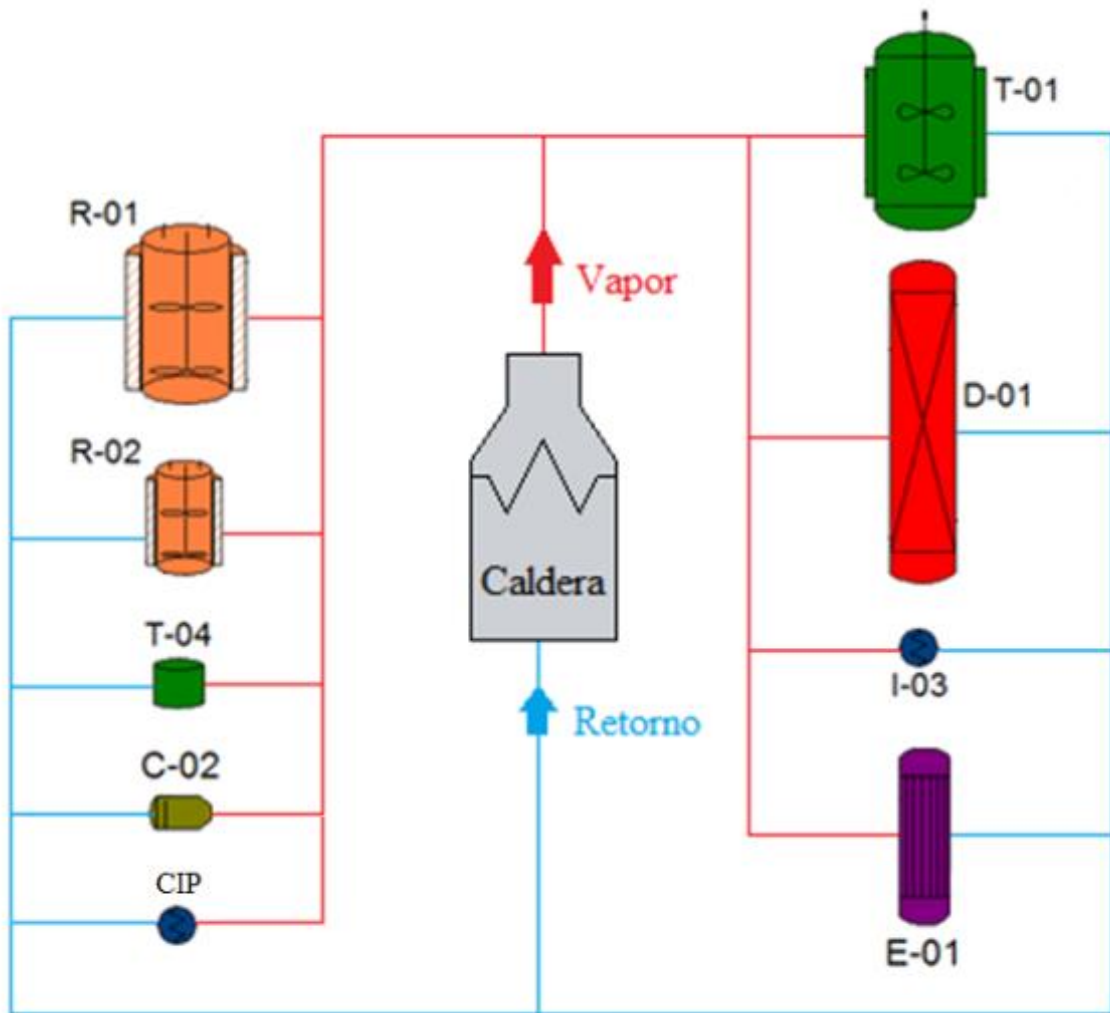


Figura 9.3: Diagrama de abastecimiento de vapor y retorno de condensados.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Dimensiones de tuberías

Para dimensionar el diámetro de una tubería de vapor saturado y retorno de condensado se tiene en cuenta la velocidad y presión por la que circulan en la línea de distribución.

- El diámetro de las tuberías se ve ligado a la velocidad del vapor, puesto que con una mayor velocidad del vapor en la línea de distribución, aumenta la erosión y el ruido en las tuberías. Por lo tanto las velocidades recomendadas para una adecuada y correcta distribución de vapor dentro de las líneas es de 25 a 35 m/s
- Para el retorno de condensado la velocidad de diseño depende de la existencia de vapor en la línea. Si es solo líquido condensado generalmente la velocidad es de 1 a 1,5 m/s pero si es flujo de dos fases, las líneas deben ser dimensionadas en base al flujo de vapor. Para el flujo de dos fases la velocidad de diseño aproximadamente es 15 m/s.

El cálculo del diámetro de la tubería corresponde a la siguiente ecuación:

$$D = \sqrt{\frac{4 * m_v * V_e}{v * \pi}}$$

D = Diámetro de la tubería (m)

m_v = Masa de vapor $\left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)$

V_e = Volumen específico del vapor $\left(\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}\right)$ = función de (P y T)

v = Velocidad del vapor $\left(\frac{\text{m}}{\text{h}}\right)$

Pérdida de calor en la red

A lo largo de toda la superficie externa de una tubería que transporta vapor existe una pérdida de calor hacia el ambiente por convección y radiación, provocando que parte del mismo se condense, reduciendo su presión y temperatura, lo cual ocasiona una disminución de la calidad del vapor. Por ello es que a las tuberías de distribución se le coloca un aislante térmico, de esta forma se minimiza el desperdicio de energía. En

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

tuberías en las que pasa vapor a presiones iguales o menores a 10 atm se ha determinado empíricamente que:

- Para tuberías menores a 2 plg de diámetro se tendrá 1 plg de espesor de aislante.
- Para tuberías mayores a 2 plg de diámetro se tendrá 2 plg de espesor de aislante.

Retorno de condensados

Las tuberías de retorno son aquellas que reciben el condensado de los equipos de transferencia de energía y de varias tuberías de descarga de trampas de vapor, y lo llevan de regreso al tanque de condensado para aprovechar tanto su temperatura como el tratamiento que ya le fue dado. En plantas pequeñas puede haber una sola línea de retorno de condensado.

Una instalación típica como se muestra en la figura 9.4, consiste en un tanque de recolección de condensados al cual se le agrega el agua de reposición tratada para luego ser bombeados a la caldera y generar vapor nuevamente.

Otro punto a considerar es que la línea de retorno de condensado este por debajo del nivel del equipo de transferencia de calor de manera que la descarga de condensado de la trampa de vapor pueda fluir por gravedad a la línea de retorno de condensado, además debe tener una ligera pendiente la cañería para favorecer el flujo por gravedad.

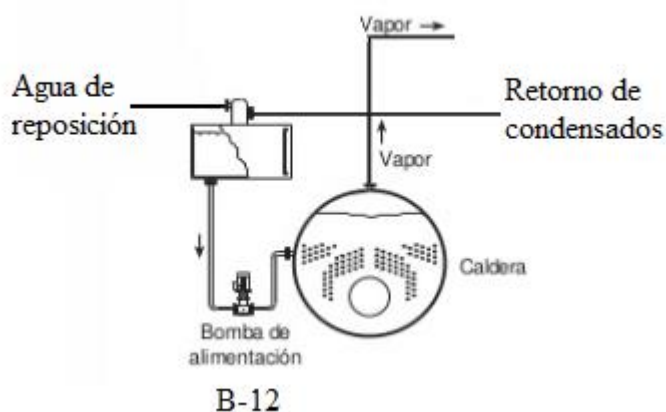


Figura 9.4: Circuito típico de condensados.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Trampas de vapor

Normalmente parte del vapor transportado en una línea de distribución condensa y se acumula en el fondo de la tubería. Cuando el área transversal de una sección de tubería está completamente llena de agua se generan olas de condensado a gran velocidad produciendo el golpe de ariete el cual puede causar daño humano así como al equipo, tubería y válvulas. Por lo tanto se debe tener en cuenta la ubicación y diseño de las instalaciones de trampeo.

Se colocan trampas de vapor en los siguientes casos:

1. Cada 30-50 metros de cañería recta.
2. Antes de una válvula de control o reductora de presión
3. **Antes de válvulas manuales que permanecen cerradas por largos periodos de tiempo.**
4. **En la parte inferior de subidas o bajadas verticales.**

Sistema de distribución		
	Línea de vapor	Línea de condensado
Masa (kg/h)	3512	3161
Volumen específico (m ³ /kg)	0,3213	0,9018
Velocidad (m/s)	30	15
Tipo de tubo	Acero al carbono - Schedule 80	
Aislante térmico	Lana mineral	

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<i>Característica de la tubería troncal</i>		
Diámetro calculado (mm)	115	97
Diámetro nominal (mm)	125	100
Diámetro interno (mm)	122,3	97,2
Espesor del aislante (mm)	50	50
<i>Característica de la tubería de la línea E-01</i>		
Diámetro calculado (mm)	99	73,66
Diámetro nominal (mm)	100	80
Diámetro interno (mm)	97,2	73,7
Espesor del aislante (mm)	50	50
<i>Características de las tuberías de la línea T-01, D-01, I-03, R-01, R-02, T-04, C-02, CIP</i>		
Diámetro calculado (mm)	43,7	38,1
Diámetro nominal (mm)	50	40
Diámetro interno (mm)	49,7	38,1
Espesor del aislante (mm)	25,4	25,4

Válvulas reguladoras de presión

Para reducir la presión de vapor en el punto de consumo, dado que este sale de la caldera a 6 atm y se requiere presión de 2atm y 4atm en los distintos equipos de transferencia, es necesario colocar en cada línea de distribución de vapor una válvula reguladora de presión. En la tabla siguiente se detallan sus características técnicas.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Válvulas reguladoras de presión				
Fabricante	Spirax Sarco			
Modelo	DP17 - DN25	DP17 - DN15LC	DP17 - DN20	DP143 - DN80
Material del cuerpo	Fundición nodular	Fundición nodular	Fundición nodular	Acero al carbono
Conexiones	Bridas	Bridas	Bridas	Bridas
Rango de presión (bar g)	Máximo 17	Máximo 17	Máximo 17	Máximo 26
Temperatura máxima admisible (°C)	232	232	232	300
Cantidad	2	4	2	1
Línea a equipo	I-03 CIP	T-04 R-01 C-02 T-01	R-02 D-01	E-01

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Figura 9.5: Válvula reguladora de presión.

Sistema de bombeo de la caldera

El sistema de bombeo de una caldera en circuito cerrado está compuesto por la bomba B-12 encargada de alimentar a la caldera.

La reposición de agua al tanque de condensados, se realiza mediante la bomba B-16 del sistema de distribución, previo al ingreso se realiza un tratamiento físico-químico para eliminar su dureza.

Ablandador automático de agua Twin

Un ablandador Twin permite acondicionar el agua destinada a sistemas en los cuales la dureza (sales de calcio y magnesio) genera depósitos minerales no deseados en lugares sensibles como calderas. Esas incrustaciones reducen el proceso de intercambio de calor generando un mayor consumo de energía y acortando la vida útil de las instalaciones.

El agua de red con alto contenido de sales de calcio y magnesio pasa a través de una resina polimérica en la cual se produce un intercambio iónico sobre la superficie, cuando la resina está saturada, es decir, cuando todos los iones sodio son intercambiados por los iones calcio y magnesio presentes en el agua de alimentación, debe ser regenerada a través del pasaje de una mezcla formada por cloruro de sodio y

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

agua, comúnmente denominada "salmuera". El equipo realiza de manera autónoma las operaciones de regeneración de la resina.



Figura 9.6: Ablandador de agua.

Como se observa en la figura 9.6, el equipo está compuesto por un único cabezal automático programable de control, dos columnas de intercambio iónico y un tanque de regeneración en el cual se agrega NaCl para regenerar la resina. Al tener el sistema dos columnas permite la provisión de agua tratada de forma continua, es decir mientras una brinda agua ablandada, la otra se regenera.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Ablandador de agua	
Fabricante	Aquatherm S.A.
Modelo	TWIN 12 doble
Caudal de trabajo (m ³ /h)	3,9
Presión de entrada (kg/m ²)	1,8 - 4
Regeneración de la resina	Automática
Volumen de resina (litros)	100
Tipo de resina	Catiónica

Bomba centrífuga B-12	
Fabricante	HASA
Modelo	ECO-MAT 15
Fluido	Agua de red
Caudal (m ³ /h)	3,9
Velocidad impulsión (m/s)	4
Densidad (kg/m ³)	1000
Material de la línea	PVC
Rugosidad superficial (mm)	0,0015
Equipos involucrados	A-01
Longitud total máx impulsión (m)	20,5
Pérdidas de carga máx (m)	-
Diferencia de presión ΔP (atm)	8
Diferencia de altura ΔH (m)	1
Potencia teórica de la bomba (HP)	0,140

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Potencia adoptada (HP)	0,4
Eficiencia de la bomba	35%
Consumo del motor de la bomba (kW)	0,3
NPSH disponible (m)	-
NPSH requerido (m)	-
<i>Accesorios</i>	
Tipo	Cantidad
Codo 90°	2
Válvula de paso	1

SERVICIO DE AGUA DE PROCESO

El consumo de agua es una parte importante en el proceso, principalmente en el uso como refrigerante en intercambiadores de calor, como en la limpieza de fermentadores, tanques y demás equipos. Debido a la existencia de red de agua corriente en el parque industrial San Lorenzo, la planta posee una cisterna pulmón y una serie de bombas conectadas a la misma para abastecer al proceso.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Diagrama de abastecimiento de agua de proceso

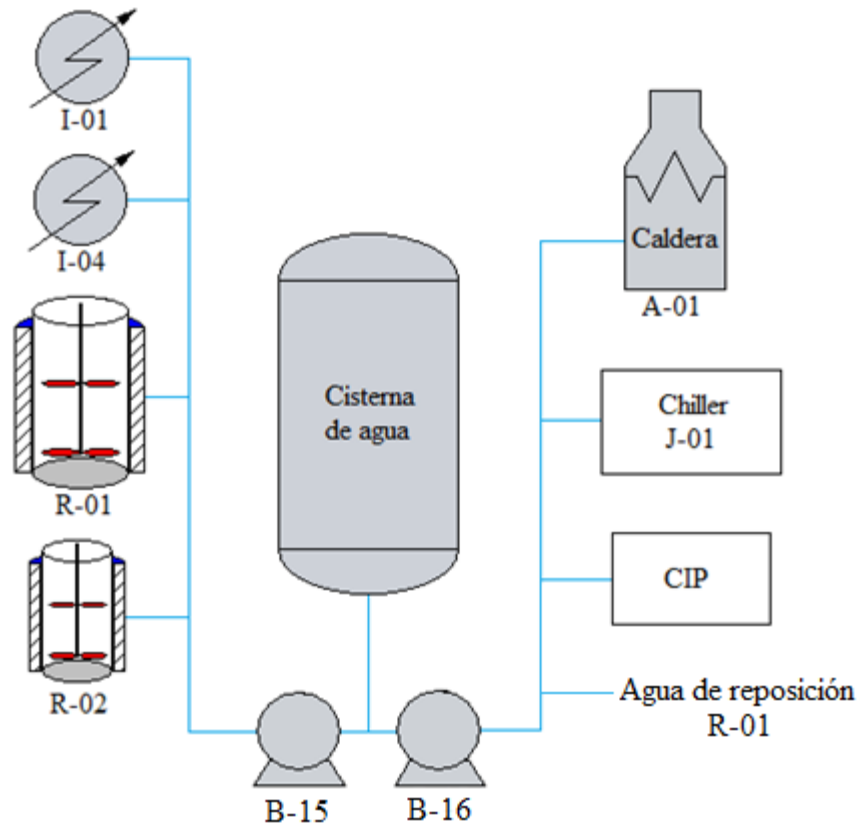


Figura 9.7: Diagrama de abastecimiento de agua para el proceso

Agua requerida en diferentes etapas del proceso

Etapa	Equipo	Consumo (kg/h)
Condensación de metanol	I-01	3093,5
Enfriador de medio	I-04	15836
Agua de reposición en el Fermentador	R-01	10
Serpentín del Fermentador	R-01	3400

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Serpentín del Inoculo	R-02	100
Agua reposición chiller	J-01	4522
Lavado CIP	CIP	5040
TOTAL	-	32002

Cisterna de almacenamiento de agua

El tamaño de la cisterna es calculado en base al consumo total de agua de red por ciclo operativo. En consecuencia se adopta una cisterna tanque vertical de 26.000 litros Duraplast de polietileno virgen con protección UV y nervaduras.

Las dimensiones son de 4,4m de altura y 2,95m de diámetro, posee válvula de 2" y tapa de inspección de 45,5 cm de ancho.



Figura 9.8: Cisterna de almacenamiento de agua.

Sistema de cañerías para el abastecimiento de agua de proceso

Para el dimensionamiento de las cañerías de agua, se supone una velocidad lineal de 3m/s. En función del caudal necesario para cada línea se calcula el diámetro y la pérdida

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

de carga a través de las mismas. Esta no debe superar los 15 m. Se adoptan tuberías de PVC.

Calculo de bombas de distribución de agua

En primer lugar se adopta una velocidad de flujo en los tubos, la cual se establece en 3 m/s (R.H. Warring 1977). Con la velocidad y los caudales del balance de masa y energía se establecen los diámetros de las líneas de agua al proceso.

$$D_{\text{tubos}} = \sqrt{\frac{4 * Q_v}{\pi * V}}$$

D_{tubos} = Diámetro de los tubos (m)

Q_v = Caudal de agua ($\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$)

V = Velocidad de flujo en los tubos ($\frac{\text{m}}{\text{s}}$)

Con las propiedades del agua, el diámetro de la cañería y la velocidad adoptada se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{D * V * \rho}{\mu}$$

Re = Número de Reynolds

ρ = Densidad del agua ($\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$)

μ = Viscosidad del agua ($\frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}}$)

Se utilizan cañerías de PVC para el agua y en el caso del CIP se adopta acero inoxidable debido al empleo de ácidos y bases calientes. Cada material presenta su rugosidad superficial característica k .

$$\epsilon = \frac{k}{D_{\text{tubos}}}$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Con el Reynolds y la rugosidad relativa ϵ , se obtiene el factor de fricción f del diagrama de Moody. Luego se calculan las pérdidas de carga en la cañería con la siguiente ecuación:

$$h_f = f * \frac{L_e * V^2}{D_{\text{tubos}} * 2 * g}$$

Donde L_e es el largo total de la cañería, más la pérdida de carga equivalente en longitud de los accesorios como válvulas y codos en la línea.

El trabajo que debe realizar la bomba para la conducción de fluido desde la base de la cisterna hacia el punto de descarga se calcula aplicando un balance de energía de Bernoulli.

$$H_B = h_f + \left(\frac{P_2}{\delta * g} + \frac{V_2^2}{2 * g} + Z_2 \right) - \left(\frac{P_1}{\delta * g} + \frac{V_1^2}{2 * g} + Z_1 \right)$$

Donde H_B es la altura dinámica o carga de la bomba, cuya potencia se calcula de la siguiente manera

$$P = H_B * g * \delta * Q_v$$

Para el balance de Bernoulli, se toma la altura inicial, la altura del nivel de líquido dentro de la cisterna, el cual se considera constante y en capacidad nominal de la misma, dando como resultado 3,8 m y cuya velocidad de flujo se considera nula y la presión es la atmosférica.

Para el punto de descarga se considera la velocidad adoptada de 3 m/s, la altura del punto máximo a nivel del techo condicionado por el condensador de la columna de destilación, y a una presión de 2 atm.

El factor del NPSH no se tiene en cuenta debido a que las bombas se colocan en la base de los equipos, manteniendo su eje por debajo del nivel de líquido, y minimizando las pérdidas de carga en la aspiración, por lo que se satisface cualquier requerimiento de altura mínima de succión.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Bombas centrífugas	B-15	B-16
Fabricante	HASA	HASA
Modelo	ECO-MAT 15	ECO-MAT 7,5
Fluido	Agua de red	Agua de red
Caudal (m ³ /h)	19,2	6,7
Velocidad impulsión (m/s)	3	3
Densidad (kg/m ³)	1000	1000
Material de la línea	PVC	PVC
Rugosidad superficial (mm)	0,0015	0,0015
Equipos involucrados	I-01, I-04, R-01, R-02	A-01**, R-01, R-02, T-04, J-01
Longitud total máx impulsión (m)	62,7	65,2
Pérdidas de carga máx (m)	8,23	-
Diferencia de presión ΔP (atm)	1	1
Diferencia de altura ΔH (m)	3,7	3,7
Potencia teórica de la bomba (HP)	1,14	0,5
Potencia adoptada (HP)	1,5	0,75
Eficiencia de la bomba	75%	66%
Consumo del motor de la bomba (kW)	1,1	0,55
NPSH disponible (m)	-	-

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

NPSH requerido (m)	-	-
<i>Accesorios</i>		
Tipo	Cantidad	
Codo 90°	5	4
Válvula de paso	3	3
Conexión T	1	1
Contracción d/D=1/2	2	-
Contracción d/D=3/4	-	1

**La caldera posee un tanque donde se acumula el agua de reposición más el agua de condensados, luego el agua total se bombea con la bomba B-12.

Sistema de lavado CIP

Para la limpieza de los equipos T-04, R-01, R-02, I-02, I-03 y I-04 se utiliza un sistema de lavado CIP centralizado (*Cleaning in place*) automatizado en circuito cerrado. Este se lleva a cabo mediante la circulación de agua y diluciones de productos químicos calientes a través de las instalaciones mencionadas.

Un ciclo típico de lavado CIP comprende las siguientes etapas:

1. Pre-enjuague con agua reutilizada fría o caliente de 15-20 minutos.
2. Lavado alcalino con NaOH (0,2-2%) a 60-75°C por 8 minutos con ciclos de 2 minutos de operación y parada.
3. Desplazamiento con agua y recuperación de NaOH.
4. Lavado con ácido nítrico (0,5 -1%) o ácido fosfórico (2%) por 15-20 minutos
5. Desplazamiento con agua para recuperar el ácido.
6. Enjuague final con agua por 15-20 minutos.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

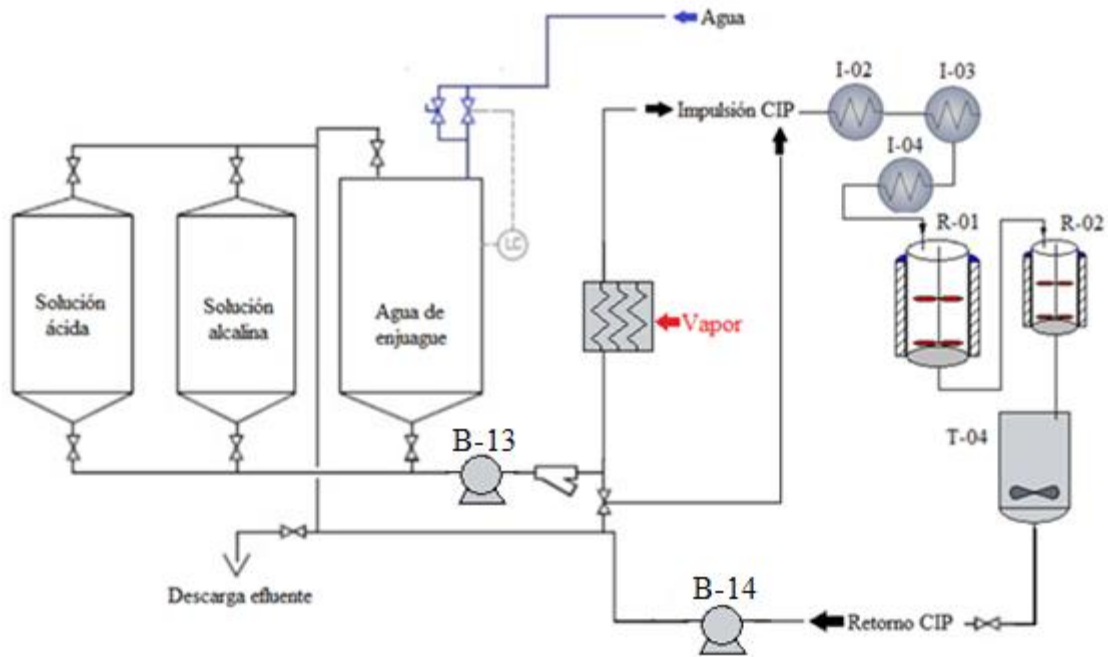


Figura 9.9: Sistema de limpieza CIP.

Componentes del sistema CIP

1. Batería de tres tanques de acero inoxidable AISI 304L, montados sobre chasis de acero inoxidable, fondo y techo cónico, equipados con puerta de hombre de 400 mm. Con aislante térmico para el tanque de soda caustica.
2. Bombas:
 - Bomba centrífuga B-13 para la impulsión de líquido.
 - Bomba autoaspirante B-14 para la línea de retorno.
3. Intercambiador de calor de placas de acero inoxidable AISI 316, para el calentamiento de NaOH mediante vapor.
4. Sistema de instrumentación y control automático.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Diseño del sistema CIP

Para lograr una limpieza efectiva de las cañerías, el criterio principal es generar un flujo turbulento en su interior, el cual se logra con velocidades del fluido en tuberías de 1,5 a 3 m/s. (Ing. Miguel Harutiunian). El dimensionamiento de los tanques del sistema se calcula de acuerdo con el circuito de lavado, teniendo en cuenta todos los elementos intermedios, más una reserva de 50% como mínimo. (Tecnología de procesos industriales S.A.)

Para la limpieza de los tanques y reactores se instalan unas bochas de limpieza por equipo. Las mismas contienen una determinada cantidad de orificios de cierto diámetro uniformemente distribuidos. La presión de trabajo es de hasta 2,5 bares y el diámetro de alcance es hasta 8 metros, y el caudal alcanza hasta los 67 m³/h. (Ing. Miguel Harutiunian).

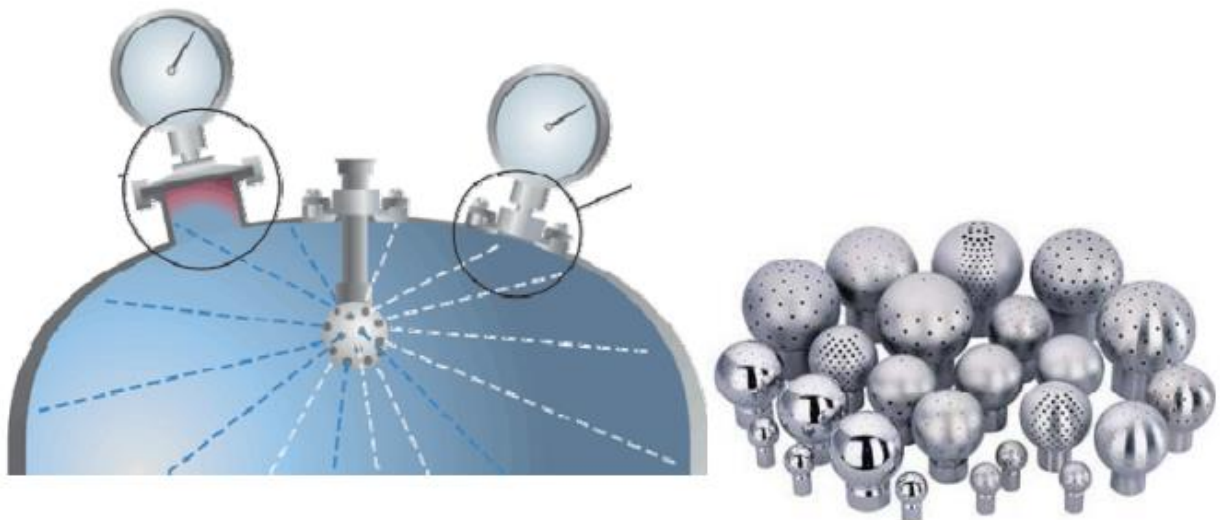


Figura 9.10: Bochas de limpieza.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<i>Sistema de limpieza CIP</i>	
<i>Tuberías</i>	
Velocidad del flujo (m/s)	3
Caudal (l/s)	1,4
Reynolds	>80000
Material	Acero inoxidable
Diámetro nominal de la tubería (mm)	25
Diámetro interno de la tubería (mm)	24,3
Longitud total de la tubería (m)	200
<i>Tanques</i>	
Volumen tanque NaOH (l)	200
Volumen tanque ácido (l)	200
Volumen tanque agua enjuague (l)	200

Tipo de bomba	Bomba centrífuga B-13	Bomba autoaspirante B-14
Fabricante	HASA	HASA
Modelo	ECO-MAT 20	MATI OX-10
Fluido	Ácido, Base, Agua	Ácido, Base, Agua
Caudal (m ³ /h)	21,1	21,1
Velocidad impulsión (m/s)	3	4

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Densidad (kg/m ³)	1000	1000
Material de la línea	Acero inoxidable	Acero inoxidable
Rugosidad superficial (mm)	0,03	0,03
Equipos involucrados	I-02, I-03, tubo de retención, I-04	Tanques CIP
Longitud total máx impulsión (m)	51,3	6,8
Pérdidas de carga máx (m)	-	6.39
Diferencia de presión ΔP (atm)	1	1
Diferencia de altura ΔH (m)	6,5	1,5
Potencia teórica de la bomba (HP)	1,92	0,67
Potencia adoptada (HP)	2	1
Eficiencia de la bomba	96%	67%
Consumo del motor de la bomba (kW)	1,5	0,75
NPSH disponible (m)	-	9,28
NPSH requerido (m)	-	6
<i>Accesorios</i>		
Tipo	Cantidad	
Codo 90°	2	2
Válvula de paso	1	3

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

*La bomba B-14 es del tipo autoaspirante, debido a succionar líquido cuyo nivel está por debajo del eje de la bomba

ADOPCIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE AGUA

Para condensar los vapores a baja presión en el equipo I-05 se utiliza un como fluido refrigerante agua a 15°C. Esto se logra mediante un equipo enfriador de agua en circuito cerrado J-01.

De acuerdo al balance de energía la cantidad de calor a retirar del agua de enfriamiento es $1,357 \cdot 10^6$ kcal/h. Se trabaja con un delta de temperatura de 15°C.

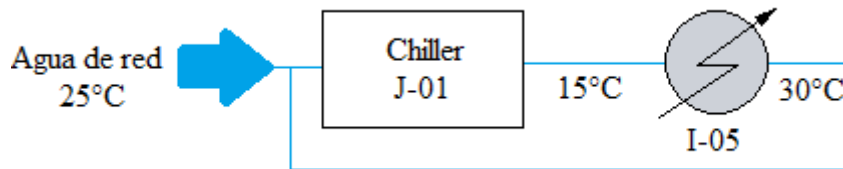


Figura 9.11: Sistema de enfriamiento de agua.

Enfriador de agua J-01 (Chiller)	
Fabricante	OSMI
<i>Parámetros del fluido</i>	
Fluido	Agua
Caudal másico (kg/h)	90434
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	90,4
<i>Especificaciones técnicas</i>	
Modelo	EAN – 4672 – AC
Capacidad (Frigorías/h)	566088
Potencia del compresor (HP)	192
Caudal (m ³ /h)	101,05
<i>Dimensiones</i>	
Base	4,72m
	4,82m
Altura	1,87m

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Imagen 9.12: Equipo enfriador de agua.

Fuente: <http://www.osmi.com.ar/>

ADOPCIÓN DE LA BOMBA DE VACÍO

Esta bomba se acopla al sistema de concentración del jarabe de DHA para generar el nivel de vacío requerido en el evaporador E-01 y el condensador I-05.

Los criterios principales tomados en cuenta para la bomba de vacío son: la presión límite requerida (nivel de vacío) y el flujo de evacuación principalmente.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



EM 4

Figura 9.13: Bomba de vacío para el evaporador.

Bomba de vacío - V-01		
Fabricante	VEQ S.A.	
Modelo	EM4	
Frecuencia (Hz)	50	
Capacidad nominal (m ³ /h)	4	
Presión máxima (abs) (mbar)	2	
Potencia del motor (kW)	0,12	
Velocidad del motor (min ⁻¹)	3000	
Peso total (kg)	5,4	
Dimensiones (mm)	Longitud	236
	Altura	137
	Ancho	161

El sistema de descarga de condensados se realiza alternando la acumulación del agua en dos tanques colectores. Ambos tanques están conectados al sistema de vacío y presentan

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

válvulas que interrumpen la conexión con el condensador para su presurización y descarga por gravedad del líquido.

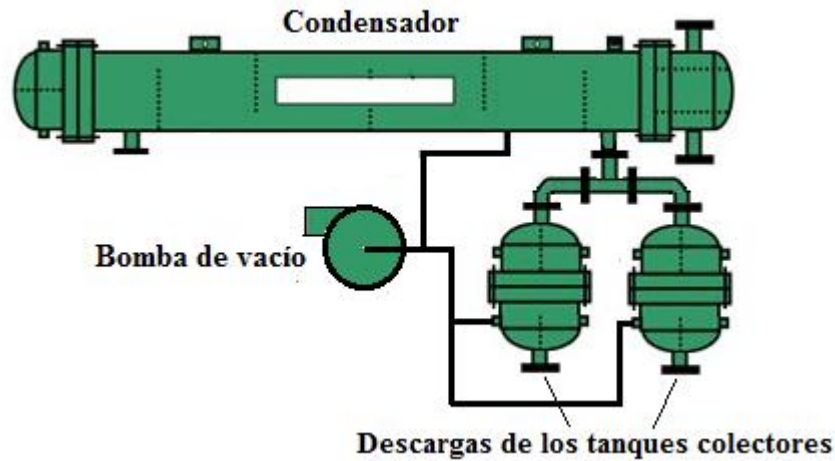


Figura 9.14: Esquema del sistema de vacío para la descarga de condensados.

SERVICIO DE GAS NATURAL

El parque industrial San Lorenzo cuenta con una red de media y alta presión de gas natural. Esta red provee de gas a los equipos A-01 (Caldera) y S-01 (Secador rotatorio), además del laboratorio, cocina, baños y en las oficinas para calefacción.

Para calcular el gas natural en la caldera se utiliza la siguiente ecuación:

$$C_g = \frac{E}{\eta * P_g}$$

$$C_g = \text{Caudal de gas natural } \left(\frac{m^3}{h}\right)$$

$$P_g = \text{Poder calorífico del gas natural} = 9300 \frac{kcal}{m^3}$$

$$\eta = \text{Rendimiento de la combustión} = 87\%$$

$$E = \text{Energía necesaria en la caldera} = 2370000kcal$$

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Consumo gas natural	
Proveedor	Litoral Gas S.A.
<i>Destino</i>	<i>Consumo (m³/h) - Estándares 1atm - 15°C</i>
Caldera A-01	293
Secador rotatorio S-01	2,4
Laboratorio	0,2
Cocina	0,32*
Baños	0,86*
Calefacción	0,48*
TOTAL	298

*Datos obtenidos de ENARGAS

La cañería principal de distribución de gas natural a toda la planta es de acero galvanizado, con un diámetro de 4 pulgadas, la misma finaliza como alimentación de la caldera.

La cañería de derivación al secador rotatorio es de ¾ pulgadas de diámetro, mientras que las de distribución a las instalaciones baño, comedor, calefacción y vestuario son de ½ pulgadas de diámetro y de polietileno unido por termofusión.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

SERVICIO DE ELECTRICIDAD

El parque industrial San Lorenzo cuenta con una estación transformadora de voltaje y líneas internas de suministro de energía eléctrica de baja y media tensión. Además posee una red de iluminación interior.

Para el sistema de iluminación e instalaciones de la planta se utiliza corriente alterna de 220 V. En lo que respecta a los equipos del proceso se utiliza una corriente alterna trifásica de 380V.

Descripción de la instalación eléctrica

Para el correcto funcionamiento de la instalación eléctrica son necesarios una serie de elementos que se detallan a continuación:

Tableros

Son necesarios para llevar a cabo la ejecución y funcionamiento de cualquier tipo de instalación eléctrica. Tienen la facultad distribuir corrientes a todos los sectores de la empresa. Se utilizan tanto para la medición, control y maniobra de la corriente involucrada en la planta, como así también para la protección de la maquinaria, infraestructura y del personal. En los tableros, los circuitos se bifurcan y ordenan convenientemente. Éstos están formados por aparatos de maniobra, con llaves o conmutadores, aparatos de protección, como fusibles y llaves automáticas, aparatos de medición, como medidores de energía, amperímetros, voltímetros, etc. Son generalmente paneles verticales colocados dentro de cajas. La altura a la cual están ubicados debe permitir las operaciones de una persona. Los tableros, clasificados desde el punto de vista de su operación son:

- Tablero principal: es aquel que opera básicamente la integridad de la instalación. Se encarga de recibir la alimentación de la energía eléctrica directamente desde la línea principal, alimentando las líneas seccionales y de los circuitos.
- Tablero seccional: es aquel que opera circuitos, esta alimentado por las líneas seccionales. Se colocan en los sitios necesarios para poder accionar los

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

comandos para la parada, arranque y manejo de los diferentes equipos en los que sea necesario.

Conductores eléctricos

Se encargan de la conducción de la energía eléctrica en los diferentes circuitos. El cableado que se utiliza en planta será de cobre, cuya sección está determinada por la corriente que es capaz de conducir y es limitada por el calentamiento y la caída de tensión que provoca. En el exterior poseen una cubierta de aislante térmico y eléctrico. Esta cubierta está diseñada de material plástico, principalmente está de policloruro de vinilo (PVC).

Tomacorrientes

Se llama de esta manera a las piezas que tienen como objetivo establecer y permitir una conexión segura entre la línea eléctrica y un enchufe de función complementaria que corresponde a un elemento de trabajo. Usualmente se encuentran en la pared de forma superficial o empotrada sobre ella, o también se los suele encontrar adaptados dentro de los tableros eléctricos, esto se da en el caso de ser sistemas trifásicos. En los sectores tales como la oficina y el laboratorio se colocan tomacorrientes del tipo monofásicos mientras que en el sector de producción se colocan del tipo trifásico, ya que en este sector se requieren mayores necesidades energéticas.

Elementos de protección

En los circuitos eléctricos pueden ocasionarse fallas que provoquen daños letales a las personas. Por lo cual, el circuito debe estar conectado a tierra ante la ocurrencia de un hecho que comprenda la abertura del circuito, permitiendo que la corriente sea derivada al suelo y gracias a esto proteger a las personas que estén en contacto con las instalaciones. En una instalación industrial las carcasas de los equipos eléctricos, los accionamientos de los aparatos, los armazones de estructura y las partes metálicas de los cables deben estar conectados a tierra.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Consumo de energía eléctrica de los equipos de proceso

En la siguiente tabla se detalla el consumo de potencia de cada equipo por mes, considerando las horas de funcionamiento en un ciclo de producción.

Equipo	Potencia (kW)	Funcionamiento (h/semana)	Consumo (kW/mes)
C-01	90	6	2160
Compresor	30	96	11520
C-02	5,5	8	176
J-01	192	8	6144
K-01	745	9	26820
K-02	745	9	26820
C-03	125	1	500
S-01	1,75	1	7
N-01	2	0,25	2
H-01	2	1	8
<i>Agitación</i>			
T-01	1	1	4
T-03	35	0,16	22,4
R-01	3,5	72	1008
R-02	1	24	96

Proyecto Final – Ingeniería Química

Universidad Tecnológica Nacional – Facultad Regional Villa María

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

P-01	5	0,5	10
P-02	1	0,5	2
T-05	3	0,16	2
<i>Bombas</i>			
V-01	0,12	8	6
B-01	0,3	0,5	1
B-02	0,17	6	6,3
B-03	0,3	1	1,85
B-04	0,17	6	6,3
B-05	0,5	5	15
B-06	0,75	1	4,6
B-09	0,4	1	2,5
B-10	0,17	1	1
B-11	0,3	1	1,8
B-12	0,3	4	4,8
B-13	1,5	1	6
B-14	0,75	1	4,6
B-15	1,1	102	448
B-16	0,55	10	22
<i>TOTAL</i>			75833,15

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Sistema de iluminación

El fundamento de la iluminación en la industria es brindar una visibilidad lo más eficiente y cómoda posible que permita realizar el trabajo en forma adecuada ayudando a mantener un ambiente seguro. Una buena iluminación consigue disminuir accidentes de trabajo, protege la capacidad visual de los operarios y evita fatiga ocular. También es importante para realizar una correcta limpieza y mantenimiento de los distintos sectores y equipos.

Determinación del nivel de iluminación requerido para cada ambiente

Para obtener el nivel de iluminación necesario y deseado para cada sector, se tienen en cuenta las dimensiones que poseen los mismos y el flujo luminoso necesario de acuerdo al trabajo que se realice en él. El nivel de iluminación se mide en lux (lm/m^2) y surge del cociente de flujo luminoso (lumen) y el área de la superficie iluminada (m^2).

Los niveles mínimos de iluminación están dados por la ley 19.587 “higiene y seguridad en el trabajo” decreto 4160 en la tabla siguiente se detallan los respectivos valores.

Descripción de la tarea	Nivel de iluminación (lx)
Tareas que no exigen esfuerzo visual: tránsito por pasillos, almacenajes, carga y descarga de materia prima	50
Tareas que exigen poco esfuerzo visual: trabajos generales que se realizan en sala de calderas, depósito de materiales, escaleras	100
Tareas que exigen esfuerzo visual corriente: trabajos que requieren distinción moderada de detalles, trabajos en máquinas automáticas, embalaje, sala de reuniones y conferencias.	200

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Tareas que requieren bastante esfuerzo visual: trabajos prolongados que requieran fina distinción de detalles, grado moderado de contraste y largos espacios de tiempo, trabajos en taller, maquinarias, montajes y trabajo de oficina	400
Tareas que exigen gran esfuerzo visual trabajos de precisión que requieren fina distinción de detalles, gran velocidad, acabados finos, pintura extra fina, costuras en ropa oscura, mesas de dibujo	700
Tareas que exigen máximo esfuerzo visual: trabajos de precisión máxima que requieren finísima distinción de detalles	1500

Tabla 9.1 niveles de iluminación necesaria por cada sector de la industria

Adopción del tipo de lámparas para iluminación

Las lámparas necesarias para iluminación se adoptan teniendo en cuenta las siguientes factores: El consumo energético, la economía de instalación, el mantenimiento que debe realizarse como así también el nivel de iluminación, las dimensiones del sector y las actividades que se realicen allí. En la siguiente tabla se especifican el tipo de lámpara adoptado para cada zona,

Sector	Tipo de lámpara
Zonas cubiertas: <ul style="list-style-type: none"> • Depósito de insumos y materia prima • Depósito de producto • Taller de mantenimiento • Sala de caldera • Producción • Sector de cisterna y bombeo de agua 	Tipo: vapor de mercurio Modelo: HQL E40- Orsam Potencia: 250 W Flujo luminoso: 13000 lm Consumo de energía: 275kWh/1.000 h

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<p>Zonas a la intemperie:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Estacionamiento • Recepción de la materia prima • Despacho de producto • Garita de seguridad 	<p>Tipo: vapor de mercurio</p> <p>Modelo: HQL E40- Orsam</p> <p>Potencia: 400 W</p> <p>Flujo luminoso: 22000 lm</p> <p>Consumo de energía: 440kWh/1.000 h</p>
<ul style="list-style-type: none"> • Oficinas administrativas • Baños y vestuarios • Comedor • Laboratorio 	<p>Tipo: tubos fluorescentes</p> <p>Modelo: Philips-TPS 462</p> <p>Potencia: 110 W</p> <p>Flujo luminoso: 8800 lm</p> <p>Rendimiento: 70 lm/ W</p>

Tabla 9.2 tipos de lámparas utilizadas en cada sector de la industria

Fuente: elaboración propia

Cálculo del número de lámparas necesarias para iluminación

De acuerdo al nivel de iluminación deseado para cada área se calcula el número de lámparas necesarias empleando la siguiente ecuación.

$$N^{\circ} \text{ lámparas} = \frac{E * S}{F_m * F_u * I_l}$$

E = Nivel de iluminación (lx)

S = Superficie del sector a iluminar (m²)

F_m = Factor de mantenimiento

F_u = Factor de utilización

I_l = Flujo luminoso de la lámpara (lm)

El factor de mantenimiento está relacionado con el ensuciamiento de la luminaria, lo cual provoca una disminución del flujo luminoso. En los alumbrados interiores que

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

presentan una polución del ambiente reducida se recomienda utilizar un factor de mantenimiento de 90% para luminaria cerrada y 80% para abierta. En los alumbrados exteriores se utiliza un factor de 60% cuando la polución es importante, 70% cuando es moderada y 80% si es reducida.

Se define el factor de utilización a la relación entre el flujo útil procedente de las luminarias que llega a la calzada o superficie a iluminar y el flujo emitido por las lámparas instaladas en las luminarias. Es decir brinda un rendimiento de las luminarias ubicadas en el sector analizado.

Para determinar F_u es necesario conocer el índice del local, el factor de reflexión para el techo, paredes y suelo.

El índice del local se calcula con la siguiente ecuación:

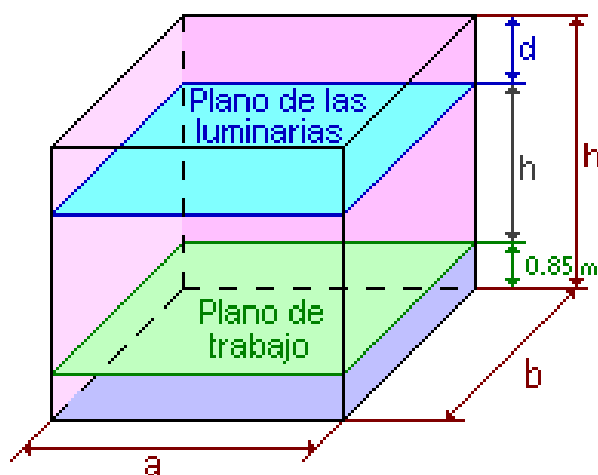
$$k = \frac{a * b}{h * (a + b)}$$

k = Índice del local

a = Largo (m)

b = Ancho (m)

h = Altura de las luminarias (m)



PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

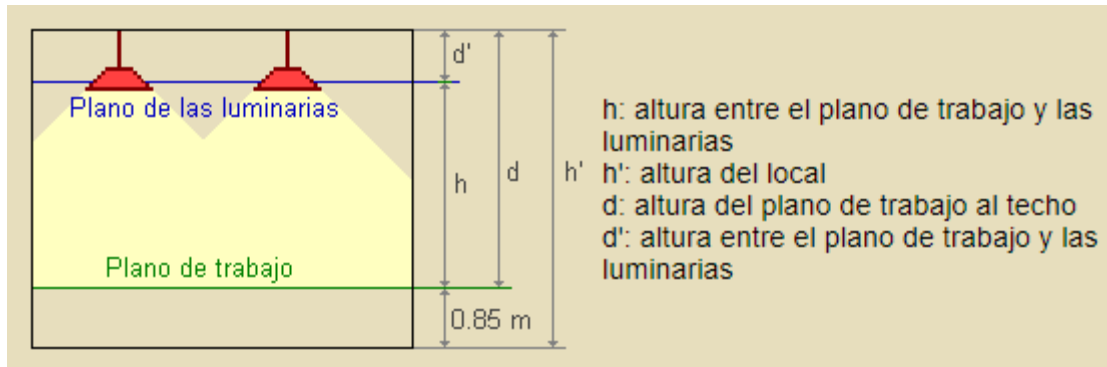


Figura 9.15: Dimensiones de una luminaria estándar.

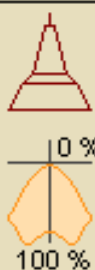
Los factores de reflexión del techo, paredes y suelo se encuentran normalmente tabulados para los diferentes tipos de materiales, superficies y acabados de un plano, lo que definen su color. En la siguiente tabla se resumen estos valores.

	Color	Factor de reflexión (ρ)
Techo	Blanco o muy claro	0.7
	claro	0.5
	medio	0.3
Paredes	claro	0.5
	medio	0.3
	oscuro	0.1
Suelo	claro	0.3
	oscuro	0.1

Tabla 9.3: Factores de reflexión

A partir del índice del local y los factores de reflexión se determina el factor de utilización en las tablas de suministradas por los fabricantes de lámparas.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Tipo de aparato de alumbrado	Índice del local k	Factor de utilización (η)														
		Factor de reflexión del techo														
		0.8			0.7			0.5			0.3			0		
		Factor de reflexión de las paredes														
		0.5	0.3	0.1	0.5	0.3	0.1	0.5	0.3	0.1	0.3	0.1	0			
 10 % 100 %	0.6	.66	.62	.60	.66	.62	.60	.65	.62	.59	.62	.59	.58			
	0.8	.75	.71	.68	.75	.71	.68	.74	.71	.68	.70	.68	.67			
	1.0	.80	.76	.73	.80	.76	.73	.79	.76	.73	.76	.73	.72			
	1.25	.85	.81	.80	.85	.81	.80	.84	.81	.78	.80	.78	.77			
	1.5	.88	.86	.82	.88	.85	.82	.88	.84	.82	.84	.82	.81			
	2.0	.94	.90	.88	.93	.90	.88	.92	.89	.87	.88	.87	.85			
	2.5	.96	.93	.92	.96	.93	.91	.94	.92	.90	.91	.89	.88			
	3.0	.99	.95	.94	.98	.95	.93	.96	.94	.92	.93	.91	.89			
	4.0	1.01	.99	.96	1.00	.98	.96	.98	.97	.95	.95	.94	.92			
	5.0	1.02	1.01	.99	1.01	1.00	.98	1.00	.98	.97	.97	.96	.94			

$D_{max} = 0.7 H_m$
 f_m .70 .75 .80
 H_m : altura luminaria-plano de trabajo

Tabla 9.4 Factores de utilización para diferentes factores k.

SECTOR	E (lx)	S (m ²)	k	Fu	Fm	I lámpara	N° de lámparas calculado	N° de lámparas adoptado
Comedor	150	24	1,65	0,84	0.9	8800	0,54	2
Vestuario y baños	150	40	1,86	0,88	0.9	8800	0,86	2
Oficina administrativa	500	72	2,42	0,91	0.9	8800	4,99	7
Laboratorio	1500	32	1,62	0,84	0.9	13000	4,88	6
Sala de caldera	200	54	1,67	0,84	0.7	22000	0,83	2
Taller de mantenimiento	750	24	1,45	0,84	0.7	13000	2,35	3

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Garita de seguridad	150	9	0,91	0,76	0,7	22000	0,11	2
Estacionamiento	100	200	2,12	0,88	0,6	22000	1,72	3
Depósito de producto	200	24	1,12	0,80	0,7	13000	0,65	2
Depósito de insumos y materias primas	200	24	1,12	0,80	0,7	13000	0,65	2
Producción	400	525	1,53	0,84	0,8	22000	14	16
Sector de cisterna de agua y bombeo	150	16	0,55	0,62	0,7	13000	0,42	1
Despacho de producto	150	42	0,78	0,70	0,6	22000	0,67	2
Recepción de materia prima	150	9	0,78	0,62	0,6	22000	0,12	1

Tabla 9.5 determinación del número de luminaria necesarias por sector.

En la siguiente tabla se detalla el consumo energético de las luminarias. Dado que no todas permanecen encendidas todo el día, se calcula a partir de las horas de funcionamiento el consumo que tendrán.

SECTOR	N° de lámparas	Funcionamiento (h/día)	Potencia (kW)	Consumo (kW/día)
Comedor	2	8	0,11	1,76
Vestuario y baños	2	8	0,11	1,76

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Oficina administrativa	7	8	0,11	6,16
Laboratorio	6	8	0,11	5,28
Sala de caldera	2	24	0,25	12
Taller de mantenimiento	3	24	0,25	18
Garita de seguridad	2	12	0,4	9,6
Estacionamiento	3	8	0,4	9,6
Depósito de productos	2	24	0,25	12
Depósito de insumos y materias primas	2	24	0,25	12
Producción	16	24	0,25	96
Sector de cisterna de agua y bombeo	1	12	0,25	3
Despacho de productos	2	8	0,4	6,4
Recepción de materia prima	1	8	0,4	3,2
CONSUMO TOTAL POR DÍA				196,76 kW/día

Tabla 9.6: Determinación del consumo energético de la luminaria.

Proyecto Final – Ingeniería Química

Universidad Tecnológica Nacional – Facultad Regional Villa María

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

CAPÍTULO 10

CONTROL DE CALIDAD

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

CONTROL DE CALIDAD

INTRODUCCIÓN

Toda industria debe plantear un modelo de gestión de calidad para asegurar el cumplimiento de las características de un producto relacionadas con la capacidad de satisfacer las necesidades del cliente. La calidad del producto no es un parámetro opcional para la supervivencia de una compañía en un entorno competitivo, y el no cumplimiento de las especificaciones implica pérdida del mercado.

El control de calidad incluye todas aquellas acciones sistemáticas para garantizar que el producto final cumple con los requerimientos establecidos y evitar la comercialización de productos defectuosos. Se encarga de verificar los estándares de calidad a lo largo de las diferentes etapas de desarrollo de producto, tanto de la fase intermedia como la fase final, así como control de la calidad de materia prima e insumos.

Siendo el DHA un producto farmacéutico es requisito fundamental la inocuidad del mismo a lo largo del proceso productivo, por tal motivo es de interés desarrollar un plan de calidad que asegure el cumplimiento de este requisito como también de todos los requisitos demandados por las partes interesadas.

Se puede establecer que la calidad va más allá de la inocuidad del producto, por tanto, el plan de calidad abarca normas de BPF, POES, HACCP.

BUENAS PRÁCTICAS DE FABRICACIÓN (BPF)

Dentro del concepto de Garantía de Calidad, las Buenas Prácticas de Fabricación constituyen el factor que asegura que los productos se fabriquen en forma uniforme y controlada, de acuerdo con las normas de calidad adecuadas al uso que se pretende dar a los productos, y conforme a las condiciones exigidas para su comercialización. Las reglamentaciones que rigen las BPF, tienen por objeto principal disminuir los riesgos inherentes a toda producción farmacéutica. Las BPF exigen:

- a) Que todos los procesos de fabricación se definan claramente, se revisen sistemáticamente a la luz de la experiencia, y se compruebe que son el medio de fabricar productos farmacéuticos que tengan la calidad adecuada para cumplir con las especificaciones.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

- b) Que se lleven a cabo calificaciones y validaciones.
- c) Todos los recursos necesarios son provistos, incluyendo:
 - 1) Personal entrenado y apropiadamente calificado
 - 2) Instalaciones y espacios adecuados
 - 3) Servicios y equipamientos apropiados
 - 4) Rótulos, envases y materiales apropiados
 - 5) Instrucciones y procedimientos aprobados
 - 6) Transporte y depósito apropiados
 - 7) Personal, laboratorios y equipamiento adecuado para controles en proceso
- d) Que las instrucciones y procedimientos se redacten en un lenguaje claro e inequívoco, que sean específicamente aplicables a los medios de producción disponibles.
- e) Que se mantengan registros (en forma manual o por medio de aparatos de registro) durante la fabricación, para demostrar que todas las operaciones exigidas por los procedimientos e instrucciones definidos han sido en realidad efectuados y que la cantidad y calidad del producto son las previstas; cualquier desviación significativa debe registrarse e investigarse exhaustivamente.
- f) Que los registros referentes a la fabricación y distribución, los cuales permiten conocer la historia completa de un lote, se mantengan de tal forma que sean completos y accesibles.
- g) Que el almacenamiento y distribución de los productos sean adecuados para reducir al mínimo cualquier riesgo de disminución de la calidad.
- h) Que se establezca un sistema que haga posible el retiro de cualquier producto, sea en la etapa de distribución o de venta.
- i) Que se estudie todo reclamo contra un producto ya comercializado, como también que se investiguen las causas de los defectos de calidad, y se adopten medidas apropiadas con respecto a los productos defectuosos para prevenir que los defectos se repitan.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Personal

Para garantizar la correcta aplicación de las normas, el personal de la planta cumple roles primordiales, ya que ellos son los encargados de que el proceso se lleve a cabo de acuerdo a lo planificado. La empresa es la responsable de formar al personal sobre estas normas y que como principales argumentos a aplicar son:

- Limitar estrictamente el número necesario de personas en el área de producción.
- Que el personal reciba capacitación prolongada en el tiempo.
- Cada empleador cuente con su respectiva libreta de sanidad, otorgada por la autoridad sanitaria competente y cuya validación sea en todo el territorio nacional.
- Contar con personal calificado suficiente para realizar las tareas por lo que se lo emplea.
- Programas especiales de capacitación a todo aquel personal que se dedique a áreas de manipulación de materiales tóxicos y microorganismos.
- Todo el personal contratado debe someterse a exámenes médicos rutinarios
- Las tareas asignadas a cada persona deben estar claramente establecidas por escrito.
- Debe existir una motivación extra hacia el personal, para que este se esfuerce en establecer y mantener las normas de calidad.
- Al ingresar a las áreas de producción el personal debe estar libre de cualquier objeto que pueda contaminar el producto ya sea anillos, aros, joyas y/o cosméticos que puedan afectar el proceso.
- Está terminantemente prohibido beber, fumar o comer en las áreas de producción.
- Uso de la protección y ropa adecuado, de acuerdo a la tarea que se le ha asignado
- Mantener higiene y limpieza adecuada personal.
- Instruir al personal para que informen a su supervisor ante cualquier irregularidad acerca de las condiciones en el trabajo, con lo que respecta a las

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

instalaciones, equipos o personal, que consideren que puedan influir negativamente en los productos.

Instalaciones

Los edificios e instalaciones usados en la manufactura de productos farmacéuticos deben ubicarse, diseñarse y construirse facilitando la limpieza, el mantenimiento y las operaciones apropiadas al tipo y etapa de elaboración y minimizar la potencial contaminación.

- Los edificios e instalaciones deben tener espacio adecuado para la ubicación ordenada del equipamiento y mantenerlo para prevenir confusiones y contaminación, al igual que el flujo de materiales y personal.
- Todo equipamiento que posea por sí mismo protección adecuada del material (por ejemplo, sistema cerrado) puede ubicarse en el exterior.
- Debe proveerse al personal de los sanitarios adecuados, provistos de agua fría y caliente, así como de jabón o detergente apropiados, secadores de aire o servicio de toallas individuales. Deben estar separados de áreas de elaboración, pero con fácil acceso desde las mismas.
- Las áreas de laboratorio deben estar separadas del área de producción. Aquellas usadas para controles en proceso, pueden ubicarse en áreas de producción, teniendo en cuenta que las operaciones del proceso de producción no afecten adversamente la exactitud de las medidas de laboratorio, y el laboratorio y sus operaciones no afecten los procesos de producción.
- Estas deben estar diseñadas de forma tal de evitar cualquier tipo de contaminación en el producto en lo que comprende a las líneas de producción.
- Para evitar cualquier tipo de riesgo en la calidad del producto, debe existir un plan coordinado de trabajo, tanto para la producción como para las tareas de mantenimiento y reparación de equipos.
- Los equipos deben poseer soldaduras bien pulidas, de fácil limpieza, evitando así la acumulación y estancamiento de suciedad y polvo
- Evitar la contaminación cruzada.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- La iluminación de la planta deberá ser suficiente en cada área productiva y acorde a lo que así requiere el informe arrojado por inspección municipal.

Equipos

- Los equipos de producción no deben presentar riesgo alguno para los productos. Aquellas partes de los mismos que entran en contacto directo con el producto no deben presentar ninguna de estas características que se mencionan a continuación: ser reactivas, absorbentes ni desprender cualquier tipo de sustancia que pueda perjudicar y alterar la calidad del producto terminado.
- Todo equipo en uso debe ser correctamente calibrado antes de usarlo (termómetro, balanzas, medidor de pH).
- Ante la presencia de un equipo defectuoso, se debe llamar a la persona a cargo del mantenimiento de los mismos, así este puede identificar la falla, retirándolo inmediatamente del área de producción.
- Los equipos deben ser construidos, diseñados y ubicados de forma tal de que permitan mantener una conformidad en las operaciones en donde se requiera su utilización. Tanto la ubicación como el diseño deben de asegurar una correcta limpieza, reducir el riesgo de errores y proveer de su respectivo mantenimiento.

Almacenamiento

- Las áreas de depósito deben ser diseñadas o adaptadas para asegurar buenas condiciones de almacenamiento. En particular, deben estar limpias, secas y suficientemente iluminadas y mantenidas a temperaturas compatibles con los elementos almacenados. Donde sean requeridas condiciones especiales de almacenamiento (ej.: temperatura y humedad) estas deben ser controladas, monitoreadas y registradas.
- Las zonas de recepción y despacho deben estar separadas, y además deben proteger a los materiales y productos de las condiciones ambientales externas. Las áreas de recepción deben estar diseñadas y equipadas para, cuando sea

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

necesario, permitir la limpieza de los contenedores de los materiales entrantes antes de su almacenamiento.

- Se debe mantener segregado el almacenamiento de materiales o productos rechazados, retirados del mercado o devoluciones.
- Los materiales altamente activos y radioactivos, psicotrópicos y estupefacientes, otras drogas peligrosas y sustancias que presenten especial riesgo de abuso, fuego o explosión, deben ser almacenadas en áreas seguras.

Producción

- El área de producción debe tener una disposición espacial lógica con las demás áreas siempre y cuando esto asegure constantemente condiciones de higiene y seguridad en el proceso.
- Las cañerías deben tener fácil acceso para su limpieza y desinfección, estando también identificadas para tener conocimiento de su contenido.
- Debe tener un sistema de drenaje acorde, el cual debe de desinfectarse periódicamente.
- Las paredes, pisos y techos deben ser de fácil limpieza y desinfección, preferentemente de texturas lisas, libres de grietas o hendiduras.
- Debe contar con un sistema de monitoreo permanente que permita registrar y controlar las variables de trabajo en especial la humedad y temperatura de la sala.

Materiales

- Cada vez que ingresa material nuevo a la planta se deben realizar sus correspondientes análisis para asegurar su posterior uso o distribución.
- Las personas encargadas de comprar el material deben poseer los conocimientos necesarios acerca del producto en cuestión, como así también conocer a los proveedores que se encargan de la distribución del mismo.
- La materia prima debe estar correctamente identificada por medio de etiquetas que indique su nombre, lote, fecha de vencimiento y código del producto,

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

además de esto se debe registrar cada lote de producción con su respectivo lote de materia prima.

- Para el almacenamiento de materiales y productos se debe llevar un orden tal que los primeros que ingresen a la planta sean los primeros en salir de la misma.
- Para evitar contaminación, los ingredientes una vez utilizados deben ser correctamente etiquetados y almacenados en condiciones inocuas.
- Las bolsas necesarias para embalar el producto terminado deben ser correctamente verificadas antes de su utilización y almacenarse en un lugar adecuado.
- Para cada tipo de materia prima se debe de usar su correspondiente utensilio.

Transporte

- El tráfico de ingreso se debe considerar como una fuente potencial de contaminación.
- Las vías de acceso y las áreas de tráfico deben ser uniformes y asfaltadas para mantener al mínimo el polvillo y la suciedad.

PLAN DE CALIDAD

El plan de calidad tiene como objetivo cumplir con los requisitos de las partes interesadas. Se diseña a partir del entendimiento correcto del proceso productivo que se requiere para la elaboración del producto, para esto se debe contar con un diagrama de flujo claro, completo con las etapas, los equipos y responsables detallados en cada etapa.

Se desarrolla un plan de control de calidad en el cual se detallan todos los controles que deben realizarse sobre materias primas, durante el proceso y en el producto terminado. Se especifican los valores que deben cumplirse para cada parámetro evaluado, las técnicas empleadas para el análisis, la frecuencia de control, los encargados de muestreo y ejecución de análisis, y las medidas correctivas-preventivas que deben llevarse a cabo si se obtiene un resultado fuera de especificación.

A continuación, se mencionan las tres etapas en las que se realizan controles:

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**



Cuadro 10.1: Controles de calidad.

El proceso de control de calidad consta de:

- Muestra y análisis, para la determinación de propiedades físicas y químicas.
- La comparación y verificación de los estándares establecidos para cada parámetro de control.
- Todos son realizados por un personal idóneo en este tema, el cual se encarga de registrar todos los resultados de los análisis en la respectiva planilla.
- La planilla de control debe contar con la siguiente información:
 - ✓ Fecha y hora en que se realiza el procedimiento.
 - ✓ Operario/Analista que realiza la toma de muestra y el posterior análisis.
 - ✓ Parámetro evaluado
 - ✓ Lote analizado.
 - ✓ Técnica de análisis.
 - ✓ Observaciones.
 - ✓ Otros datos específicos de relevancia.

Control de la materia prima

Recepción de la materia prima

Antes de realizar cualquier envío hacia la zona del almacén de materia prima, se debe realizar un control para verificar si la materia prima se ajusta a las especificaciones requeridas de la planta, y posteriormente de acuerdo al resultado obtenido se toma la decisión de admitirla o rechazarla.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Los objetivos principales en un control de recepción son:

- Aceptar o rechazar un lote de materia prima controlado
- Conocer la calidad media de la materia prima que es sometidos al control.
- Verificar la documentación e identificación pertinente.

Se debe asegurar que la composición de la materia prima glicerol crudo, etanol y metanol, cumpla y esté dentro de los parámetros estándares, mencionados en la Tabla 10.1.

Es indispensable realizar este control para el correcto desarrollo del proceso productivo, ya que cualquier valor fuera de rango en alguno de sus componentes, puede ocasionar una disminución en el rendimiento de cada etapa.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Recepción de la materia prima								
Corriente	Variable	Unidad de medida	Valor límite	Valor normal	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia
Glicerol crudo A	Glicerol	% p/p	78 min.	80	Tec - Crom	RPM/GC	Analista de control de calidad	Por cada lote semanal ingresado
	Cenizas	% p/p	4 máx.	3	Tec - Z			
	Agua	% p/p	15 máx.	12	Tec - Crom			
	Metanol	% p/p	5 máx.	2,5				
	Mong	% p/p	4 máx.	2,5				
	pH	-	6-8	6,8	Tec - pH			
Etanol N1	Etanol	% v/v	96 min.	96	Tec - Alcohol	RPM/E	Analista de control de calidad	Por cada cisterna ingresada
Metanol	Metanol	% p/p	99	99	Tec - Alcohol	RPM/M		Por cada lote anual ingresado

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

En todas las situaciones que se presenten, se lleva a cabo un muestreo de la materia prima en el momento de la recepción. Se le realiza el análisis correspondiente en el laboratorio de calidad y se almacena en frío una cantidad de muestra suficiente para cualquier tipo de análisis a futuro.

Las muestras deberán estar correctamente etiquetadas para simplificar la búsqueda del análisis en el registro histórico. Además se realiza un registro convenientemente codificado, que permita de forma simplificada conocer la composición de partida de la materia prima utilizada en planta, como así también la composición de la misma que se ha usado para un determinado lote de producción.

Control del proceso de producción

El seguimiento de las condiciones óptimas del proceso se manifiesta en diferentes puntos de control. Para ello se debe identificar las operaciones que necesitan un seguimiento más exhaustivo de los parámetros de operación.

En cuanto al control de dicho proceso, se implementa un sistema de control automático en los distintos equipos del proceso, poniendo énfasis en aquellos puntos considerados como críticos de acuerdo al plan de análisis de peligros y puntos críticos de control (HACCP). Este accionar tiene como resultado un estricto control de las variables del proceso, repercutiendo de manera directa en la calidad final del producto.

A continuación, se detallan los parámetros a inspeccionar, sus valores óptimos y sus correspondientes tolerancias para las etapas de mayor importancia del proceso.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Control de proceso							
Equipo	Corriente	Variable	Valor normal	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia
D-01	Corriente de fondo L	Concentración de metanol	< 1 %p/p	Tec - Alcohol	CP/D-01	Analista de laboratorio	Cada 1 hora
		Concentración de glicerol	75 - 85 %p/p	Tec - Crom			
C-02	Líquido claro W	Concentración de sólidos	5 %p/p	Tec - S	CP/C-02	Analista de laboratorio	Cada 2 horas
		°Brix	> 4 °Brix	Tec - Brix			
		Proteínas solubles	< 0,5 %p/p	Tec - P			
E-01	-	Vacío	< 0,05 atm	Control automático	CP/E-01	Operario	En línea
	F1	°Brix	65 - 70 °Brix	Tec - Brix		Operario	Cada 1 hora
-	O1	Conductividad	< 1,2*10 ³ µS/cm	Tec - C	CP/O1	Analista de laboratorio	Por lote precipitado

Proyecto Final – Ingeniería Química

Universidad Tecnológica Nacional – Facultad Regional Villa María

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

K-01 K-02	Corriente Q1	°Brix	> 85°Brix	Tec - Brix	CP/Q1	Operario	Por lote cristalizado
T-05	-	Concentración de etanol	80 %p/p	Tec - Alcohol	CP/T-05	Analista de laboratorio	Por lote
C-03	Corriente R1	Solidos totales	97 %p/p	Tec - S	CP/R1	Analista de laboratorio	Por lote centrifugado
S-01	-	Temperatura del aire	45 °C	Control automático	CP/S-01	Operario	En línea
	Corriente R2	Humedad	< 0,04 %p/p	Tec - S		Analista de laboratorio	Por lote de secado

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Fermentador

Los fermentadores están equipados principalmente con instrumentos que se utilizan para facilitar el análisis y el registro de parámetros específicos, estos ayudan a establecer las condiciones óptimas del proceso de fermentación y por ende una consecuente mejora en el proceso. El control se lleva a cabo mediante un sistema de control automático.

Los controles que deben realizarse al reactor son:

- Velocidad de agitación.
- Caudal de aire.
- Temperatura.
- pH.
- Nivel del reactor.
- Presión interna.

En la siguiente tabla se mencionan los instrumentos de medida que se usan para los diferentes parámetros en el fermentador.

Control del fermentador					
Parámetro	Equipo de medida	Valor normal	Registro	Responsable	Frecuencia
Temperatura	Termómetro	30 °C	CP/R-01	Operario	En línea
Presión interna	Sensor de diafragma	> 1 atm			
Velocidad de agitación	Tacómetro	15 rpm			
Caudal de aire	Rotámetro	1073,32 Nm ³ /h			
pH	Electrodo	5 - 3			
Nivel de líquido	Flotador	15 - 20 m ³			

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Control de la fermentación

En esta etapa se realiza un muestreo frecuente para el seguimiento de la fermentación. Para llevar a cabo esto, se toman muestras en distintas zonas del reactor, constatando que la composición en el mismo se mantenga homogénea. Esto lo realiza el operario en turno, mientras que el análisis el personal encargado del laboratorio. En la siguiente tabla se mencionan los controles a realizar:

Control de la cinética de fermentación					
Parámetro	Valor normal	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia
Concentración de glicerol	< 55g/l	Tec - Crom	CP/R-01	Analista de laboratorio	Cada 4 horas
Concentración de DHA	< 60g/l				
Concentración de Biomasa	~10g/l	Tec - Biomasa			

Esterilización

Para llevar a cabo una fermentación con éxito es imprescindible tener los fermentadores (R-01 y R-02) y su equipamiento estéril, como así también el medio de cultivo a utilizar. Para ello es necesario el cumplimiento de los parámetros de esterilización, los cuales se exponen en la siguiente tabla:

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Control de la esterilización						
Equipo Corriente	Variable	Valor normal	Técnica	Registr o	Responsabl e	Frecuencia
I-03 Tubo retención	Presión	2atm	Control automátic o	CP/E	Operario	En línea
	Temperatur a	120°C				
	Caudal	397m ³ / h				
R-01	Presión	4atm				
	Temperatur a	144°C				
R-02						
T-04	Tiempo de retención	10 minuto s				

Control de producto terminado

Para que el producto terminado pueda comercializarse, debe cumplir con los siguientes estándares de calidad.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

<i>Control de producto terminado</i>					
Variable	Valor normal	Técnica	Registro	Responsable	Frecuencia
Color	Blanco	Visual	PT/DHA	Analista de calidad	Por cada lote
DHA	98% min.	Tec - Crom			
Granulometría	200µm	Tec - T			
pH	4-6 (solución al 5% p/p)	Tec - pH			
Metales pesados	< 0,001%p/p	Tec - Crom			
Arsénico	< 0,0003%p/p				
Hierro	< 0,002%p/p				
Proteínas solubles	< 0,1%p/p	Tec - P			
Humedad	< 2%p/p	Tec -S			
Glicerol	< 0,50%p/p	Tec - Crom			
Metanol	< 50ppm.				
Cenizas	< 0,10%p/p	Tec - Z			
Agua	< 0,20%p/p	Tec - Crom			

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

PROCEDIMIENTOS OPERACIONALES ESTANDARIZADOS DE LIMPIEZA Y SANEAMIENTO (POES)

Como requisito fundamental para la implementación de sistemas que aseguren la calidad en el producto, cada uno de los diferentes aspectos en la fabricación deber ir acompañado siempre de un elevado nivel de higiene y saneamiento, esto comprende el personal, materiales, equipos, instalaciones, recipientes para la producción, productos de limpieza y todo lo que pueda involucrar una fuente de contaminación. Los aspectos más importantes se mencionan a continuación:

- Contar con programas escritos de saneamiento, los cuales describen procedimientos de limpieza de las instalaciones y los equipos.
- Estos programas deben ser puestos en práctica siempre y cuando se capacite al personal correctamente, para que estos lo lleven a cabo de manera eficiente.
- Contar con un calendario general de limpieza y un programa diario de limpieza.
- El programa diario de limpieza enumera las tareas que deben de realizarse en el área de producción, para garantizar que se mantenga limpio y ordenado el sector, esto incluye la limpieza en el trabajo mismo y que esto se lleve a cabo de manera rutinaria.
- El calendario general de limpieza se utiliza para garantizar una revisión periódica de las tareas de limpieza no diarias. Se deben detallar específicamente las distintas tareas de limpieza, la frecuencia y el personal responsable.
- Los procedimientos escritos de limpieza son las instrucciones de trabajo que describen como se limpia el equipo, los tipos de productos químicos que son necesarios y los procedimientos de seguridad que se deben cumplir al manipular productos químicos.
- Se deben utilizar códigos de color para los cepillos, escobas y el resto de los equipos utilizados, para así evitar contaminaciones cruzadas principalmente entre las áreas de elaboración del producto final y las de materia prima.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

PLANILLA DE CONTROL

Para cada análisis realizado se deben registrar de manera ordenada los resultados obtenidos en una planilla de control. A continuación, se exponen los modelos correspondientes a las mismas, que deberá completar el responsable a cargo, y luego enviado al Departamento de Calidad, donde se llevan a cabo los análisis estadísticos pertinentes.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<p>DHA S.A.</p> 	<u>PLANILLA DE CONTROL</u>		
	<p>ETAPA: RECEPCIÓN DE MATERIA PRIMA</p> <p>PLANILLA: RMP/GC</p> <p>FECHA: _____ HORA: _____</p> <p>LOTE N°: _____</p>		
ANALISIS	RESULTADOS	PARÁMETROS	
		MÁX	MÍN
GLICEROL		-	78%p/p
MONG		4%p/p	-
AGUA		15%p/p	-
CENIZAS		4%p/p	-
METANOL		5%p/p	-
pH		6 - 8	
ANALISTA			
FIRMA			
OBSERVACIONES			


**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

DHA S.A.			<u>PLANILLA DE CONTROL</u>		
			ETAPA: RECEPCIÓN DE MATERIA PRIMA PLANILLA: RMP/E		
LOTE N°	FECHA	HORA	%V/V ETANOL	ANALISTA	OBSERVACIÓN

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<p style="text-align: center;">DHA S.A.</p> 			<u>PLANILLA DE CONTROL</u>		
			<p>ETAPA: RECEPCIÓN DE MATERIA PRIMA</p> <p>PLANILLA: RMP/M</p>		
LOTE N°	FECHA	HORA	%V/V METANOL	ANALISTA	OBSERVACIÓN

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<p>DHA S.A.</p> 		<p><u>PLANILLA DE CONTROL</u></p>		
		<p>ETAPA: CONTROL DE PROCESO</p> <p>PLANILLA: CP/D-01</p> <p>FECHA:</p> <p>LOTE N°:</p>		
HORA	%P/P GLICEROL	%P/P METANOL	ANALISTA	OBSERVACIÓN

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<h1>DHA S.A.</h1> 		<u>PLANILLA DE CONTROL</u>			
		ETAPA: CONTROL DE PROCESO			
		PLANILLA: CP/C-02			
		FECHA:			
		LOTE N°:			
HORA	SÓLIDOS TOTALES	°BRIX	PROTEÍNAS SOLUBLES	ANALISTA	OBSERVACIÓN

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

DHA S.A.			<u>PLANILLA DE CONTROL</u>		
			ETAPA: CONTROL DE PROCESO		
			PLANILLA: CP/E-01		
LOTE N°	FECHA	HORA	°BRIX	ANALISTA	OBSERVACIÓN

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

DHA S.A.			<u>PLANILLA DE CONTROL</u>		
			ETAPA: CONTROL DE PROCESO		
			PLANILLA: CP/O1		
LOTE N°	FECHA	HORA	CONDUC.	ANALISTA	OBSERVACIÓN

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<h1>DHA S.A.</h1> 			<p><u>PLANILLA DE CONTROL</u></p> <p>ETAPA: CONTROL DE PROCESO</p> <p>PLANILLA: CP/Q1</p>		
LOTE N°	FECHA	HORA	°BRIX	ANALISTA	OBSERVACIÓN

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<h1>DHA S.A.</h1> 			<p><u>PLANILLA DE CONTROL</u></p> <p>ETAPA: CONTROL DE PROCESO</p> <p>PLANILLA: CP/T-05</p>		
LOTE N°	FECHA	HORA	%P/P ETANOL	ANALISTA	OBSERVACIÓN


**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

DHA S.A.			<u>PLANILLA DE CONTROL</u>		
			ETAPA: CONTROL DE PROCESO		
			PLANILLA: CP/R1		
LOTE N°	FECHA	HORA	SÓLIDOS TOTALES	ANALISTA	OBSERVACIÓN

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

DHA S.A.			<u>PLANILLA DE CONTROL</u>		
			ETAPA: CONTROL DE PROCESO		
			PLANILLA: CP/S-01		
LOTE N°	FECHA	HORA	%P/P HUMEDAD	ANALISTA	OBSERVACIÓN


PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

<h1>DHA S.A</h1> 				<u>PLANILLA DE CONTROL</u>					
				ETAPA: FERMENTADOR PLANILLA: CP/R-01 LOTE N°:					
INICIO DE FERMENTACIÓN				FECHA:			HORA:		
FIN DE FERMENTACIÓN				FECHA:			HORA:		
Tiempo	Temperatura	pH	Presión	Velocidad agitación	Caudal de aire	Concentración de glicerol	Concentración de DHA	Concentración de Biomasa	Analista

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

<p>DHA S.A.</p> 			<p><u>PLANILLA DE CONTROL</u></p>		
			<p>ETAPA: CONTROL DE PROCESO</p> <p>PLANILLA: CP/E</p>		
FECHA	EQUIPO	PRESIÓN	TEMP.	TIEMPO	RESPONSABLE

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

<h1 style="margin: 0;">DHA S.A</h1> 				<p><u>PLANILLA DE CONTROL</u></p> <p>ETAPA: PRODUCTO</p> <p>PLANILLA: PT/DHA</p> <p>LOTE N°:</p> <p>FECHA: HORA:</p>									
Parámetro	Color	DHA	Humedad	Diámetro partícula	pH	Proteínas solubles	Metales pesados	As	Fe	Glicerol	Metanol	Cenizas	Agua
Resultado													
Analista													
Observación													

CAPÍTULO 11

OBRAS CIVILES E INSTALACIONES ELECTRICAS

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

OBRAS CIVILES

INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se realiza la distribución física de todas las áreas que conforman las instalaciones de la planta de dihidroxiacetona, la cual se encuentra ubicada en el parque industrial San Lorenzo en la provincia de Santa Fé. Se describen todos los detalles considerados para la construcción de cada uno de los sectores. Se realiza el layout correspondiente de la planta, siendo este necesario para el cálculo de las cañerías y bombas, obteniendo de esta manera, una representación de forma simple de los espacios a ocupar.

El terreno en cuestión para la edificación de la planta cuenta con los siguientes servicios disponibles:

- Red Eléctrica de Baja y Media Tensión.
- Red de Agua Corriente.
- Red de Media y Alta Presión de Gas Natural.
- Red de Cloacas.
- Sistema desagües pluviales.
- Iluminación Interior y Alumbrado Público exterior.
- Sistema Hidrante contra Incendios.
- Doble Cerco Perimetral.
- Sistema de Control de Ingresos y Egresos.

DISPOSICIONES GENERALES

El predio posee un cerco perimetral de 2 m de altura con alambre del tipo romboidal, los pilares de este cerco están hechos de pre moldeados de hormigón en forma de postes olímpicos cada 10 m de perímetro, que sirven de bases y en su parte superior un tendido de 3 filas de alambres de púas, cubriendo la totalidad de la superficie del mismo.

En cuanto a las instalaciones edilicias, todos los sectores de producción se encuentran bajo techo. Se considera en la distribución de los espacios, la funcionalidad de la planta, que plantea un criterio de cercanía de áreas interrelacionadas de manera tal de minimizar los desplazamientos, facilitar la comunicación como así también el flujo de materiales e información.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

DISTRIBUCIÓN FÍSICA DE LA PLANTA

A continuación en la Tabla 11.1 se muestran las edificaciones a realizar, las dimensiones correspondientes a cada una de ellas y las respectivas superficies que dispondrán cada uno de los sectores. Una vez concluido esto, en la Figura 11.2 se muestra el layout con la distribución general de la planta.

Sector	Dimensiones (m)	Superficie (m ²)
Área de pretratamiento de materia prima	6 * 6 + 14 * 9,21	164,94
Área de fermentación	14 * 9,24	129,36
Área de purificación de producto	14 * 20,75	290,5
Sector de cisterna de agua y bombeo	4 * 4	16
Depósito de insumos y materias primas	4 * 6	24
Depósito de producto	4 * 6	24
Oficina administrativa	12 * 6	72
Área de control	4 * 6	24
Vestuario y baños	5 * 9	45
Laboratorio	4 * 8	32
Sala de caldera	6 * 9	54
Comedor	4 * 6	24
Garita de seguridad	3 * 3	9
Taller de mantenimiento	4 * 6	24
Estacionamiento	20 * 10	200

Tabla 11.1: Dimensiones de los espacios requeridos

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Las características principales de esta distribución de espacios son consecuencia de las necesidades que pueden surgir para garantizar un correcto y óptimo funcionamiento de la empresa. Como primera medida el espacio destinado a las oficinas se encuentra cercano al ingreso del predio, ya que pueden acceder terceros no relacionados con la planta para tratar diversos temas en general y éste sea de fácil acceso.

Los baños y los vestuarios están conectados entre sí, ubicados cerca del estacionamiento para un rápido ingreso, y disponen de un acceso al área de producción para evitar contaminación por el personal.

El comedor se encuentra entre las oficinas y el baño, permitiendo la higienización previa del personal.

Dentro del galpón principal se encuentran dos depósitos, uno para insumos y materias primas, y el otro para el producto terminado. Además de un laboratorio donde se llevan a cabo los análisis de calidad y la sala de control, donde mediante un sistema SCADA se regulan los equipos de proceso. Los lugares destinados a fermentación, purificación y concentración, se encuentran en el mismo galpón, divididos por paredes de durlock y los equipos asignados para cada proceso en particular se agrupan por sus respectivas áreas.

El depósito de materia prima se encuentra próximo al ingreso principal del galpón para minimizar los trayectos y evitar cualquier tipo de obstrucción en el área de proceso. El depósito tiene una capacidad suficiente para almacenar la materia prima a procesar. El almacén de productos terminados se ubica próximo a la salida de la planta, para que al igual que con las materias primas, los recorridos de los materiales sean mínimos, evitando cualquier flujo innecesario de los mismos.

En cuanto a los servicios auxiliares como la sala de calderas, sector de cisterna y bombeo, taller de mantenimiento y agua de enfriamiento se encuentra fuera del galpón y próximo al lugar de uso.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

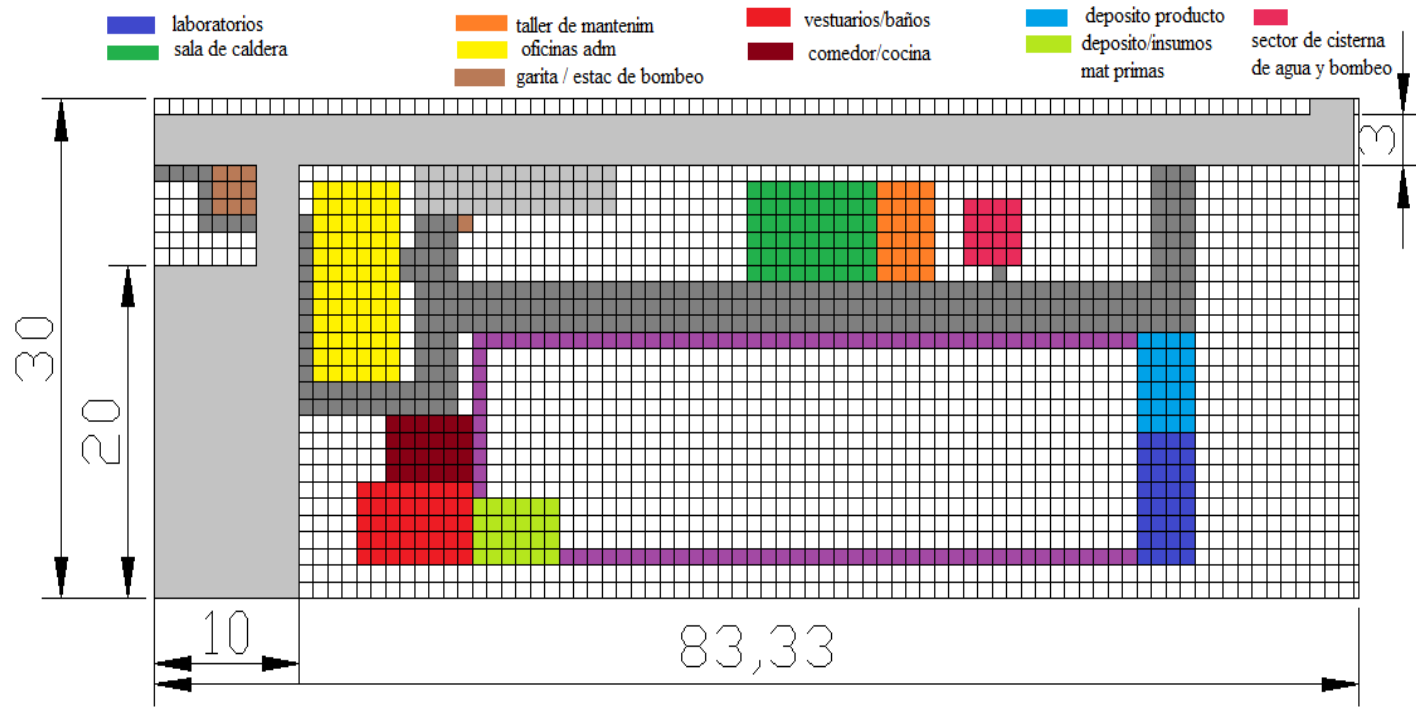


Figura 11.1 Distribución física de la planta.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

CARACTERÍSTICAS EDILICIAS POR ÁREA

Galpón general

El galpón principal de la empresa posee las dimensiones de 14 metros de ancho, 50 metros de largo y 8 metros de alto. El mismo se construye con paredes de ladrillo block hormigón de 20 x 20 x 40 centímetros hasta una altura de 3,5 metros, completando con chapa acanalada galvanizada la altura total. En cuanto al techo, se construye con vigas de acero y chapa acanalada galvanizada con una pendiente para el escurrimiento de agua.

El piso general se construye de hormigón endurecido para el soporte de los equipos y recorrido de carga pesada de materiales. Además posee un sistema de desagüe con la pendiente necesaria para evitar acumulación de líquidos.

Dentro de este galpón se encuentran las siguientes áreas:

Depósito de materias primas, insumos y producto terminado

La materia prima e insumos y el producto terminado se almacenan en dos depósitos diferentes. Ambos son de 3 metros de altura con techo flotante de durlock, y poseen piso de hormigón con endurecimiento de la superficie para lograr una máxima resistencia y paredes internas de 15cm de ladrillos bloque hormigón.

En su interior se dispone de las estanterías necesarias y amoblamientos para reactivos específicos.

Área de pretratamiento de la materia prima, Sala de fermentación y Área de purificación de producto.

Estas áreas se encuentran separadas por paredes de durlock de 4 metros para evitar intercambio de materiales entre ellas. Se encuentran interconectadas por un pasillo lateral de 2,10 metros, el cual permite la circulación de operarios o montacargas en un sentido adecuado.

La sala de fermentación posee piso de cerámico y paredes con pintura latex de color blanco para una limpieza adecuada.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Laboratorio

Este sector se encuentra contiguo a la zona de almacenamiento de producto terminado, dentro de este sector se pueden distinguir 2 subdivisiones, una corresponde al análisis de materia prima, producto final y control de proceso, y otra destinada al análisis microbiológico.

En cuanto a la construcción, posee paredes de 3 metros de altura con ladrillo block de hormigón y un techo flotante de durlock. En su interior dispone de pisos de cerámico, y paredes con pintura látex de color blanco.

Respecto al amoblamiento se encuentran mesadas de trabajo, una campana de extracción, una cabina de siembra, una bacha para el lavado y un droguero.



Figura 11.2: Droguero y campana de extracción.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

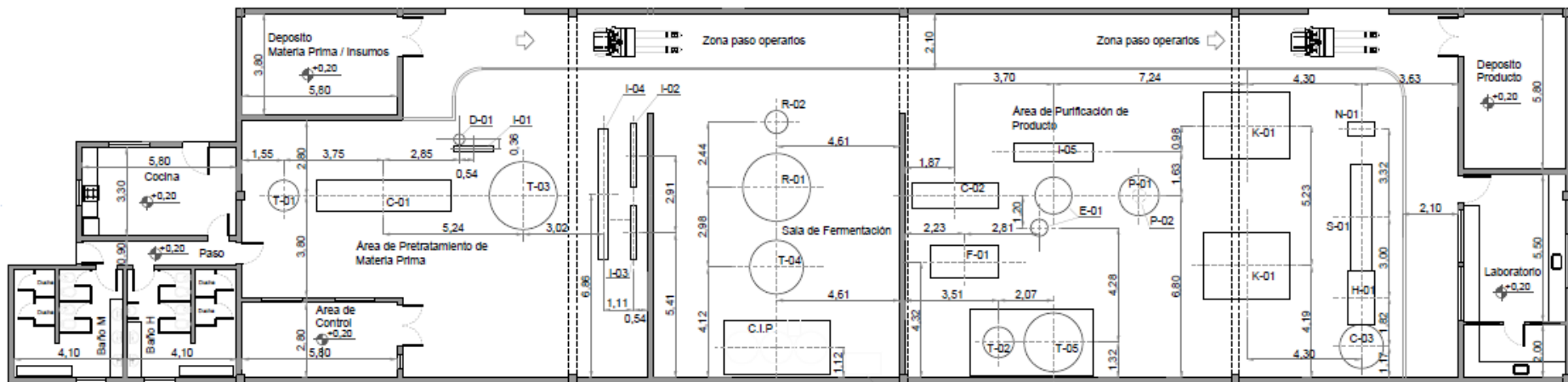


Figura 11.3: Galpón general de la empresa.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

Sala de caldera

Las dimensiones de la sala son elegidas de acuerdo a las características de la caldera empleada, la cual se sitúa en el centro de la sala. La sala tiene 6 metros de alto con techo de chapa acanalada galvanizada, las paredes son de ladrillo bloque hormigón de 40 x 20 x 20 hasta los 2 metros de altura, luego la pared continúa de chapa acanalada galvanizada. Su construcción está hecha bajo estrictas normas de seguridad que incluyen una construcción de baja resistencia mecánica que dispone como máxima medida, que sea la mitad de la resistencia que puedan ejercer las paredes, esto permite una fácil apertura y aligeramiento de presión de la instalación en caso de explosión.

Taller de mantenimiento

Este espacio forma parte de la misma construcción edilicia de la sala de calderas, y se separa la misma por una pared de ladrillo bloque hormigón.

Posee todas las herramientas necesarias para la reparación y calibración de los equipos utilizados en la planta.

Sistema de distribución de agua

En este sector se encuentra la cisterna agua para el proceso y su sistema de bombeo. Está construido con paredes de ladrillo block de hormigón de 3 metros de altura y luego continua hasta los metros con chapa acanalada galvanizada, al igual que su techo.

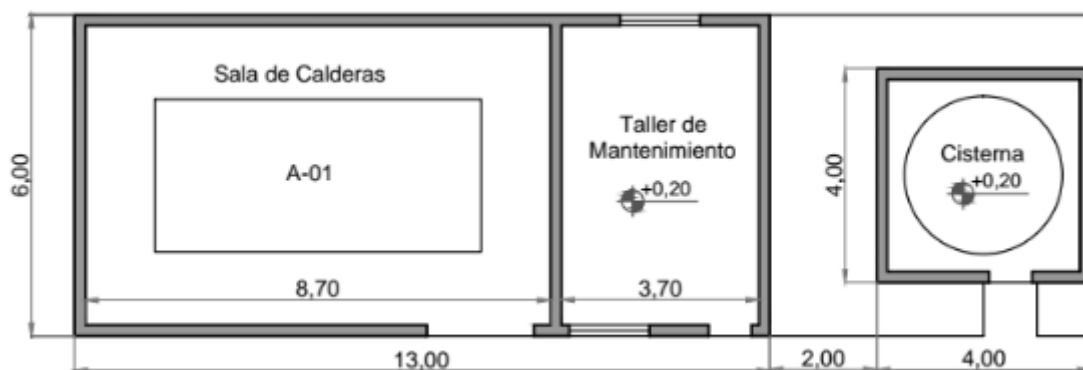


Figura 11.4: Sala de calderas, Taller de mantenimiento y sistema de agua.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Baños y vestuario

Las características constructivas que se visualizan en este espacio son:

- Paredes hechas con ladrillos bloques de hormigón de 40 x 20 x 20 cm de 3 metros de altura
- Pisos con mosaicos graníticos.
- Instalación de electricidad, agua y gas natural.
- El techo es de loza de hormigón con viguetas y pintura impermeabilizante para el techo.
- Terminaciones con revoque grueso, fino y pintura látex en todo el espacio.
- Aberturas de aluminio.
- Recubrimiento con azulejos hasta los 1,6 m de altura

El vestidor debe estar equipado con un casillero metálico por empleado, con dos compartimentos donde los operarios puedan dejar sus pertenencias o ropa de calle en uno y en el otro que puedan guardar su uniforme de trabajo. Además, en la zona de vestuarios hay percheros y bancos.

Comedor

El comedor está construido de ladrillo block de hormigón de 20 x 20 x 40 centímetros, con una altura de 3 metros y un techo de hormigón con viguetas. En el interior se encuentra mesas y sillas para el personal, al igual que una cocina, microondas, heladera y alacena para almacenar vajilla. También posee una bacha para el lavado y un televisor para entretenimiento.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

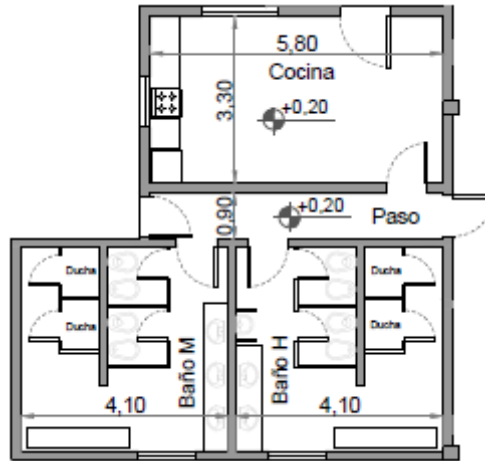


Figura 11.5: Sector vestuario, baños y comedor.

Oficina administrativa

La edificación posee una altura de 3 metros, construida de ladrillos block de hormigón de 40 x 20 x 20 cm y techo de loza con pintura impermeabilizante. Las divisiones internas realizadas con placas de durlock y pisos de hormigón revestidos con mosaicos graníticos. La puerta de ingreso es de aluminio de 1 metro ancho, con vidrio esmerilado y las interiores son de 0,8 m de ancho.

Dentro de la estructura general se encuentra una oficina administrativa, una pequeña cocina, baño para hombre y mujer, una sala de reuniones y una oficina técnica.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

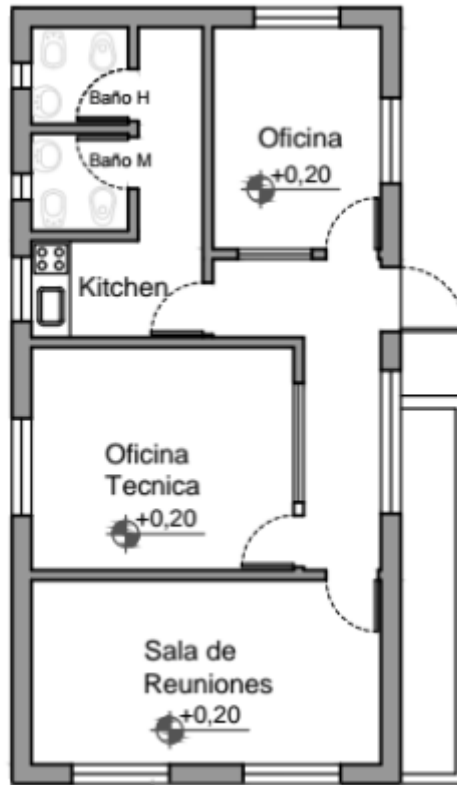


Figura 11.6: Oficinas administrativas.

Estacionamiento

En el sector del estacionamiento se encuentra una barrera al paso y un puesto de seguridad el cual tiene funciones relacionadas con el control interno de la empresa, ya que el parque cuenta con seguridad propia en la entrada al mismo. En dicha cabina, se controla la entrada y salida del personal como así también de proveedores, clientes y visitas. El estacionamiento, por su parte, incluye un sector para bicicletas y motocicletas, como así también uno para automóviles. La zona vehicular está cubierta por una pérgola a 2 m de altura sostenida por una estructura metálica, la cubierta es de chapa galvanizada.

**PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL
CRUDO**

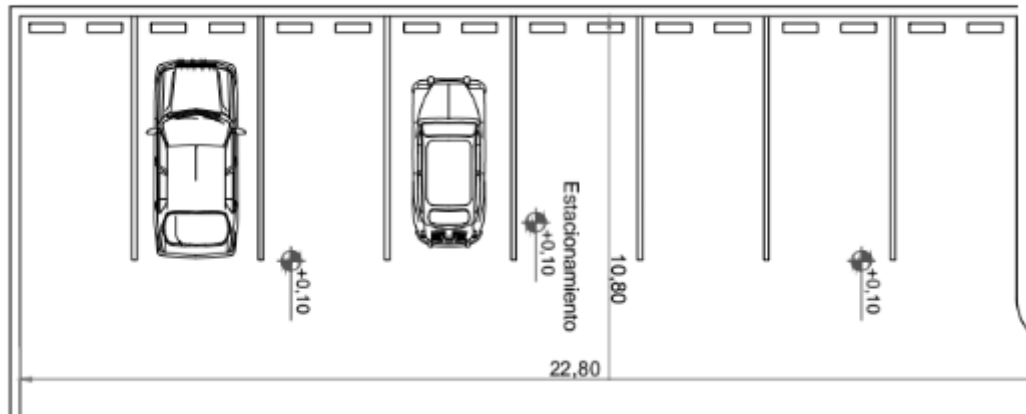


Figura 11.7: Estacionamiento.



Figura 11.8: Estructura para estacionamiento de autos

CAPÍTULO 12

OBRAS CIVILES E INSTALACIONES ELECTRICAS

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL

INTRODUCCIÓN

Como meta para un estudio organizacional de un proyecto, es de primordial importancia realizar una estimación lo más realista posible sobre los costos ocasionados en lo que respecta a implementación y administración de las operaciones que se realicen.

Una empresa se define como el conjunto de personas y bienes que actúan de forma organizadas persiguiendo un objetivo en común. Es la encargada de llevar a cabo decisiones sobre la utilización de los factores que se disponen, para poder así obtener los bienes y servicios que se comercializan en el mercado. La actividad productiva de la empresa consta básicamente de la transformación de materia prima en productos, esto será posible gracias al empleo de trabajo y del capital que se disponga. Para conseguir este objetivo es necesaria una estructura funcional que permita un desarrollo eficaz de las tareas que deben realizarse.

En este capítulo se establece el tipo de sociedad comercial adoptada, se mencionan las diferentes áreas que integran la empresa y se elabora un organigrama donde se da a conocer la distribución jerárquica dentro de la misma. Además de lo mencionado, se detallan las actividades de los diferentes puestos de trabajo, en el cual se destaca que para desarrollar su actividad correspondiente y llevar a cabo los objetivos planteados, la empresa dispone de la tecnología que fuese necesaria para conseguirlo.

Los empleados que se encuentran en esta empresa en particular pertenecen a la rama de la industria química y petroquímica. Responden por ende, al gremio de la federación de sindicatos de trabajadores de industrias químicas y petroquímicas de la República Argentina (FATIQYP). Por lo tanto el convenio colectivo de trabajo N°564/09, corresponde al acordado por dicho gremio

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

TIPO DE SOCIEDAD COMERCIAL

Los aspectos a tener en cuenta para seleccionar el tipo de empresa son:

- La dimensiones de la industria, en base al nivel de producción.
- La responsabilidad que asumen los socios, ya sea esta del tipo limitada, solidaria o subsidiaria.
- Los impuestos que deberán afrontar según a qué tipo de sociedad representen.
- De acuerdo a la actividad que se lleve a cabo, se disponen de sus respectivas medidas legales y reglamentarias.
- El conocimiento de las virtudes y defectos del mercado, tanto en el mercado nacional como en el internacional, en el que opera la sociedad.

De acuerdo a las características de nuestra empresa en particular, la forma jurídica que se adopta es la de sociedad anónima (S.A), cuyas principales características son:

- La responsabilidad de cada socio o accionista es exactamente proporcional al capital que este aporta al momento de su creación, lo que genera que este tipo de sociedad tenga una seguridad financiera elevada respecto a los demás, ya que sus socios deben responder con el capital aportado.
- Para su fundación se requiere no menos de dos accionistas.
- Las acciones que posea la empresa se pueden cotizar, o no, en el mercado de valores.
- El directorio de esta sociedad está integrado por uno o más miembros, siendo estos accionistas o no de la empresa.

Se establecen las condiciones legales, según la actividad que desarrolle en la empresa, contemplando el pago de los impuestos y aportes para los empleados. También en el caso de necesitar algún tipo de financiamiento en particular, este se puede llevar adelante sin problemas.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

ESTRUCTURA DE LA EMPRESA

En lo que contempla a la estructura de la empresa, se lleva a cabo una clasificación por niveles jerárquicos, los cuales determinan las responsabilidades que posee cada uno de los empleados. Como resultado de este sistema de relaciones se tiene como objetivos:

- Que cada empleado tenga los conocimientos técnicos adecuados para realizar sus funciones y cumplir con sus obligaciones.
- Tener información de todas y cada una de las actividades que se desarrollan en el trabajo, con el fundamento de dar al trabajador un panorama más claro y de conjunto que haga que la comprensión del objetivo final de la empresa sea eficiente.
- Establecer reglas y política de trabajo.
- Definir una cultura empresarial

Organización interna

Para la organización interna de nuestra empresa se trabaja con la creación de diferentes departamentos, que ponen de manifiesto las actividades que se realizan en los mismos, como así también a quienes son los encargados de llevarlas a cabo. Cada departamento posee un jefe de área, el cual responde directamente al gerente general de la empresa. En la Figura 12.1 se representa el organigrama de la empresa.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

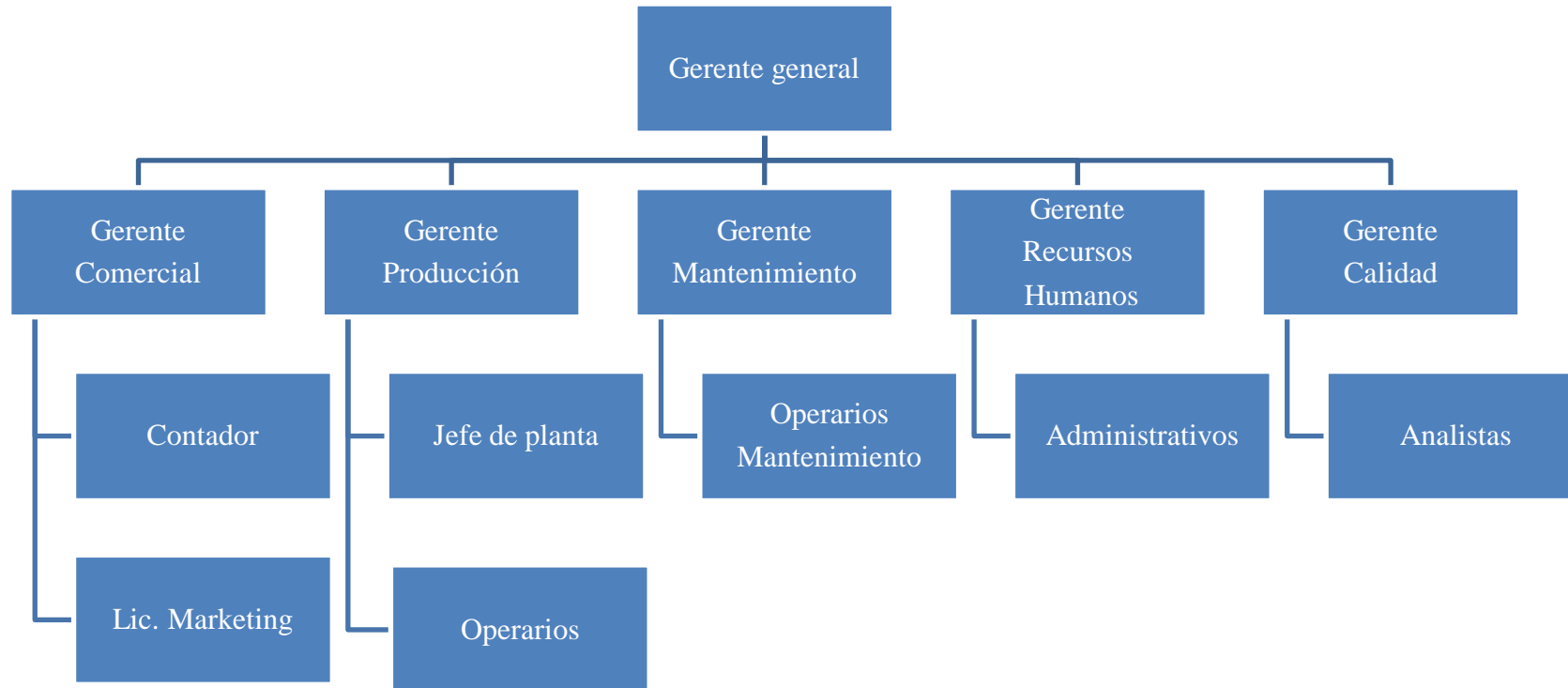


Figura 12.1: Organigrama de la empresa.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Personal necesario

En la Tabla 12.1 se detallan los diferentes puestos de trabajo y la cantidad de personas empleadas para cada en particular.

Sector	Puesto	Número	Profesión
Gerencia	Gerente General	1	Lic. en administración de empresas
Producción	Jefe de planta	3	Ing. Químico
	Operarios	6	Técnicos químicos
	Calderistas	3	Calderista
Comercial	Gerente Comercial	1	Licenciado en administración de empresas
	Contador	1	Contador
	Marketing	1	Licenciado en marketing
Recurso humano	Gerente Recursos humanos	1	Licenciado en recursos humanos
	Administrativos	3	Técnicos en secretariado administrativo
Calidad	Gerente Calidad	1	Ingeniero químico
	Analistas	3	Técnicos químicos
		1	Microbiólogos

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Mantenimiento	Gerente Mantenimiento	1	Ing. Mecánico.
	Operarios	3	Técnico mecatrónica
Seguridad	Guardia de seguridad	3	Secundario completo
Cantidad total de personas		32	

Tabla 12.1: Puesto y número de empleados de la empresa.

DESCRIPCIÓN DE FUNCIONES POR PUESTO

A continuación, se detallan las funciones que realiza cada puesto dentro de la empresa:

Gerente general

- Es el máximo responsable de la planta, siendo este el individuo destinado a sostener el correcto funcionamiento de la empresa en general.
- Planifica el crecimiento de la empresa a corto y largo plazo.
- Es el que ejerce la representación de la sociedad frente a terceros.
- Desarrolla y define los objetivos organizacionales, coordinando la programación de actividades de la empresa.
- Dirige y controla las funciones administrativas de la empresa.
- Se encarga de la supervisión y el correcto cumplimiento de las funciones realizadas por el personal, analizando la eficiencia en el desempeño del trabajo.
- Asegura el correcto cumplimiento de las normas, reglamentos, políticas e instructivos internos, como así también los que son establecidos por las entidades de control y regulación.
- Ejerce su control preponderante sobre los demás departamentos y obtiene información de los mismos para llevar a cabo una toma de decisiones.
- Ejerce su representación legal y participa en todas las reuniones tanto sea con instituciones públicas como con instituciones privadas.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Gerente de producción

- Abarca todo lo que esté relacionado con el desarrollo de los métodos y los planes más económicos que sean necesarios para la fabricación del producto.
- Coordina la mano de obra, la organización de los materiales, las instalaciones, las herramientas, servicios y la entrega del producto terminado.
- Es de su total responsabilidad cumplir con los estándares de calidad, higiene y seguridad, cuya finalidad sea la de conseguir un producto inocuo y que satisfaga las exigencias del mercado.

Jefe de planta

- Es el responsable máximo de la conducción del área.
- Responde directamente al gerente de producción ante cualquier tipo de problema que pueda suceder en la misma.
- Es el encargado de la supervisión, ejecución y coordinación de las actividades de producción asegurando así el cumplimiento de los planes establecidos por el gerente de producción.
- Inspecciona la calidad, las cantidades y las características de los materiales de construcción que tiene en su poder, tales como cañerías y accesorios, válvulas, instrumentación, etc. para lograr que cada una de las secciones presentes en la planta funcione correctamente.
- Garantiza que se cumplan con las etapas de instalación, de puesta en marcha y el mantenimiento preventivo de los equipos.
- Define y hacer cumplir el programa de mantenimiento de la planta de acuerdo a las necesidades que surjan en la misma.

Operarios

- Principalmente se encargan del manejo y el correcto desempeño de los equipos que tienen a su cargo.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Cumplir con las tareas que le son asignadas y con las normas establecidas por sus superiores, además de asegurar una correcta limpieza de su zona de trabajo y controlan las distintas variables puestas en juego en el proceso, permitiendo que la planta logre un correcto accionar.
- Completan los registros, informan desperfectos para ser llevados al área de mantenimiento y ponen en evidencia a su superior ante la ocurrencia de desviaciones en la calidad del producto.
- La empresa de DHA tiene una cantidad de operarios de 6, esto se debe a que los mismos son personal altamente calificados para cada una de las etapas correspondientes de producción, lo que implica que por turno de trabajo hay 2 operarios, uno de los cuales dedicado específicamente a la etapa de producción y el otro actuando en diversas tareas como ser el panelista del proceso que se realiza, el encargado de la recepción de materia prima e insumos que puedan llegar, o ayudando cuando fuese necesario a actividades que puedan surgir en el turno de trabajo.

Calderista

- Personal capacitado para el control y manejo de caldera de acuerdo a lo planificado para el proceso.

Gerente de mantenimiento

- Es el encargado de la supervisión, mantenimiento y reparación de las instalaciones y equipos.
- Planifica los tiempos de mantenimiento y los pedidos de repuestos.
- Coordina el mantenimiento preventivo con el sistema de producción.
- Controla la correcta ejecución de las tareas de montaje tales como soldaduras, conexiones, fijación, soportes, etc.
- Examina las especificaciones técnicas del equipamiento que se va adquirir, colaborando ante una toma de decisión en la compra del mismo.
- Garantiza que se cumplan con las condiciones de instalación y puesta en marcha.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Verificar la calidad técnica de los trabajos que se ejecuten y de las personas que los lleven a cabo.

Operarios de mantenimiento

- Encargados de ejecutar el plan de mantenimiento definido por el gerente de mantenimiento.
- Reparación física de cualquier avería en equipos, instalaciones, etc.

Gerente de calidad

- Se encarga de hacer cumplir las especificaciones del producto impuestas.
- Comprende todo lo referido a las funciones de desarrollo de métodos de control, la inspección de los ensayos que se lleven a cabo, los reclamos de clientes y la recuperación de materiales rechazados o fuera de uso.
- Es el encargado de desarrollar e implementar procedimientos internos y de certificación de normas, para lo cual debe trabajar conjuntamente con las áreas vinculadas a esto.
- Controla que las variables de proceso estén dentro de lo previsto, en caso contrario reporta al jefe de producción.
- Debe garantizar que se estén utilizando las materias primas adecuadas.
- Debe tener registro de todos los procedimientos realizados y de los controles físicoquímicos que se hagan tanto a materias primas como a productos terminados.
- Solicitar la toma de muestras en campo y analizarlas con el objeto de verificar desvíos en las condiciones de proceso.
- Administrar la documentación técnica y mantenerla constantemente actualizada, en especial aquella que este en la base de datos del laboratorio.
- Es el encargado de mantener el orden y la limpieza del laboratorio, implementando una política de higiene y seguridad, donde exija el uso de la vestimenta adecuada para realizar el trabajo.
- Controla el despacho del producto terminado.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Analistas

- Personal encargado de realizar los análisis de todos los nuestros pertinentes al proceso, además de la calidad de la materia prima y producto final.
- Es el encargado de mantener el orden y la limpieza del laboratorio.

Gerente comercial

- Es el responsable de todo lo que se referido a la medición, planificación y dirección de los resultados de las operaciones económicas de la empresa.
- Su función principal es controlar, coordinar y supervisar que se realicen todos los procedimientos contables y administrativos que comprendan al funcionamiento interno de la organización.
- Lleva a cabo la ejecución de inscripciones y trámites ante organismos oficiales.
- Realiza la evaluación crediticia de clientes.
- Comprende el planeamiento para comercializar el producto en el lugar, cantidad, tiempo y precios adecuados.
- Incluye las funciones de determinación de políticas de ventas, presupuesto y embalajes.
- Involucra, además, los procesos de compra y recepción de materia prima.
- Garantiza el cumplimiento de los objetivos de ventas del producto elaborado, cumpliendo las políticas de la empresa.
- Es el encargado de llevar a cabo planes de acción que permitan reducir costos, plazos de entrega y tener stocks permanentes para responder a las necesidades del cliente.
- Verifica el abastecimiento en tiempo y forma según el plan de producción.
- Trabaja en conjunto con el área legal y administrativa de la planta en la que se refiera a la redacción de contratos y órdenes de compra.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Contador

- Formula estados financieros e investiga y da soluciones a los problemas referentes a la falta de información para el registro contable.
- Identifica y analiza los ingresos, egresos y gastos que se dan en la empresa.
- Informa periódicamente todos los resultados obtenidos al gerente comercial.
- Prepara y ordena la información financiera y estadística para la toma de decisiones de las autoridades superiores.
- Se encarga del control y seguimiento de los gastos generados.
- Encargado de liquidación de sueldos.

Licenciado en marketing

- Encargado de promocionar el producto en el mercado.
- Realiza un estudio de mercado para definir el precio del producto final.

Gerente de recursos humanos

- Organización y planificación del personal: consiste en planificar las plantillas de acuerdo con la organización de la empresa, diseñar los puestos de trabajo oportunos, definir funciones y responsabilidades, prever las necesidades de personal a medio y largo plazo, analizar los sistemas retributivos y de promoción interna.
- Reclutamiento: son el conjunto de procedimientos encaminados a atraer candidatos competentes para un puesto de trabajo a la empresa
- Selección de las personas que han de trabajar en la empresa, realizando un análisis completo de todo lo que el candidato aporta al puesto de trabajo.
- Evaluación del desempeño y control del personal: desde recursos humanos han de controlarse aspectos como el absentismo, las horas extraordinarias, los movimientos de plantilla, la pirámide edad o las relaciones laborales, además de corregir los desajustes entre las competencias del trabajador y las exigidas por el puesto.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Clima y satisfacción laboral: es necesario detectar el nivel de satisfacción del trabajador dentro de la organización y los motivos de descontento, con la intención de aplicar medidas correctoras.
- Administración del personal: consiste en gestionar todos los trámites jurídico-administrativos que comporta el personal de la empresa, englobados en ámbitos como la selección y formalización de contratos, tramitación de nóminas y seguros sociales y control de los derechos y deberes del trabajador.
- Prevención de riesgos laborales: el estudio de las condiciones de trabajo y de los riesgos laborales asociados preceden a la implementación de medidas de prevención y de protección, a fin de preservar la salud de las personas que trabajan en la empresa.

Administrativos

- Es el personal encargado de la atención al público en general, y de ayudar a llevar a cabo las tareas de administración de forma correcta y segura.
- Realiza altas y actualizaciones de cuentas de proveedores y clientes, inscripciones y trámites ante organismos oficiales, evaluación crediticia de clientes.

Personal de seguridad

Su función principal es la de permitir o no tanto el ingreso como el egreso de los empleados, vehículos y visitas a la planta.

PROGRAMACIÓN DE LA PRODUCCIÓN Y TURNOS DE TRABAJO

La empresa está en funcionamiento todo el año, excepto 15 días en donde se realiza una parada para un mantenimiento general de las instalaciones. Se trabaja desde el día lunes a sábado media jornada, quedando así los domingos en parada.

A continuación se detallan los horarios de trabajo para el personal, el cual difiere según al departamento que pertenezcan o función a realizar.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

- Horario turno fijo: Para las personas que desempeñan sus labores en turno fijo, el horario a cumplir es de 8 a 17 h, el cual incluye 30 minutos de refrigerio para el almuerzo. Este horario abarca el departamento de administración, comercial, recursos humanos, y el gerente general.
- Horario rotativo: Se establece turnos de 8 horas con 30 minutos de refrigerio para todo el personal asociado a producción, entre ellos los operarios, el personal de mantenimiento, calderistas, analistas de laboratorio, jefe de planta, y el guardia de seguridad. Los turnos rotativos se encuentran distribuidos de la siguiente manera:
 - Turno mañana: de 6:00 a 14:00 h.
 - Turno tarde: de 14:00 a 22:00 h.
 - Turno noche: de 22:00 a 6:00 h.

El día sábado a las 12:00 horas finaliza la jornada laboral, retomando las actividades el lunes a las 6:00 de la mañana. El sábado posee solamente turnos de 4 horas de trabajo, esto es aplicable exclusivamente para los trabajadores de turnos rotativos. En cambio, para los trabajadores de turno fijo, el descanso comienza el viernes a las 17:00 horas retomando sus actividades el lunes a las 8:00 horas.

CAPÍTULO 13

ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO

INTRODUCCIÓN

La evaluación económica financiera es un método de análisis que permite conocer la viabilidad concreta de un proyecto a lo largo de un período determinado y su rentabilidad real en el mediano y largo plazo.

Basados en el estudio de los capítulos previos, los cuales manifiestan una factibilidad técnica para un mercado potencial de dihidroxiacetona, se procede a realizar en esta sección el estudio económico y financiero del proyecto.

En primer lugar, se realiza una clasificación de las inversiones llevadas a cabo y los costos involucrados, en la siguiente sección se verifican los indicadores financieros para determinar la rentabilidad del proyecto y por último se desarrolla un estudio de sensibilidad.

Se realiza el cálculo del valor actual neto (VAN) y de la tasa interna de retorno (TIR) del proyecto, bajo los mecanismos generales que requiere la valuación por el método del flujo de fondos descontado.

El estudio tiene en cuenta los montos de dinero expresados en pesos argentinos, con una equivalencia de cambio al dólar de 17,27 \$ARG/ USD, y considera un volumen de producción constante en el periodo del ejercicio económico de 10 años.

INVERSIÓN

Es la suma de dinero necesaria para poner en marcha el proyecto. La misma comprende activos fijos, tangibles e intangibles, y capital de trabajo. En la figura 13.1 se detalla la estructura de las inversiones.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

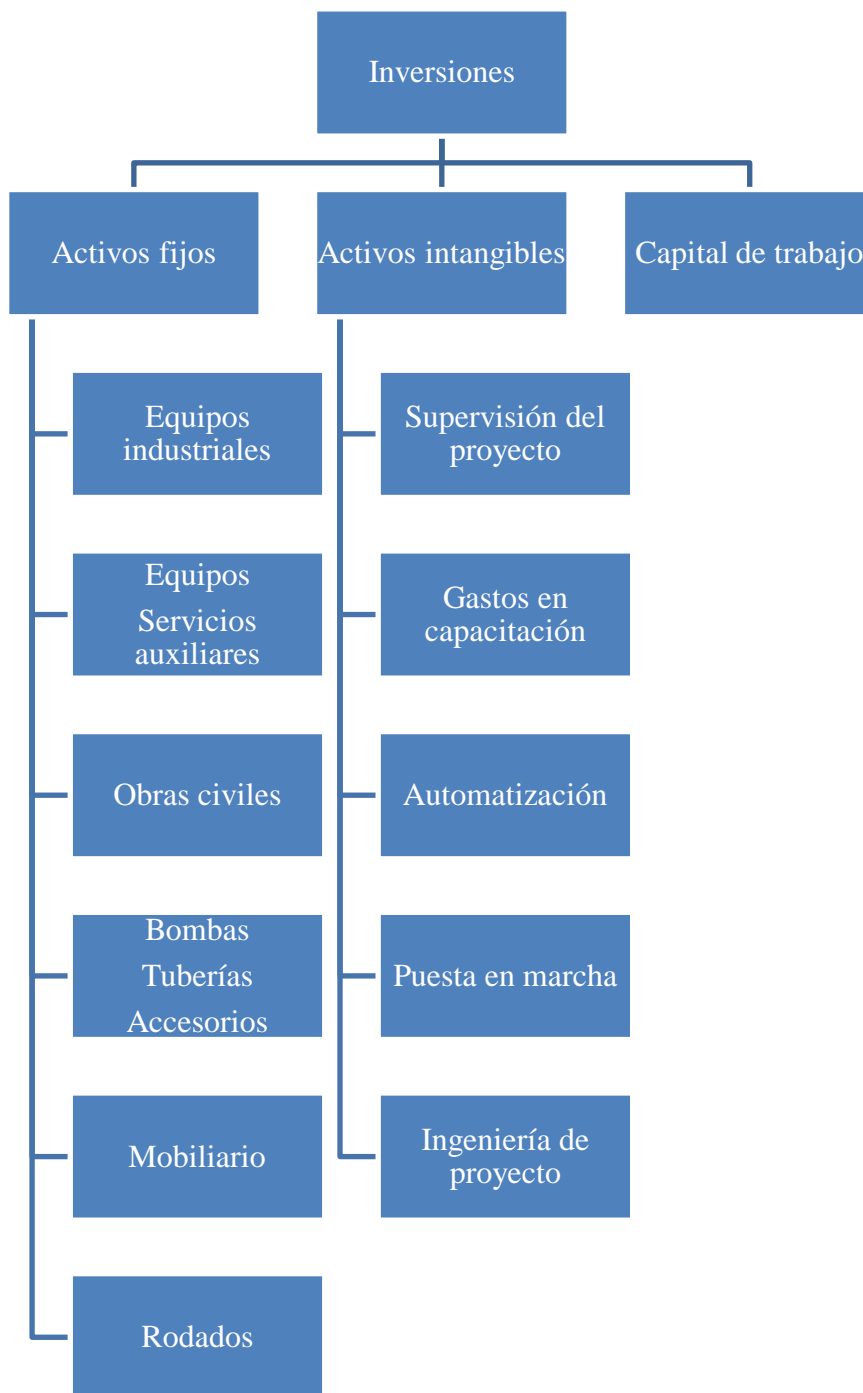


Figura 13.1: Composición de la inversión.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Activos fijos

Se denominan activos fijos a aquellos bienes que son permanentes en el período de actividad de la empresa, son indispensables para el normal desarrollo de esta. Esto supone que no serán vendidos ni desechados en el corto plazo. Entre los activos fijos de la empresa se encuentran las obras civiles, los equipos industriales y de servicios auxiliares, las tuberías y accesorios, los rodados y los elementos de oficina.

De acuerdo a la ley de IVA (Ley Nacional 23.349), los artículos producidos en nuestro país perciben el 21 % de impuesto al valor agregado, mientras que los de producción extranjera tienen una reducción del 50 % (10,5 %).

En la estimación del costo de flete, se supone un valor del 1,5 %.

Obras civiles

En esta sección se detallan los valores del terreno, infraestructura de la planta y sus dependencias. El precio del terreno ubicado en el parque industrial San Lorenzo se determina de acuerdo a información aportada por la inmobiliaria Arpini: Precio estimado 120 U\$/m², cuyas dimensiones son 83,33 metros de largo y 30 metros de ancho.

El costo de construcción se estima a partir de la última publicación de la revista Rubros del Colegio de Arquitectos de la Provincia de Santa Fe (de agosto de 2017), que detalla no sólo construcciones de casas, sino también de construcciones industriales y similares.

De acuerdo a esta fuente el costo de construcción por m² para oficina, baños, cocina, etc. es de \$ 13.510, este valor incluye piso, paredes, techo e instalaciones eléctrica, de agua y/o gas.

En cuanto al costo por m² cuadrado de la nave industrial se estima un valor de \$3900 de acuerdo a la constructora Proyecto y Estructuras, incluyendo piso de concreto reforzado, paredes y techo de chapa acanalada e instalaciones eléctricas, de agua y/o gas.

En la tabla siguiente se resumen los costos de obra civil:

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Rubro	Superficie (m2)	Precio (\$/m2)	Costo (\$)	IVA (21%)
Terreno	2.500	2.072	5.180.793	1.087.966
Área de fermentación	700	3.900	2.730.000	573.300
Área de pretratamiento				
Área de purificación				
Depósito de producto				
Depósito de materia prima e insumos				
Área de control				
Laboratorio				
Oficina	72	13.510	972.720	204.271
Comedor	20	13.510	267.498	56.175
Estacionamiento	470	989	464.830	97.614
Sala de cisterna y bombeo	16	3.900	62.400	13.104
Taller de mantenimiento	78	3.900	304.200	63.882
Sala de caldera				
Garita de seguridad	9	1.310	121.590	25.534
Baños y vestuarios	45	1.310	607.950	127.670
TOTAL			10.711.981	2.249.516

Tabla 13.1: Estimación de los costos de obras civiles

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Equipos industriales, auxiliares y accesorios

Esta sección involucra todos los equipos inherentes a la producción de DHA como también los de servicios auxiliares, las cañerías y accesorios. Los precios de los equipos se obtienen mediante consulta directa a fabricantes y distribuidores en el país por medio de catálogos. Los principales proveedores son: Alfa Laval, WEG, Hasa, Servinox, Flottweg, Yardney, Condorchem Evitech, Aqua therm, Fontanet, etc.

Se considera un costo de flete del 1,5% del costo unitario del equipo, mientras que el IVA es de 21% como consecuencia del origen nacional de los mismos.

En la tabla 13.2 se analizan los costos de los equipos industriales necesarios:

Denominación Técnica	Nº unid.	Precio unitario (\$)	Costo total (\$)	Flete (\$)	IVA (21%)
Tanque - T-01	1	172.700	172.700	2.591	36.267
Tanque - T-02	1	169.246	169.246	2.539	35.542
Tanque - T-03	1	820.325	820.325	12.305	172.268
Tanque - T-04	1	367.851	367.851	5.518	77.249
Tanque - T-05	1	471.471	471.471	7.072	99.009
Tricanter - C-01	1	1.927.000	1.927.000	28.905	404.670
Decanter - C-02	1	963.500	963.500	14.453	202.335
Centrífuga vertical - C-03	1	1.079.375	1.079.375	16.191	226.669
Destilador - D-01	1	3.110.435	3.110.435	46.657	653.191
Fermentador - R-01	1	7.698.966	7.698.966	115.484	1.616.783
Compresor de aire	1	220.000	220.000	3.300	46.200
Difusor de aire	1	35.876	35.876	538	7.534
Inóculo - R-02	1	645.898	645.898	9.688	135.639
Filtro de carbón - F-01	2	17.270	34.540	518	3.627
Evaporador película - E-01	1	2.516.698	2.516.698	37.750	528.507
Precipitador de sales - P-01	1	258.000	258.000	3.870	54.180
Precipitador de sales - P-02	1	32.680	32.680	490	6.863
Condensador - I-01	1	546.876	546.876	8.203	114.844
Secador rotatorio - S-01	1	1.391.600	1.391.600	20.874	292.236
Envasadora - N-01	1	1.050.000	1.050.000	15.750	220.500
Precalentador - I-02	1	198.767	198.767	2.982	41.741
Esterilizador - I-03	1	234.767	234.767	3.522	49.301
Enfriador - I-04	1	387.989	387.989	5.820	81.478

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Condensador - I-05	1	826.987	826.987	12.405	173.667
Cristalizador - K-01 y K-02	2	3.350.380	6.700.760	100.511	1.407.160
Caldera - A-01	1	2.250.000	2.250.000	33.750	472.500
Ablandador de agua	1	55.210	55.210	828	11.594
Enfriador de agua - J-01	1	554.842	554.842	8.323	116.517
Cisterna de agua	1	79.300	79.300	1.190	16.653
Sistema de limpieza CIP	1	55.250	55.250	829	11.603
Cinta transportadora - H-01	1	25.000	25.000	375	5.250
Bomba centrífuga - B-01	1	11.960	11.960	179	2.512
Bomba centrífuga - B-02	1	9.040	9.040	136	1.898
Bomba centrífuga - B-03	1	11.960	11.960	179	2.512
Bomba centrífuga - B-04	1	9.040	9.040	136	1.898
Bomba centrífuga - B-05	1	13.230	13.230	198	2.778
Bomba centrífuga - B-06	1	20.296	20.296	304	4.262
Bomba de diafragma - B-07	1	10.000	10.000	150	2.100
Bomba de diafragma - B-08	1	13.000	13.000	195	2.730
Bomba centrífuga - B-09	1	13.230	13.230	198	2.778
Bomba centrífuga - B-10	1	9.040	9.040	136	1.898
Bomba centrífuga - B-11	1	11.264	11.264	169	2.365
Bomba centrífuga - B-12	1	11.264	11.264	169	2.365
Bomba centrífuga - B-15	1	21.299	21.299	319	4.473
Bomba centrífuga - B-16	1	13.230	13.230	198	2.778
Bomba de vacío - V-01	1	15.000	15.000	225	3.150
Codos	49	269	13.176	198	2.767
Cañerías PVC	150	17	2.517	38	529
Cañerías acero	195	155	30.128	452	6.327
Conexión T	6	335	2.013	30	423
HPLC	1	485.000	485.000	7.275	101.850
Espectrofotómetro	1	172.700	172.700	2.591	36.267
Material de vidrio	1	500.000	500.000	7.500	105.000
TOTAL			36.280.296	544.204	7.615.236

Tabla 13.2: Estimación de los equipos industriales, auxiliares y accesorios.

Rodados

Los rodados necesarios para operar en los depósitos, manipulando tanto producto final envasado, como materia prima, son dos transpaletas manual hidráulicas con capacidad de carga de 300kg

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

cuyo precio es de \$6.250 y un utilitario VAN de \$300.000, para distribución de producto, cuyo precio se extrae del informe de octubre de 2017 de la Cámara del Comercio Automotor (CCA).

Artículo	Nº unid.	Precio unitario (\$)	Costo total (\$)	IVA (21%)
Transpaleta	2	6.250	12.500	2.625
Utilitario VAN	1	300.000	300.000	63.000
TOTAL			312.500	65.625

Tabla 13.3: Estimación de los costos de los rodados

Mobiliario y elementos de oficina

En esta sección se consideran todos aquellos elementos que sin estar vinculados de forma directa con el proceso, son indispensables para el desarrollo del mismo. El costo unitario de cada elemento abarca el flete. En la tabla siguiente se detallan los valores de este rubro.

Artículo	Nº unid	Precio unitario (\$)	Costo total (\$)	IVA 21%
Computadoras de mesa	6	7.000	42.000	8.820
Notebook	3	8.700	26.100	5.481
Aire acondicionado	4	7.500	30.000	6.300
Calefactor	9	1.900	17.100	3.591
Escritorios	9	900	8.100	1.701
Escritorio recepción	1	5.000	5.000	1.050
Mesa sala de conferencia	1	4.000	4.000	840
Mesa comedor	4	3.000	12.000	2.520
Sillas	20	500	10.000	2.100
Armario	4	2.500	10.000	2.100
Heladera	3	7.000	21.000	4.410
Cocina	1	11.000	11.000	2.310
Microondas	2	3.000	6.000	1.260
Televisor	3	7.000	21.000	4.410
Proyector	1	15.000	15.000	3.150
TOTAL			238.300	50.043

Tabla 13.4: Estimación de los costos mobiliarios.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

RESUMEN DE ACTIVOS FIJOS

En la siguiente tabla se resumen los activos fijos involucrados en el proyecto, en la gráfica posterior se detallan los porcentajes relativos de cada categoría respecto del total de los activos.

Activo fijo	Costo [\$]	%
Terrenos y mejoras (Inmuebles)	5.180.793	10,8%
Obras civiles y construcción complementaria	5.531.188	11,5%
Maquinarias y equipos	36.280.296	75,4%
Transporte de máquinas y equipos. (flete)	544.204	1,1%
Rodados	312.500	0,6%
Muebles y útiles	238.300	0,5%
TOTAL	48.087.281	100%

Tabla 13.5: Resumen de activos fijos.

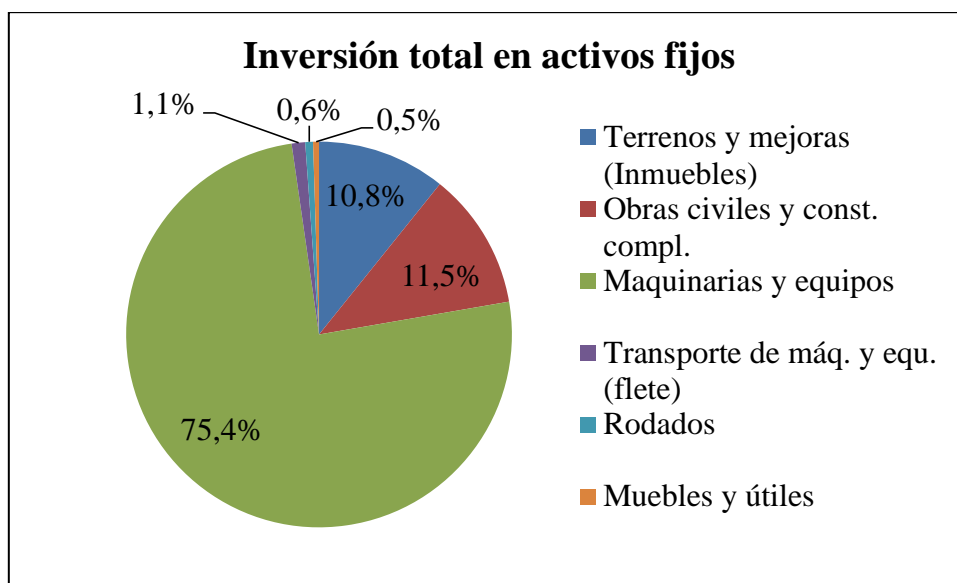


Gráfico 13.1: Composición porcentual de activos fijos.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Activos intangibles

Son aquellos activos que no tienen naturaleza física, siendo recursos muy valiosos para las empresas y que pueden generar una gran ventaja competitiva si son correctamente gestionados. Proviene de los conocimientos, habilidades y actitudes de las personas y empresas. Hay muchos tipos de activos intangibles como las patentes, marcas, derechos de autor, fondos de comercio, dominios de internet, franquicias, etc.

A continuación se detallan los activos intangibles considerados en este proyecto.

Supervisión del proyecto

El costo de la supervisión de la construcción del proyecto se estima en un 5% del costo de obras civiles. Las tareas comprendidas son la dirección y administración de todas las obras de construcción e instalación de maquinarias y equipos.

Capacitación

Para dar comienzo a la actividad industrial, es necesario formar y capacitar al personal previo al inicio del proyecto. De esta forma se asegura que cada empleado tenga las herramientas y conocimientos acorde a la tarea a desempeñar. El primer año se realiza una capacitación inicial a todo el personal de la planta, mientras que en los años posteriores se realiza la capacitación al sector de producción. Para determinar el monto se estima un valor del 5% de costo total de inversiones fijas. (BACA URBINA 2001).

Automatización

El software de control utilizado para la automatización, a diferencia de los equipos requeridos para la misma, se considera un activo intangible, por lo que se incluye en esta categoría. Se estima un valor de 10% del costo total en inversiones fijas (BACA URBINA 2001)-

Ingeniería de proyecto

Para el cálculo de esta categoría se toma como referencia el decreto de Ley N° 1332 serie C de la Ley N° 4538, la cual establece los honorarios por proyecto y dirección de obra serán proporcionales al costo total de obra. Por lo tanto se estima un 5% del costo total de inversiones fijas para este monto.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Puesta en marcha de la planta

El costo de puesta en marcha se estima como el costo total de producción de un mes. En este caso al ser el modo de operación discontinuo, implica calibrar y poner en régimen todos los equipos para obtener las condiciones de operación ideales que permitan lograr la calidad y rendimientos establecidos para el proceso (BACA URBINA 2001).

RESUMEN DE ACTIVOS INTANGIBLES

En la tabla y gráfica siguientes se expresan los costos de los distintos activos intangibles junto con su composición porcentual.

Activos intangibles	Costo (\$)	%
Automatización	3.628.030	30%
Ingeniería de proyecto	2.404.364	20%
Supervisión del Proyecto	2.404.364	20%
Capacitación	2.404.364	20%
Puesta en marcha	1.194.691	10%
TOTAL	12.035.813	100%

Tabla 13.6: Costo y composición porcentual de activos intangibles.

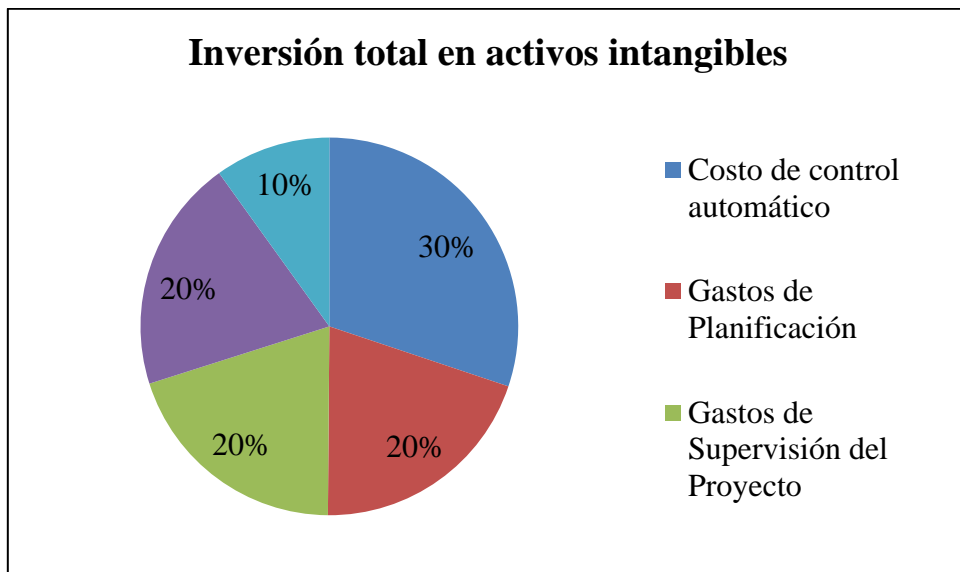


Gráfico 13.2: composición porcentual de los activos intangibles.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO***Capital de trabajo***

Es el dinero que se requiere para comenzar a producir. La inversión en capital de trabajo es una inversión en activos corrientes: efectivo inicial, inventario, cuentas por cobrar, que permita operar durante un ciclo productivo. Dicha inversión debe garantizar la disponibilidad de recursos para la compra de materia prima y para cubrir costos de operación durante el tiempo requerido para la recuperación del efectivo (Ciclo de efectivo: Producir-vender-recuperar), de modo que se puedan invertir nuevamente. El efectivo inicial requerido puede determinarse a través del estudio de mercado, identificando como pagan los clientes, como cobran los proveedores, y estableciendo las ventas mensuales esperadas.

En la tabla siguiente se resumen los montos de capital de trabajo con su respectiva composición porcentual.

Capital de trabajo	Costo (\$)	%
Materia prima	3.054.035	7%
Insumos	18.786.025	46%
Envases	152.702	0,3%
Mano de obra	14.957.934	36%
Servicio de limpieza	2.404.364	6%
Gastos de comercialización	1.885.201	5%
TOTAL	41.240.261	100%

Tabla 13.7: Costo y composición porcentual de capital de trabajo.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

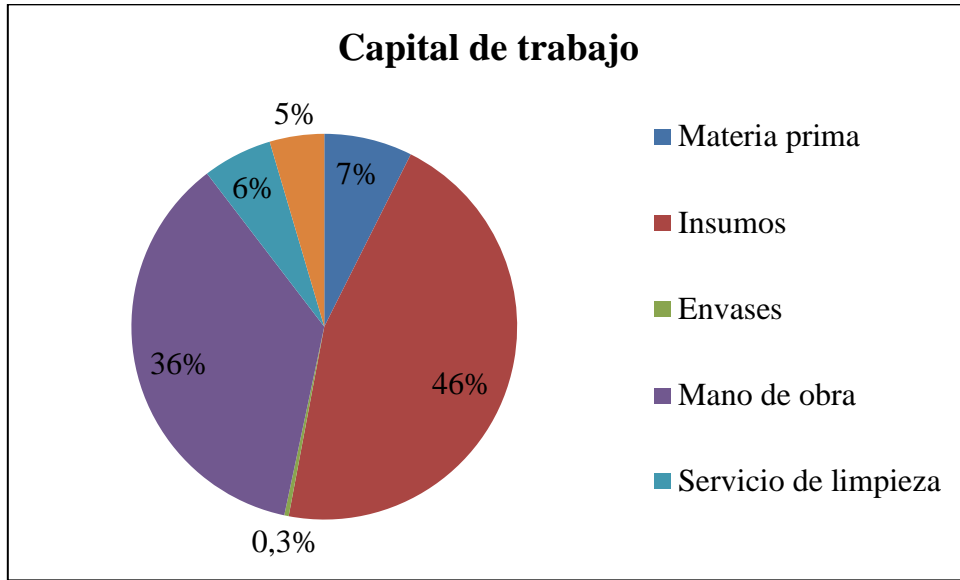


Gráfico 13.3: Composición porcentual del capital de trabajo.

Inversión necesaria

Estimadas las tres aristas de la inversión, sólo resta sumarlas para obtener el capital necesario para concretar el proyecto y comenzar con la actividad industrial. Esta inversión calculada (tabla 13.6), será la que se tendrá en cuenta al momento de valorar los costos financieros, ya que este capital se obtendrá a través de financiación externa. Se añade el gráfico 13.4 que muestra la composición porcentual final de la inversión.

Sección	Costo [\$]	%
Activos Fijos	48.087.281	39%
Activos intangibles	12.035.813	10%
Capital de trabajo	41.240.261	34%
IVA 21%	21.286.305	17%
TOTAL	122.649.660	100%

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Tabla 13.8: Monto y composición porcentual de la inversión necesaria.

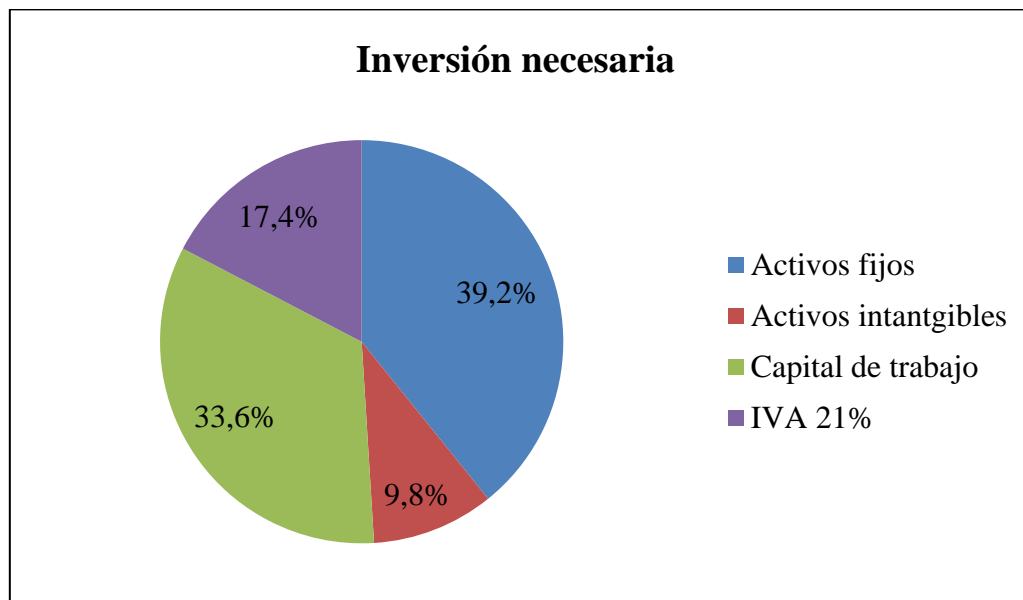


Gráfico 13.4: Composición porcentual de la inversión necesaria.

COSTOS TOTALES DE PRODUCCIÓN

Los costos de producción o de operación son los gastos necesarios para mantener una línea de procesamiento y equipos en funcionamiento. Se dividen en costos de fabricación (gastos directos, generales y fijos) y costos generales (gastos de administración, distribución, marketing, etc.)

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

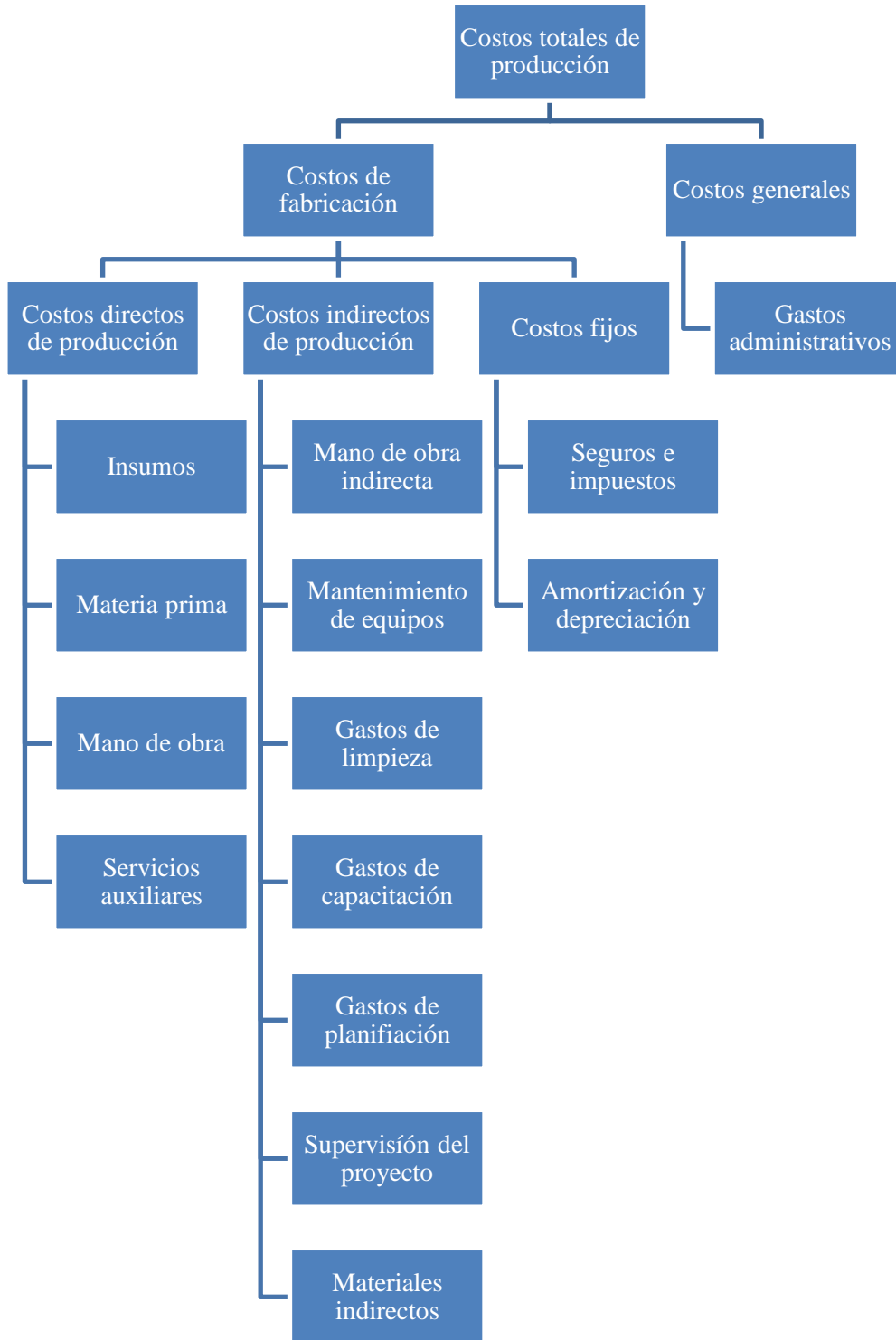


Figura 13.2: Costos de producción.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO***Costos directos de producción***

Estos costos intervienen de manera directa en la realización y producción del DHA, afectando de manera inmediata a la determinación del precio final de un producto. Están compuestos por materia prima e insumos, salarios de los operarios involucrados en la producción (mano de obra directa), los insumos energéticos empleados (servicios auxiliares)

Materia prima

La materia prima a comprar proviene de las industrias de biodiesel en forma de lotes, previo a la adquisición, se asegura que la misma contenga una composición adecuada para el proceso como se especifica en los capítulos anteriores. Además se incluye como materia prima el etanol y metanol empleados para la purificación de producto y refinación de la glicerina respectivamente. Los costos de transporte se incluyen en el precio de la misma. En la siguiente tabla se detalla el costo de la materia prima requerida.

Materia prima	Cantidad requerida	Unidad	Precio unitario	Costo flete	Costo total (\$)
Glicerol crudo	62.500	kg	1,73 \$/kg	0,03 \$/kg	110.000
Etanol	298.780	litros	9,67 \$/litro	0,15 \$/litro	2.934.020
Metanol	600	litros	19,00 \$/litro	0,28 \$/litro	11.568
TOTAL					3.055.588

Tabla 13.9: Costos de materia prima.

Insumos

Los insumos abarcan todos los reactivos utilizados para la preparación del inóculo y para la fermentación, la cepa y componentes utilizados en la purificación del producto. En la siguiente tabla se especifican las cantidades necesarias.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Insumos	Cantidad requerida	Unidad	Precio unitario (\$/kg)	Costo flete (\$/kg)	Costo total (\$)
Ácido fosfórico 85 %p/v	850	kg	96	1	83.040
Hidróxido de potasio	16	kg	22	0	365
Extracto de levadura	2.452	kg	1.480	22	3.681.872
(NH ₄) ₂ SO ₄	1.961	kg	21	0	42.281
K ₂ HPO ₄	108	kg	397	6	43.542
KH ₂ PO ₄	847	kg	401	6	344.449
CaCl ₂	1.471	kg	13	0	19.932
Sorbitol	9.806	kg	414	6	4.125.357
Ácido clorhídrico 37%p/p	197	kg	205	3	40.905
Bacteria G.oxydans	4	Unidad	290	7	1.189
Carbón activo	16.440	kg	623	9	10.403.094
TOTAL					18.786.025

Tabla 13.10: Composición del costo de insumos.

Servicios auxiliares

Basado en el capítulo de servicios auxiliares se procede a hacer un resumen del consumo de los mismos.

- Gas: Distribuido por la empresa Litoral Gas S.A., el consumo se calcula en función de la tarifa por categoría de la planta y se adopta un consumo constante semanal.
- Electricidad: La empresa que suministra la energía eléctrica es EPE Energía de Santa Fe y se tiene en cuenta la infraestructura que posee el complejo para un servicio de baja y media tensión
- Agua: Se suministra agua en el parque industrial mediante una red de distribución de la empresa Aguas Santafesinas S.A. y se aplican las tarifas correspondientes al tipo de planta y por consumo.

Servicio	Consumo anual	Unidad	Precio unitario (\$)	Costo total anual (\$)
Energía Eléctrica	958.191	kwh	2,97	2.845.826

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Gas natural	1.227.353	m ³	0,70	859.147
Agua	21.102	m ³	0,66	13.927
TOTAL				3.718.900

Tabla 13.11: Costo de servicios auxiliares.

Mano de obra directa

Implica los costos en salarios y demás cargas laborales a todos aquellos empleados vinculados directamente con la fabricación del producto. Los importes están basados en el Convenio Colectivo de Trabajo N°691/14 con la escala salarial de septiembre de 2017 a abril de 2018 siendo los operarios de planta y analistas de laboratorio de categoría “A”, con lo que el jornal mínimo por hora es de \$98,59, jefe de planta categoría A1 cuyo jornal mínimo por hora es de \$122,22. A estos montos se le adicionan las cargas sociales, consideradas en un 45% del monto total de los sueldos incluido el aguinaldo. Las horas de trabajo anuales son 2200 hs.

Sector	Cargo	Cantidad	Jornal por hora (\$)	Costo anual (\$)	Cargas sociales (\$)	Costo total anual (\$)
Producción	Jefe de planta	3	122	838.918	377.513	1.216.431
	Operario	6	99	1.353.444	609.050	1.962.493
Calidad	Analista	4	99	902.296	406.033	1.308.329
TOTAL						4.487.253

Tabla 13.12: Costos de mano de obra directa.

RESUMEN DE COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCIÓN

En la tabla siguiente se resumen los costos directos de producción a lo largo de un año con su respectiva composición porcentual.

Costo directos de producción	Costo anual (\$)	%
Materia prima	3.055.588	10%

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Insumos	18.786.025	63%
Servicios auxiliares	3.718.900	12%
Mano de obra directa	4.487.253	15%
TOTAL	30.047.765	100%

Tabla 13.13: Composición porcentual de los costos directos de producción.

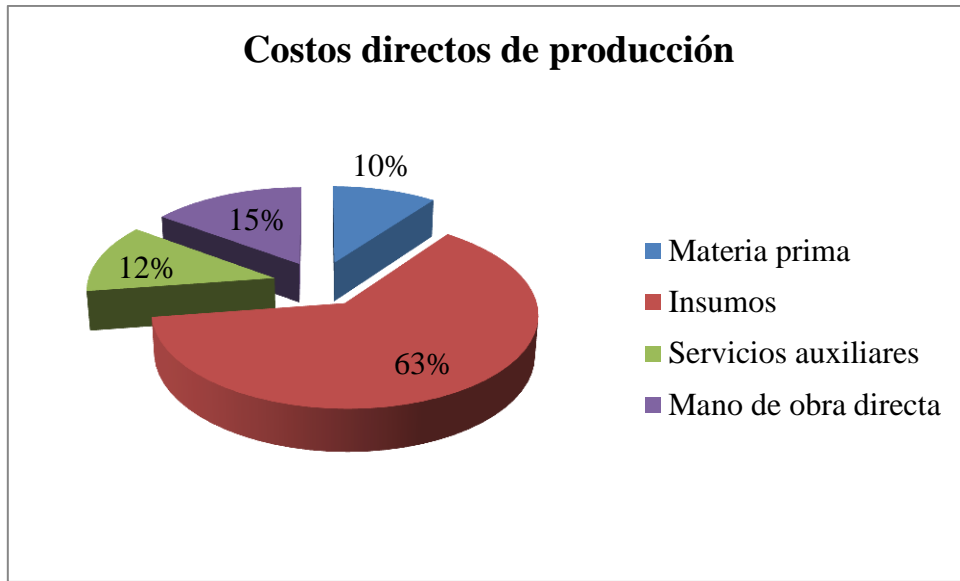


Gráfico 13.5: Composición porcentual de los costos directos de producción.

Costos indirectos de producción

Los costos indirectos de producción hacen referencia a todos aquellos gastos que debe realizar una empresa para lograr la producción establecida. Cualquier gasto que no sea el costo directo de mano de obra ni el costo directo de los materiales es considerado una forma de gasto general. Comprende la mano de obra indirecta, los gastos de mantenimiento de equipos, limpieza, etc.

Mano de obra indirecta

Es el monto de salarios y demás cargas laborales devengados por los empleados que aunque trabajan en la planta, no se relacionan directamente con la producción. Se tienen en cuenta

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

operarios de mantenimiento, calderista, gerentes, etc. Dichos montos se consideran por hora de trabajo, con adiciones de cargas sociales de 45% del monto total incluyendo los aguinaldos.

Sector	Categoría	N°	Jornal por hora (\$)	Gasto anual nominal (\$)	Cargas sociales (\$)	Costo total anual (\$)
Producción	Calderista	3	99	676.722	304.525	981.247
Mantenimiento	Operario	3	99	676.722	304.525	981.247
Seguridad		3	92	628.674	282.903	911.577
Comercial	Contador	1	122	279.639	125.838	405.477
Comercial	Lic marketing	1	122	279.639	125.838	405.477
Gerencia	Gerente	1	151	345.907	155.658	501.565
Calidad	Gerente	1	135	309.800	139.410	449.210
Mantenimiento	Gerente	1	135	309.800	139.410	449.210
Comercial	Gerente	1	135	309.800	139.410	449.210
Recursos humanos	Gerente	1	135	309.800	139.410	449.210
Recursos humanos	Administrativo	3	92	628.674	282.903	911.577
TOTAL						6.895.005

Tabla 13.14: Mano de obra indirecta.

Mantenimiento y limpieza de la planta

En esta sección se consideran los costos en mantenimiento de equipos, tanto preventivo como reparaciones, el cual se considera un 5% del total de los activos fijos de la planta, cuyo monto es de \$4.200.000 anual.

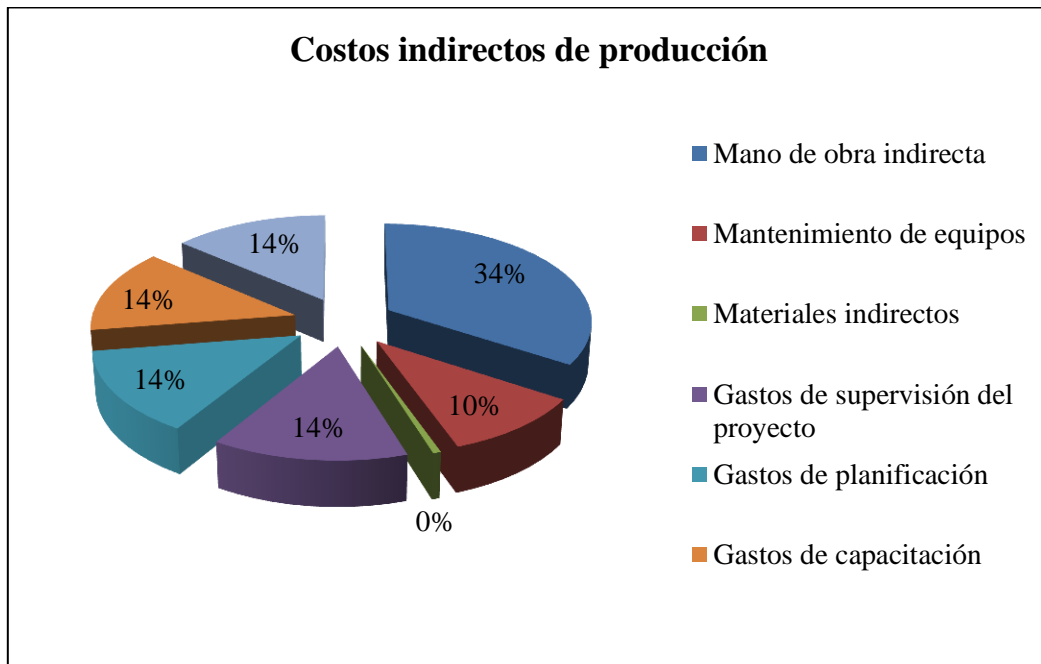
En la siguiente tabla y gráfico se resumen los costos indirectos de producción.

Costos indirectos de producción	Costo (\$)	%
Mano de obra indirecta	5.983.428	34%
Mantenimiento de equipos	1.814.015	10%
Materiales indirectos	100.000	1%
Gastos de supervisión del proyecto	2.404.364	14%

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Gastos de planificación	2.404.364	14%
Gastos de capacitación	2.404.364	14%
Gastos de limpieza de planta	2.404.364	14%
Total	17.514.899	100%

Tabla 13.15: Costos indirectos de producción.



Gráfica 13.6: Composición porcentual de los costos indirectos de producción.

Costos fijos

En esta sección se incluyen los costos de administración, de comercialización y de financiación, amortización y depreciación de los activos e impuestos.

Amortizaciones y depreciaciones

Las amortizaciones son reducciones en el valor de los activos para reflejar en el sistema de contabilidad cambios en el precio del mercado u otras reducciones de valor. Con las

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

amortizaciones, los costes de hacer una inversión se dividen entre todos los años de uso de esa inversión.

Las amortizaciones se aplican a los activos fijos intangibles y representan el proceso financiero mediante el cual se extingue, gradualmente, una deuda por medio de pagos periódicos; y las depreciaciones a los activos fijos tangibles y representa el desgaste debido al uso, del paso del tiempo y la antigüedad del activo.

Seguros e impuestos

La Ley N° 11.525 de Parques y Áreas Industriales y la Ley N° 8.478 de Promoción Industrial de la Provincia de Santa Fe, otorgan a las empresas que se radiquen en Parques Industriales, importantes beneficios y exenciones impositivas de hasta el 100% de los impuestos provinciales, por un período de hasta 10 años:

- Impuesto sobre los Ingresos Brutos
- Impuesto Inmobiliario
- Patente Automotor
- Impuesto de Sellos

Si bien la planta cuenta con estos beneficios impuestos por el parque industrial, se debe abonar un alquiler de \$20.000 mensual por los servicios brindados.

Con respecto a los seguros se estima un 5% de la inversión en activos fijos.

Costos fijo	Costo anual (\$)
Amortización y depreciaciones	3.952.429
Seguros e impuestos	2.404.364
Alquileres	20.000
TOTAL	6.376.793

Tabla 13.16: Composición de los costos fijos.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Costos generales

Gastos administración

Los gastos de administración son los gastos en los que incurre la empresa que no están directamente vinculados a una función elemental como la fabricación, la producción o las ventas. Estos gastos están relacionados con la organización en su conjunto en lugar de un departamento individual. Los costos de los servicios generales como la contabilidad, comunicación, comercialización y marketing son ejemplos de gastos administrativos. El cálculo de dicho gasto se estima como 0,5% del costo total de producción, cuyo valor es de \$55.000 anual.

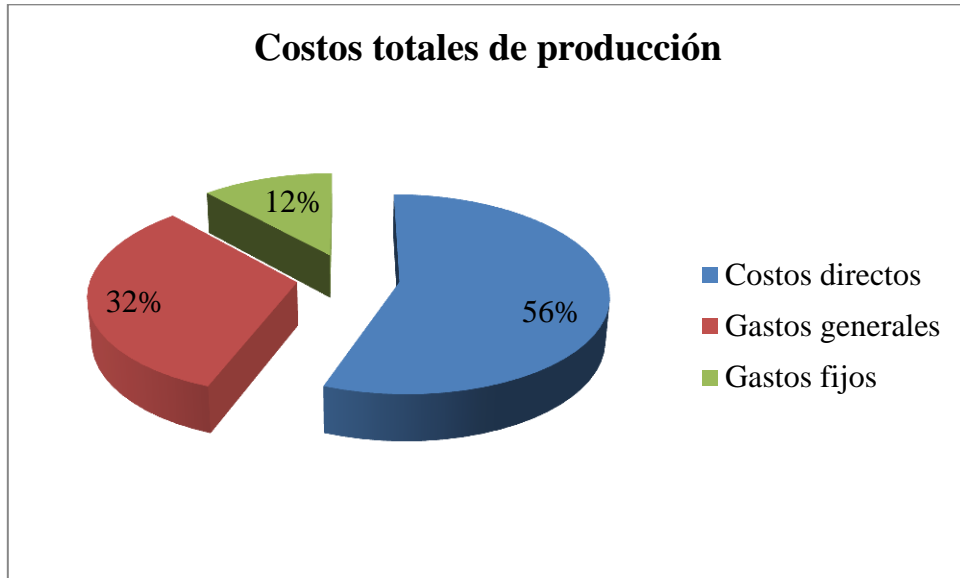
Resumen

En la siguiente tabla y gráfica se resumen los costos totales de producción.

Tipo de costo	\$	%
Costos directos	30.046.213	56%
Gastos generales	17.514.899	32%
Gastos fijos	6.356.793	12%
TOTAL	53.917.905	100%

Tabla 17.: Costos totales de producción.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Gráfica 13.7.: Composición porcentual del costo total de producción.

COSTO UNITARIO

El costo unitario es el valor promedio que, a cierto volumen de producción, cuesta producir un kilogramo de producto (dihidroxiacetona). Se obtiene dividiendo el costo total de producción (suma de los costos fijos y variables) por la cantidad total producida. Donde se expresa el costo unitario en \$/kg (pesos por kilogramo).

$$\text{Costo Unitario} = \frac{C. \text{ fijos} + C. \text{ variables}}{\text{Total de Unidades}} = \frac{\text{Costos Totales de Producción}}{\text{Total de Unidades}}$$

En la siguiente tabla se resumen el costo total de producción a lo largo de los 10 años, junto con el volumen de producción constante y el unitario por kilogramo de DHA.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Año	Costo total de producción (\$)	Volumen de producción (kg)	Costo unitario (\$/kg)
1	70.703.338	40.000	1.768
2	68.786.692	40.000	1.720
3	68.137.434	40.000	1.703
4	67.142.527	40.000	1.679
5	65.855.780	40.000	1.646
6	64.171.466	40.000	1.604
7	62.019.108	40.000	1.550
8	59.235.389	40.000	1.481
9	55.635.111	40.000	1.391
10	50.978.750	40.000	1.274

Tabla 13. 18: Costo unitario.

INGRESOS POR VENTAS

Son los montos de dinero percibidos por las ventas del producto. De acuerdo al estudio de mercado y a consulta a fabricantes se obtiene el precio de la dihidroxiacetona de pureza 98% a un valor de 220 U\$D por kilogramo. Este valor se considera constante a lo largo del ciclo económico de 10 años debido a que las cantidades producidas y vendidas no varían en el mismo periodo.

Además se considera la venta del etanol sobrante del proceso de purificación con un valor establecido por el ministerio de energía para bioetanol a base de maíz de 9,74 pesos por litro.

En la siguiente tabla se resumen los ingresos por ventas

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Año 1 a 10				
Producto	Cantidad	Unidad	Precio unitario (\$)	Ingreso anual (\$)
DHA	40.000	kg	3.799,40	151.976.000
Etanol 90%p/p	310.854	litros	9,74	3.027.715
TOTAL				155.003.715

Tabla 13.19: Ingreso de dinero por ventas.

FINANCIACIÓN DEL PROYECTO

La financiación es la contribución de dinero y/o crédito a una empresa que se requiere para comenzar la actividad de un proyecto.

Para el proyecto en cuestión de este trabajo, el capital disponible para la inversión es aportado por crédito bancario del Banco Nación con una TNA de 26% y sistema de amortización francés.

En el sistema francés la cuota que periódicamente se abona tiene dos componentes: una parte destinada a amortización de capital y otra en concepto de interés, por el uso del capital prestado.

En este sistema se mantiene constante la cuota total, variando la proporción de capital e intereses de cada cuota. En las primeras cuotas se amortiza proporcionalmente menos capital que en las últimas, o dicho de otra manera, en general, en las primeras cuotas se paga más intereses que capital. Esto depende del nivel de la tasa de interés pactada: cuanto mayor es la tasa menor será la proporción de capital cancelado en las primeras cuotas.

Para el cálculo de la cuota se tiene que:

$$TEM = \frac{(TNA * 30)}{100 * 360}$$

$$Cuota = \frac{(1 + TEM)^n}{(1 + TEM)^n - 1}$$

Donde TNA es la tasa de interés pactada con el banco, tomada en 26% y el TEM la tasa efectiva mensual tomada como el interés mensual, y *n* es el periodo de 10 años tomado en meses, es decir 120 meses.

En la siguiente tabla se resumen los pagos anuales del crédito otorgado.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Capital (\$)		97.374.432
TNA		26%
Número de cuotas		120
Tasa seguro		0,25
Año	Cuota	Intereses
1	35.277.509	25.086.930
2	35.083.974	24.492.144
3	34.833.670	23.722.886
4	34.509.942	22.727.979
5	34.091.254	21.441.232
6	33.549.751	19.777.038
7	32.849.407	17.624.679
8	31.943.628	14.840.961
9	30.772.153	11.240.683
10	29.257.044	6.584.321

*Tabla 13.20: Financiación del proyecto.***ESTADO DE RESULTADOS**

El estado de resultados, conocido también como estado de ganancias y pérdidas, es un estado financiero plasmado en un documento en el cual se muestra de manera detallada y minuciosa todos los ingresos, gastos, así como el beneficio o pérdida que se genera en una empresa durante un período de tiempo determinado. Gracias al estado de resultados, una empresa cuenta con una mejor visión financiera, pudiendo prevenir y actuar de antemano, pues puede realizar previsiones en base a los resultados que se obtienen a través de este análisis.

Existen algunos conceptos del estado de resultados que es conveniente conocer para comprenderlo, destacando los principales componentes:

1. Ingreso por ventas: Se refiere a los ingresos totales percibidos por las ventas realizadas en ese período concreto.
2. Costo de producción de lo vendido: ¿cuánto le costó a la empresa el artículo que vende?
3. Utilidad operativa: diferencia entre ventas y coste de ventas, indicando qué gana la empresa, en bruto, con el producto vendido.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

4. Gastos administrativos, comerciales y de financiación: los gastos administrativos son aquellos reconocidos a las actividades administrativas globales de la empresa (gastos de papelería y suministros de oficina por ejemplo); los gastos comerciales son aquellos necesarios para la venta de un bien o servicio, y que incluyen gastos como marketing, publicidad y comisiones, entre otros (se considera un 0,5 % del costo de producción de lo vendido). En gastos financieros incurre una empresa al financiarse con terceros (costo del capital) y que suponen la amortización del capital solicitado junto a los intereses fijados.
5. Depreciaciones y amortizaciones: Importes que disminuyen el valor contable de los bienes tangibles que se utilizan en la empresa para llevar a cabo sus operaciones. Por ejemplo: maquinaria, vehículos de transporte, etc.
6. Utilidad antes de impuestos: Resulta de sustraerle a la utilidad operativa las depreciaciones y los gastos administrativos, comerciales y de financiación.
7. Impuestos a las ganancias: Se considera el 35% de la utilidad antes del impuesto.
8. Utilidad neta o flujo neto efectivo: Es la ganancia o pérdida final que la empresa obtiene después de la actividad y resulta de adicionarle las depreciaciones a la utilidad después de impuestos.

En la tabla siguiente se detalla el estado de resultados para un período de 10 años de actividad del proyecto.

EJERCICIOS	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Ingreso por ventas (\$)	155.003.715	155.003.715	155.003.715	155.003.715	155.003.715
Costo de producción de lo vendido	45.515.139	44.200.449	44.320.449	44.320.449	44.320.449
Utilidad operativa	109.488.575	110.803.266	110.683.266	110.683.266	110.683.266
Gastos de Administración	55.753	49.779	49.779	49.779	49.779
Gastos de Comercialización	45.515	44.320	44.320	44.320	44.320
Gastos de Financiación	25.086.930	24.492.144	23.722.886	22.727.979	21.441.232
Depreciación-Amortización	3.952.429	3.952.429	3.952.429	3.952.429	3.952.429
Utilidad antes de impuestos	80.347.948	86.217.023	86.866.281	87.861.188	89.147.935
Depreciación-Amortización	3.952.429	3.952.429	3.952.429	3.952.429	3.952.429
Impuesto a las Ganancias	29.505.132	30.175.958	30.403.198	30.751.416	31.201.777
FLUJO NETO DE EFECTIVO	54.795.245	56.041.065	56.463.082	57.109.772	57.946.157

Tabla 13.21: Estado de resultados 1.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

EJERCICIOS	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Ingreso por ventas (\$)	155.003.715	155.003.715	155.003.715	155.003.715	155.003.715
Costo de producción de lo vendido	44.300.449	44.300.449	44.300.449	44.300.449	44.300.449
Utilidad operativa	110.703.266	110.703.266	110.703.266	110.703.266	110.703.266
Gastos de Administración	49.679	49.679	49.679	49.679	49.679
Gastos de Comercialización	44.320	44.300	44.300	44.300	44.300
Gastos de Financiación	21.441.232	19.777.038	17.624.679	14.840.961	11.240.683
Depreciación-Amortización	3.952.429	3.952.429	3.952.429	3.952.429	3.952.429
Utilidad antes de impuestos	90.832.249	92.984.607	95.768.326	99.368.603	104.024.965
Depreciación-Amortización	3.952.429	3.952.429	3.952.429	3.952.429	3.952.429
Impuesto a las Ganancias	31.791.287	32.544.612	33.518.914	34.779.011	36.408.738
FLUJO NETO DE EFECTIVO	59.040.962	60.439.995	62.249.412	64.589.592	67.616.227

Tabla 13.22: Estado de resultados 2.

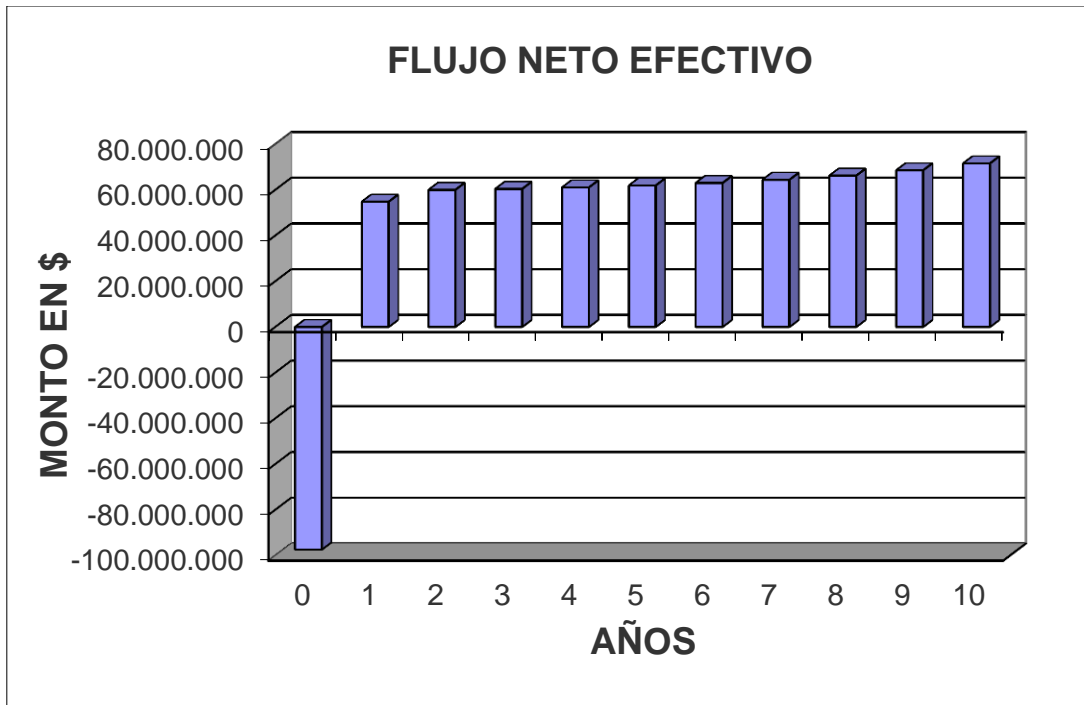


Gráfico 13.8: Flujo neto efectivo.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

INDICADORES

Valor actual neto

El VAN es un indicador financiero que mide los flujos de los futuros ingresos y egresos que tendrá un proyecto, para determinar, si luego de descontar la inversión inicial, se percibe alguna ganancia. Si el resultado es positivo, el proyecto es viable.

- **VAN > 0:** el valor actualizado de los cobros y pagos futuros de la inversión, a la tasa de descuento elegida generará beneficios.
- **VAN = 0:** el proyecto de inversión no generará ni beneficios ni pérdidas, siendo su realización, en principio, indiferente.
- **VAN < 0:** el proyecto de inversión generará pérdidas, por lo que deberá ser rechazado.

Indicador	Valor
VAN	\$ 89.218.834

Tabla 13.23: Valor actual neto.

El resultado del VAN es positivo lo que indica que el proyecto es viable.

Tasa interna de retorno

La TIR es la tasa de descuento (TD) de un proyecto de inversión que permite que el BNA sea igual a la inversión (VAN igual a 0). La TIR es la máxima TD que puede tener un proyecto para que sea rentable, pues una mayor tasa ocasionaría que el BNA sea menor que la inversión (VAN menor que 0).

Donde el beneficio neto actualizado (BNA) es el valor actual del flujo de caja o beneficio neto proyectado.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Indicador	Valor
TIR	60%

Tabla 13.24: Tasa interna de retorno.

Dado que el valor obtenido como TIR es mayor a la TMAR propuesta por el banco prestador, se concluye que el proyecto es rentable.

Relación beneficio / costo

La relación beneficio costo resulta de dividir el valor actualizado de los ingresos del proyecto entre el valor actualizado de los egresos del proyecto a una tasa de actualización igual a la TMAR.

Los criterios para analizar los resultados son: Si la relación es mayor a la unidad, el proyecto es aceptable por que el beneficio es superior al costo; si la relación es menor a la unidad el proyecto debe rechazarse por que no existen beneficios, si la relación es igual a la unidad es indiferente realizar o no el proyecto. Como se observa en la tabla siguiente la relación obtenida es superior a 1, lo cual hace viable el proyecto en cuestión.

Indicador	Valor
Beneficio/costo	1,55

Tabla 13.25: Relación beneficio/costo.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Introducción

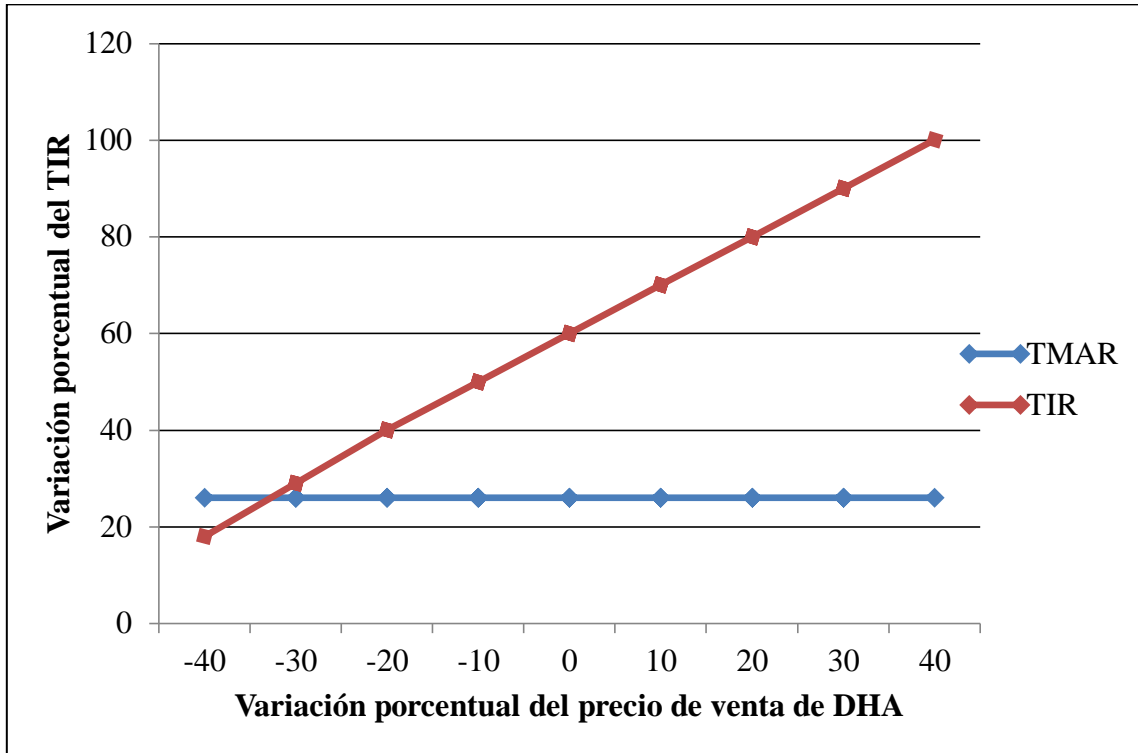
El análisis de sensibilidad determina los márgenes de rentabilidad de un proyecto desde otra perspectiva, que es el aumento o reducción de un indicador económico como la TIR, frente a la fluctuación de las principales variables consideradas en el estudio económico. De acuerdo a esto, se analiza la variación de la TIR con la desviación del volumen de producción, de los costos de mano de obra, insumos, materia prima y precio de venta, que son las principales variables que influyen en las utilidades.

Este análisis se realiza de forma gráfica, representando la variación de la TIR con la fluctuación de las variables antes mencionadas y comparándola con la función constante TMAR, dado que si la primera se encuentra sobre esta última el proyecto es rentable, caso contrario deja de serlo.

Variación de la TIR con el precio de venta del DHA

En esta sección se analiza la relación entre la tasa interna de retorno y el precio de venta del producto. Como se observa en la gráfica siguiente, en caso de disminuir el precio de venta en un 30% el proyecto deja de ser rentable.

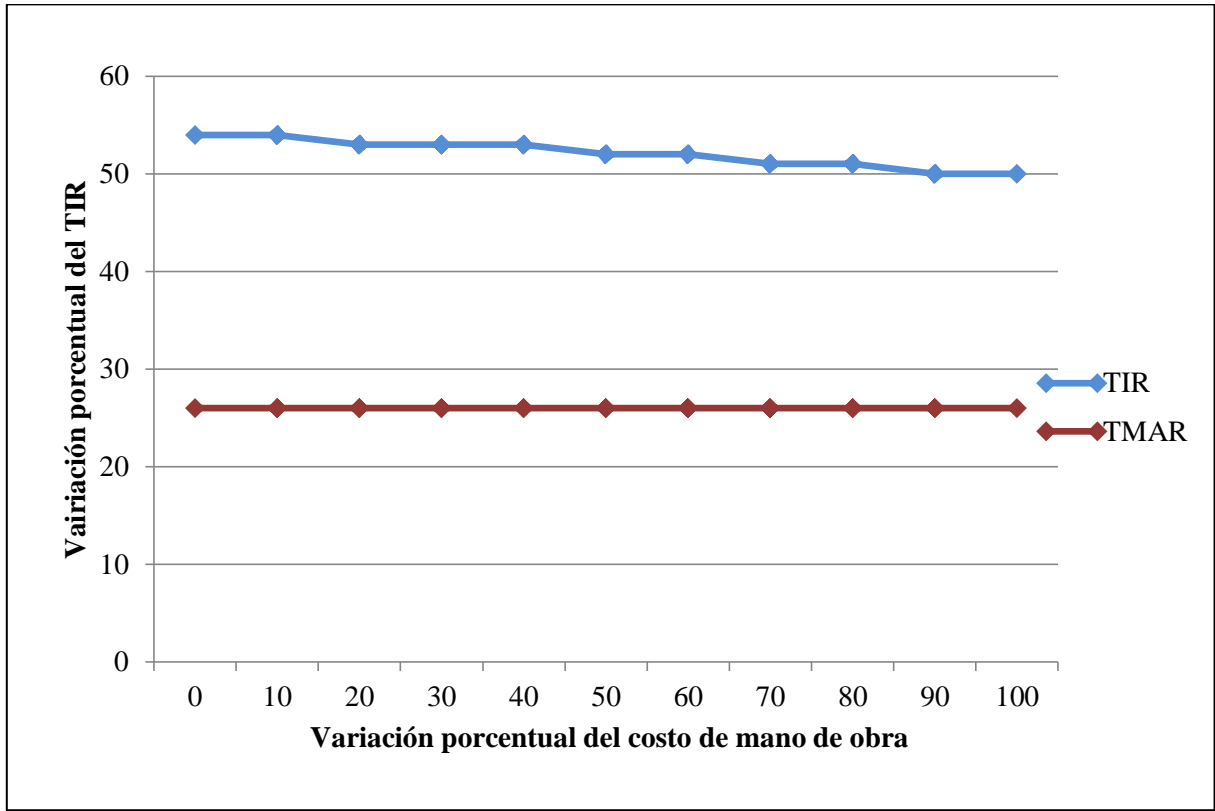
PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



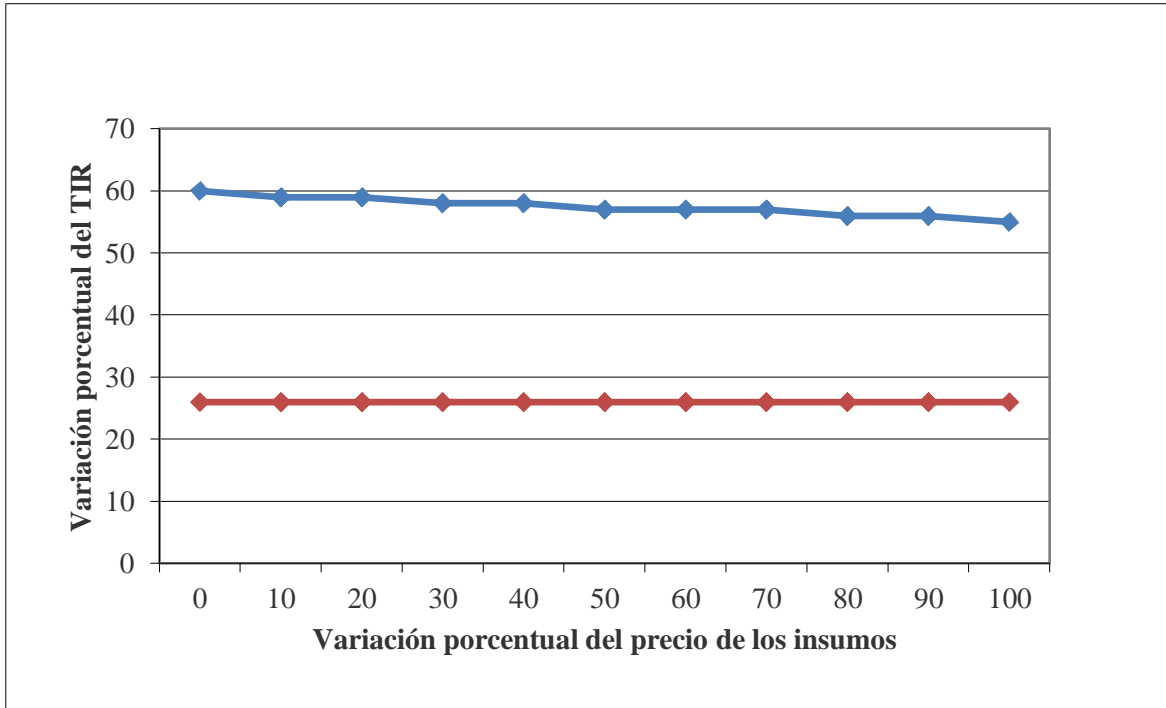
Variación de la TIR con el costo de mano de obra

Se analiza la sensibilidad de la tasa interna de retorno a los costos de mano de obra (tanto directa como indirecta). Para este caso, se identifica el mismo efecto que para la materia prima (una flexibilidad relativa): el proyecto admite aumentos en los costos de personal cercanos sin pérdida de rentabilidad.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



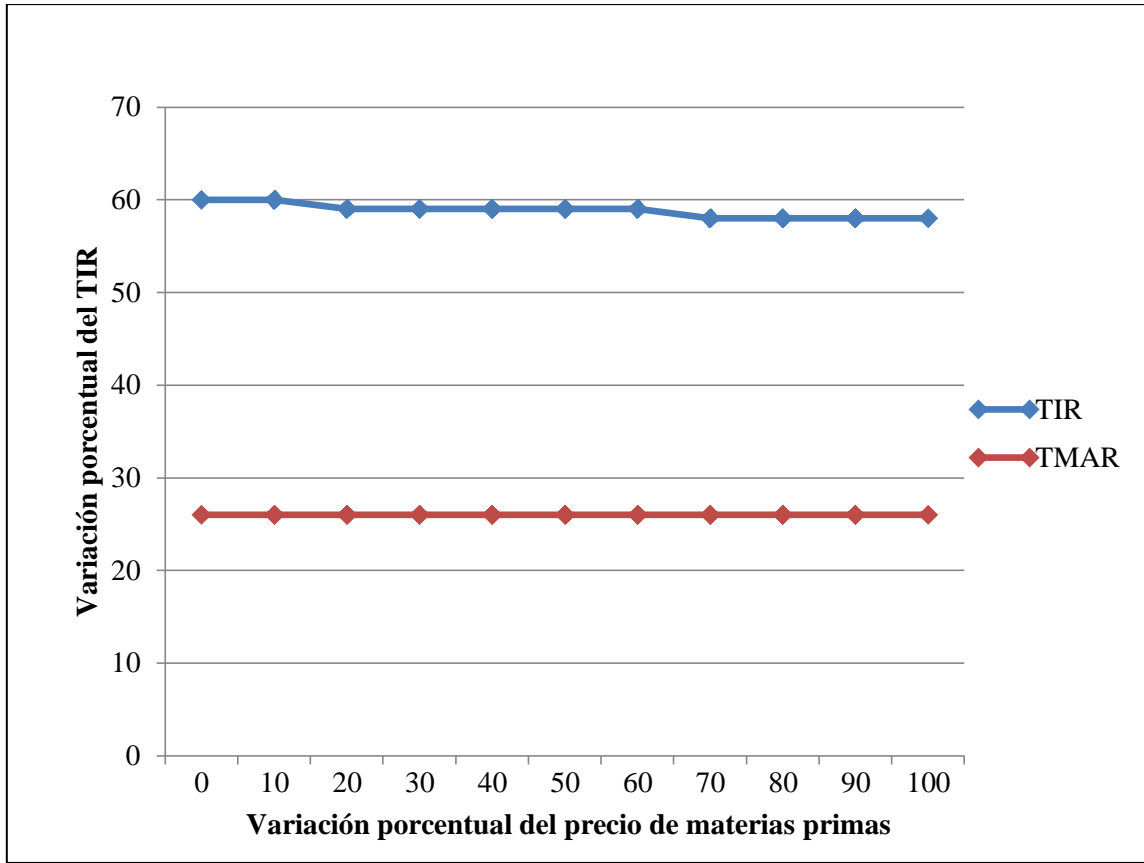
Variación de la TIR con el costo de los insumos



PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Variación de la TIR con el costo de la materia prima

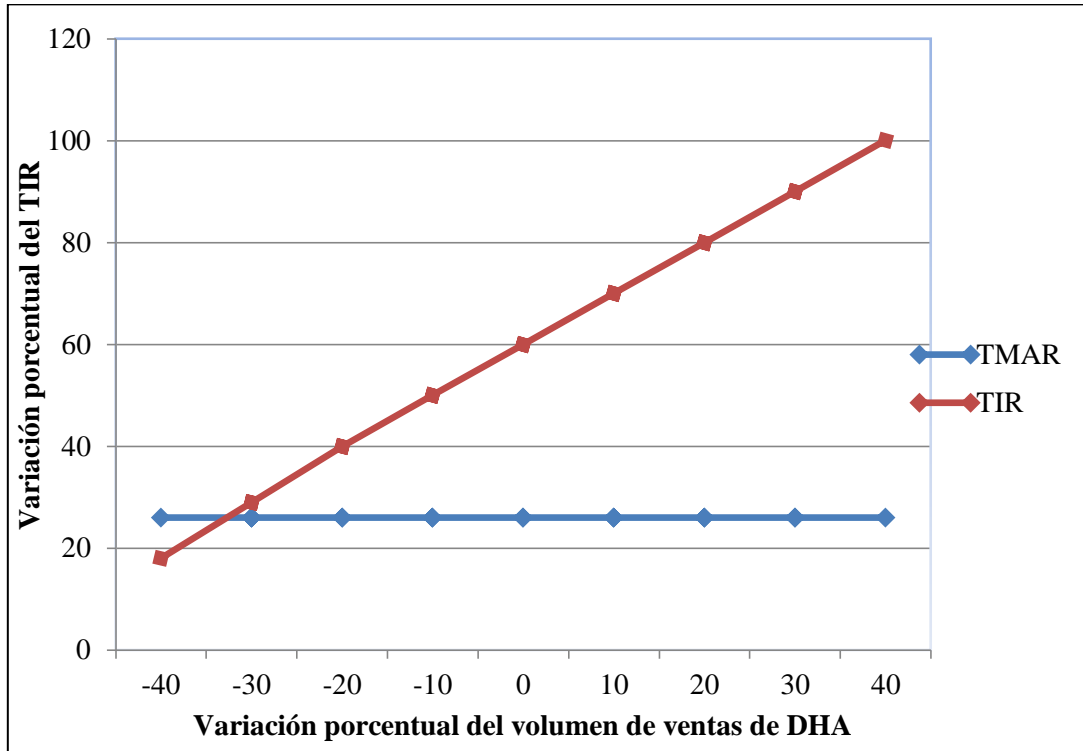
En el análisis de los costos de materias primas y cómo influyen en la rentabilidad del proyecto, se observa que el proceso es flexible con el aumento de esta fracción de los costos variables, dado que permite aumentos sin variación de rentabilidad en el proyecto.



Variación de la TIR con el volumen de producción

En este caso se analiza cómo varía el rendimiento del proyecto, medido a través de la TIR, con la fluctuación del volumen de ventas producción. En este punto debe hacerse una salvedad, dado que los costos fijos se consignaron como si continuaran estáticos, aun sabiendo que el nivel de producción potencial está íntimamente asociado con las instalaciones, y, por lo tanto, con estos costos (los costos variables si se tuvieron en cuenta).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



De la figura se extrae que naturalmente con el aumento en el volumen de ventas aumenta también la rentabilidad del proyecto. Debe apreciarse, sin embargo, que las ventas no deberán bajar por debajo del 30 % (aproximadamente) debido a que la actividad comienza a no ser rentable.

CONCLUSIÓN

El análisis económico-financiero realizado permite concluir que la puesta en marcha de la planta de DHA requiere de una inversión inicial de \$97.374.431, los cuales son financiados por crédito del Banco Nación, con una tasa nominal anual fija del 26% y un plazo de pago de 10 años.

De acuerdo a los resultados vistos a partir del análisis de los indicadores económicos y de rentabilidad, como el VAN, TIR y la relación B/C, se observa la viabilidad económica del proyecto y su rentabilidad, manteniendo los volúmenes y precios establecidos para el producto.

Basados en los análisis de sensibilidad se concluye que las variables más influyentes en la rentabilidad del proyecto son el precio de venta y los volúmenes fabricados de DHA, cuyo margen de disminución no debe ser superior al 30% aproximadamente, lo que nos indica un

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

precio de venta mínimo de \$2.659,58 por kilogramo, mientras que el volumen de venta mínimo es de 28.000 kilogramos.

Respecto a los indicadores, se obtuvo un TIR de 60%, un VAN positivo de \$89.218.834,60 y una relación beneficio/costo de 1,55 los que demuestran numéricamente la rentabilidad del proyecto.

CONCLUSIONES

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

CONCLUSIONES

La dihidroxiacetona manifiesta un crecimiento con el uso de bronceadores y productos de protección solar, y se prevé que esta tendencia continúe en las próximas décadas.

Este componente no se produce actualmente en Argentina, y es importado en su mayoría de China y Alemania. Por lo que su producción nacional es un punto clave para la sustitución de las importaciones.

Para selección del proceso de producción se emplea como criterio la obtención de dihidroxiacetona de calidad farmacopea mediante un método de bajo impacto ambiental. Considerando esto la producción a partir de glicerol crudo resulta técnica y económicamente viable y rentable.

La dihidroxiacetona producida tiene como objetivo abastecer a los laboratorios farmacéuticos y de cosméticos, ya que su presentación es en polvo y se consume con el agregado de otros compuestos.

La localización de las instalaciones optimiza la producción por la cercanía a proveedores y clientes.

Se efectuó una evaluación económica-financiera, mediante indicadores que determinan la factibilidad del proyecto (VAN - TIR). Las mismas arrojan resultados favorables, lo cual señala que el proyecto de inversión es factible.

ANEXOS A

TÉCNICAS ANALÍTICAS

ANEXO A - TÉCNICAS ANALÍTICAS

TEC - ALCOHOL: DETERMINACIÓN DE CONCENTRACIÓN DE ALCOHOL

Para medir la concentración de alcohol en los distintos puntos del proceso se utiliza un alcoholímetro, que no es más que un densímetro, que por medio de tablas (densidad vs temperatura, permite calcular la concentración de alcohol en una mezcla etanol agua.



Figura A.1: Alcoholímetros.

TEC - PH: DETERMINACIÓN DEL PH

El valor del pH se puede medir de forma precisa mediante un potenciómetro, también conocido como pH-metro (peachímetro), un instrumento que mide la diferencia de potencial entre dos electrodos: un electrodo de referencia (generalmente de plata/cloruro de plata) y un electrodo de vidrio que es sensible al ion de hidrógeno. Para realizar la medición en distintos puntos del proceso, se utiliza como elemento medidor un peachímetro Hanna.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Figura A.2: peachímetro Hanna.

TEC - BRUX: DETERMINACIÓN DE LOS GRADOS BRUX

Para medir sólidos solubles en las distintas muestras, se utiliza un refractómetro, cuyo principio de medición se basa en la refracción de la luz creada por la naturaleza y la concentración de los solutos. Es por esto que un refractómetro mide indirectamente la densidad de los líquidos. La unidad de medida °Bx (grados Brix) lleva el nombre de Adolf F. Brix, un científico del siglo XIX. Según esa escala, 1 °Bx correspondería a un índice de refracción de una solución de sacarosa en agua al 1%.



Figura A.3: Refractómetro.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

TEC - BIOMASA: DETERMINACIÓN DE LA BIOMASA

La concentración de la biomasa (g/L) se determina por densidad óptica, mediante el registro de unidades de absorbancia y concentración de cada muestra a una longitud de onda de 578 nm en un espectrofotómetro. Con éstos datos se genera una curva de calibración de biomasa para la *G. oxydans*, relacionando la absorbancia con la concentración.

TEC - CROM: CROMATOGRAFÍA GASEOSA

La cromatografía es un método físico de separación para la caracterización de mezclas complejas. La técnica se basa en el principio de retención selectiva, cuyo objetivo es separar los distintos componentes de una mezcla, permitiendo identificar y determinar las cantidades de dichos componentes. Diferencias sutiles en el coeficiente de partición de los compuestos dan como resultado una retención diferencial sobre la fase estacionaria y, por tanto, una separación efectiva en función de los tiempos de retención de cada componente de la mezcla.

En cromatografía de gases, la muestra se volatiliza y se inyecta en la cabeza de una columna cromatográfica. La elución se produce por el flujo de una fase móvil de un gas inerte, donde la fase móvil no interacciona con las moléculas del analito. Su única función es la de transportar la muestra a través de la columna. Al final de la columna los componentes de la mezcla salen separados hacia el detector (FID o microcaptura electrónica) según su tiempo de retención en lo que constituye el cromatograma. A partir del cromatograma se puede realizar la determinación cuantitativa y cualitativa de los componentes de la mezcla mediante la comparación con patrones.

Requisitos de las muestras:

- Las muestras deben entregarse adecuadamente etiquetadas, envasadas y acondicionadas para asegurar su identificación, integridad y conservación durante el transporte y garantizar la seguridad del personal que lo realiza
- La cantidad mínima para realizar el ensayo será de 100 µl. en muestras líquidas.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Figura A.4: Cromatógrafo de gases.

Se utiliza esta técnica específica para realizar un seguimiento estricto de las variables de fermentación como la producción de DHA y el consumo de glicerol.

TEC - T: DISTRIBUCIÓN DE TAMAÑOS DE CRISTALES

Para determinar el tamaño de los cristales de DHA en el producto se realiza un análisis por tamizado. Se pesan 50 g de DHA y se colocan en el primer tamiz de la serie de Tyler. Se tapa el conjunto de tamices y se realiza la agitación mecánica durante 15 minutos por sentido de giro. Finalmente, se pesa lo retenido en cada una de las mallas y se procede al cálculo de distribución de partículas.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Figura A.5: Tamiz.

TEC - P: DETERMINACIÓN DE PROTEÍNAS SOLUBLES

Para determinar el contenido de proteínas solubles en una solución se utiliza el método de Bradford. El cual está basado en el cambio de color del colorante Coomassie brilliant blue G-250 en respuesta a diferentes concentraciones de proteínas. Este compuesto interacciona con aminoácidos básicos (especialmente arginina) y aromáticos. Esta unión del colorante con las proteínas provoca un cambio de absorción del colorante desde 465 a 595 nm. Por lo tanto, este método se basa en la propiedad del Azul Brillante de Coomasie G-250 de presentarse en dos formas con colores diferentes, rojo y azul. La forma roja se convierte en azul cuando el colorante se une a la proteína. Experimentalmente se mide la diferencia de Absorbancias entre 595 y 465 nm. La determinación del contenido proteico de una muestra requiere la comparación del valor de absorbancia de la muestra con los obtenidos a partir de cantidades conocidas de proteínas, con los que se construye una curva de calibración: a mayor cantidad de proteínas, mayor color desarrollado y por lo tanto, mayor absorbancia.

Para realizar la curva de calibración se emplea una proteína patrón que generalmente es la seroalbumina bovina. Se preparan tubos testigos con distintas cantidades de proteína y otra disolución llamada “blanco” que solo contiene agua y reactivo Bradford y en los tubos testigos se mantiene constante el reactivo Bradford siendo los volúmenes de todos los tubos iguales. Una vez

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

preparados los tubos se mide la absorbancia a cada uno de ellos a una longitud de onda de 595nm, previo es calibrado el equipo con el tubo blanco (no contiene proteína) de esta manera se construye la gráfica de absorbancia vs concentración

TEC - C: DETERMINACIÓN DE CONDUCTIVIDAD

Para determinar la presencia de sales ionizadas en la solución resultante del proceso de precipitación de sales, se utiliza un conductímetro. El cual es un aparato que mide la resistencia eléctrica que ejerce el volumen de una disolución encerrado entre los dos electrodos, traduciendo el resultado en conductividad. Mediante este método es posible conocer la eficiencia de la etapa de precipitación de sales.



Figura A.6: Conductímetro.

TEC - S: DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS TOTALES Y HUMEDAD

Para el cálculo de sólidos totales y humedad de una muestra se utiliza una termobalanza, la cual por calentamiento seca la muestra hasta peso constante, de esta forma por diferencia de peso calcula el porcentaje de sólidos de la misma. (Humedad= 1- % Sólidos).

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO



Figura A.7: Termobalanza.

TEC - Z: DETERMINACIÓN DE CENIZAS

Para determinar el contenido de cenizas en el producto DHA, se utiliza el método de calcinación en mufla. Las cenizas en el producto DHA, están constituidas por el residuo inorgánico que queda después de que la materia orgánica se ha quemado.

El procedimiento que se aplica es el siguiente:

1. Poner a masa constante un crisol de porcelana, perfectamente limpio, introduciéndolo a la mufla a $550^{\circ}\text{C} \pm 25^{\circ}\text{C}$ aproximadamente, durante una hora; extraer el crisol de la mufla e introducirlo a una estufa a $125^{\circ}\text{C} \pm 5^{\circ}\text{C}$, durante al menos 15 minutos. Pasar el crisol al desecador y dejar enfriar hasta temperatura ambiente.
2. Determinar la masa del crisol en balanza analítica con aproximación de miligramos. Registrar el dato como A.
3. Tomar una muestra representativa de dos gramos de producto y determinar la masa del crisol con la muestra en balanza analítica con aproximación a miligramos. Registrar el dato como B.
4. Incinere la muestra utilizando un mechero hasta que no emita humo y las paredes del crisol estén blancas.
5. Introducir el crisol, con la muestra calcinada, a la mufla a $550^{\circ}\text{C} \pm 25^{\circ}\text{C}$ aproximadamente, durante una hora; extraer el crisol de la mufla e introducirlo a una

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

estufa a $125^{\circ}\text{C} \pm 5^{\circ}\text{C}$, durante al menos 15 minutos. Pasar el crisol al desecador y dejar enfriar hasta temperatura ambiente.

6. Determinar el peso del crisol y del espécimen calcinado en balanza analítica con aproximación de miligramos. Registrar el valor como C
7. Realizar el cálculo siguiente:

$$\text{Cenizas \%} = \frac{C - A}{B - A} \times 100$$

Dónde:

A= Masa del crisol vacío en gramos.

B= Masa del crisol y la muestra seca en gramos.

C= Masa del crisol y la muestra calcinada en gramos.

ANEXOS B

PLANOS

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

PLANO A: LAY - OUT

PLANO B: FLOW SHEET

PLANO A: SERVICIOS AUXILIARES

PLANO A: VISTA 3D (1)

PLANO B: VISTA 3D (2)

PLANO A: INTERCAMBIADOR I-05

PLANO B: SECADOR ROTATORIO S-01

PLANO A: FERMENTADOR R-01

Proyecto Final – Ingeniería Química

Universidad Tecnológica Nacional – Facultad Regional Villa María

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

BIBLIOGRAFÍA

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

CAPÍTULO 2: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

www.fidchemicals.com/dust-suppresants.php

www.wineserver.ucdavis.edu/industry/enology/winemicro/winebacteria/gluconobacter_oxydans.

www.merckperformancematerials.com

www.acofarma.com

www.microbiologics.com/site/locate-distributor.html

www.bungeargentina.com

www.fidchemicals.com

CAPÍTULO 3: ESTUDIO DE MERCADO

www.researchgate.net

www.energia.gob.ar

www.elblogdesusananoemi.blogspot.com.ar

www.ers.usda.gov

www.esru.strath.ac.uk/EandE/Web_sites/06-07/Biodiesel/glycerines.htm

www.oecd.org/centrodemexico/estadisticas

www.bcr.com.ar/Pages/Publicaciones/infoboletinsemanal.aspx?IdArticulo=1365

www.glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios.php

www.cader.org.ar/informes-y-estudios

www.fapri.iastate.edu/outlook/2012

www.scavage.com

www.trademap.org

www.carbio.com.ar/exportaciones

www.capa.org.ar

www.produccion.gob.ar

www.energia.gov.ar

www.anmat.gov.ar/cosmeticos/Cosmeticos.asp

www.prezi.com/rxdi-eo5mwm4/planta-de-refinacion-de-glicerina

www.guiadelaindustria.com

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

CAPÍTULO 4: LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

www.guiadelaindustria.com

www.sig.se.gob.ar/visor

www.sig.se.gob.ar/geoportal

www.energia.gob.ar

www.oecd.org/centrodemexico/estadisticas

www.cader.org.ar

www.capa.org.ar

www.anmat.gov.ar

www.trademap.org

www.iprofesional.com

www.sig.indec.gov.ar/censo2010

www.ign.gob.ar/NuestrasActividades/Geografia/DatosArgentina/DivisionPolitica

www.cfcatastro.com.ar/gis.aspx

www.cfcatastro.com.ar/mapa/index.html#

www.roagro.com.ar/logistica/

www.cnrt.gob.ar/estad%C3%ADsticas-del-transporte-ferroviario

www.bioenergyweb.com.ar/empresa

www.agrovoz.com.ar

www.parques.industria.gob.ar/ver_parques.php

www.pisanlorenzo.com

www.bionogoya.com.ar

www.bioxxar.net

www.albardonbio.com

www.datos.minem.gob.ar

www.renova.com.ar

www.energia3.mecon.gov.ar

www.grupobolzan.com.ar

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

www.newfuelsa.com

CAPÍTULO 5: CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN

www.es.wikipedia.org/wiki/Ciclo_de_vida_del_producto

www.managersmagazine.com/index.php/2013/12/el-ciclo-de-vida-del-producto-en-marketing

www.pedroangelcorraliza.com/las-4-etapas-del-ciclo-de-vida-del-producto

www.academia.edu/7692728/Tama%C3%B1o_del_proyecto

www.proyectos.ingenotas.com/2012_09_01_archive.html

www.es.slideshare.net/ErnestoUlbrich/preparacin-y-evaluacin-de-proyectos-nassir-sapag-chain

www.fao.org/docrep/003/V8490S/v8490s05.htm

CAPÍTULO 6: SELECCIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

www.lipico.com/processes_glycerine-refining.html

www.ips-engineering.it/97-oleo-processes/159-glycerin-refining

www.engineering-airliquide.com/glycerin-distillation-and-bleaching

www.binacchi.com/p_soap_glycerine_process_plants_04_3.html

www.indiamart.com/proddetail/glycerin-refining-plant-3442380088.html

www.armacocps.com/oleo-chemicals/glycerin.html

www.bdigital.unal.edu.co/4642/1/7908505.2011.pdf

www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0123-21262010000100001

www.webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=96-26-4

www.insumos-labcentral.unlu.edu.ar

www.uv.es/uvweb/coleccion-espanola-cultivos

www.atcc.org/Products/All/621.aspx?geo_country=us

www.dsmz.de

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Artículos de investigación cinética- microbiológica

Austin Publishing Group: Xu Chunbao (Charles), Department of Chemical and Biochemical Engineering, Institute for Chemicals and Fuels from Alternative Resources (ICFAR), Western University, London, ON, Canada.

Martin Hájek, Department of Physical Chemistry, Faculty of Chemical Technology, University of Pardubice, Studentská 573, 532 10 Pardubice, Czech Republic.

Xu Chunbao (Charles), Department of Chemical and Biochemical Engineering, Institute for Chemicals and Fuels from Alternative Resources (ICFAR), Western University, London, ON, Canada

Leisinger, T. H. (1965). Untersuchungen zu Systematik und Stoffwechsel der Essigsäurebakterien. Zentralbl.Bakteriol.II Abt. **119** : 329-376 .

Gillis, M., de Ley, J. (1980). Intra- and intergeneric similarities of the ribosomal ribonucleic acid cistrons of Acetobacter and Gluconobacter. Int.J.Syst.Bacteriol. **30** : 7-27

McIntosh, A. F. (1962). A serological examination of some acetic acid bacteria. Antonie van Leeuwenhoek J.Microbiol.Serol. **28** : 49-62

Bioconversion of Glycerol to Dihydroxyacetone Using a Fed-Batch by a Fermentation Process with Gluconobacter Oxydans - Ingeniería Investigación y Tecnología, volumen XVII (número 3), julio-septiembre 2016: 331-341 ISSN 1405-7743 FI-UNAM

Microbial production of dihydroxyacetone - Ruchi Mishra, Seema Rani Jain, Ashok Kumar - Department of Biological Sciences and Bioengineering, Indian Institute of Technology Kanpur, 208016-Kanpur, India.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Effects of oxygen transfer coefficient on dihydroxyacetone production from crude glycerol - Xiao-juan Zheng, Kui-qi Jin, Lei Zhang, Gang Wang, Yu-Peng Liu - Institute of Bioengineering, School of Life Sciences, Henan University, Kaifeng 475004, PR China

Bioconversion of Glycerol to Dihydroxyacetone by immobilized *Gluconacetobacter xylinus* cells - The University of Waikato - Cathryn Sesengel Black.

Study of the inhibitory effect of the product dihydroxyacetone on *Gluconobacter oxydans* in a semi-continuous two-stage repeated-fed-batch process - R. Bauer, N. Katsikis, S. Varga, D. Hekmat - Institute of Chemical Engineering Munich University of Technology.

Modelado matemático de la producción de dihidroxiacetona utilizando una cepa *Gluconobacter oxydans* y glicerol – Pelayo Ortiz, Nuño Ayala, Andrade Hernández – Universidad de Guadalajara.

Physiology of *Gluconobacter oxydans* during dihydroxyacetone production from glycerol – C. Claret, J. M. Salmon, C. Romieu, A. Bories - Institut National de la Recherche Agronomique, France.

Establecimiento de un cultivo de *Gluconobacter oxydans* en un medio rico en glicerol para determinar la producción de DHA – Olman Madrigal Monge, Marlen Murillo Rojas, Luis Solano Carvajal - Instituto Tecnológico de Costa Rica.

Optimization of the microbial synthesis of dihydroxyacetone from glycerol with *Gluconobacter oxydans* - D. Hekmat Æ R. Bauer Æ J. Fricke - Institute of Chemical Engineering, Munich University of Technology.

Optimization of the microbial synthesis of dihydroxyacetone from glycerol with *Gluconobacter oxydans* - D. Hekmat Æ R. Bauer Æ J. Fricke - Institute of Chemical Engineering, Munich University of Technology, Boltzmannstrasse.

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Dissolved-oxygen-stat Fed-batch Fermentation of 1,3-Dihydroxyacetone from Glycerol by *Gluconobacter oxydans* ZJB09112 - Zhong-Ce Hu, Yu-Guo Zheng, and Yin-Chu Shen - The Korean Society for Biotechnology and Bioengineering and Springer 2010.

Production of 1,3-Dihydroxyacetone from Glycerol by *Gluconobacter oxydans* ZJB09112 - Hu, Zhong-Ce, Zhi-Qiang Liu, Yu-Guo Zheng*, and Yin-Chu Shen - Institute of Bioengineering, Zhejiang University of Technology, Hangzhou 310014, P. R. China.

Microbial Conversion of Crude Glycerol to Dihydroxyacetone - Stefan Liebming, Robert Hofbauer, Matthias Siebenhofer, Gibson S. Nyanhongo, Georg M. Guebitz - Springer Science Business Media Dordrecht 2014.

Universidad Técnica de Munich - Instituto de Ingeniería Química, Optimización de la producción microbiana de dihidroxiacetona -Rüdiger Bauer

CAPÍTULO 7: BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

Información sobre metanol.

www.solostocks.com/venta-productos/metanol_b:2

www.alibaba.com/trade/search?fsb=y&IndexArea=product_en&CatId=&SearchText=methanol

Composición del aire

www.ar.answers.yahoo.com/question/index?qid=20071111180839AAzuPxT

www.angelfire.com/pe2/quimicatec/EL%20AIRE%20Y%20SU%20COMP.htm

www.dolzgnos.com.ar/htm/densidad_del_aire.html

Entalpia de disolución de sales:

www.creces.cl/new/index.asp?imat=++%3E++13&tc=3&nc=5&art=1176

www.calculosingeneriaquimica.blogspot.com.ar

www.depa.fquim.unam.mx/amyd/archivero/Tablasdepropiedadestermodinamicas_12182.pdf

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Marc Deront – Fundamentals of microbial growth stoichiometry”- “W. Olijve and J. J. Kok – An analysis of the growth of Gluconoobacter oxydans in chemostat cultures

Heidy Yaneth Bnfante Alvarez y John Edward Duran Ariza denominada *Aplicación de un proceso fed-batch para la bioconversión de glicerol en dihidroxiacetona mediante fermentación con Gluconobacter oxidans*

MA Li-juan, College of Chemical Engineering, Tianjin University, Tianjin 300072, China

CAPÍTULO 8: DISEÑO Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS

Fórmulas para calcular el flujo de aire.

www.es.scribd.com/doc/104030359/Sistema-de-agitacion-Ecuaciones

www.cenam.mx/publicaciones/cdensidad.aspx

Solubilidad de gases

www.aula.educa.aragon.es/datos/AGM/CT/Unidad01/pagina22.html

www.es.wikipedia.org/wiki/Ox%C3%ADgeno

www.iesbeatriu.org/blogs/733/dissoluciones.pdf

www.uprm.edu/biology/profs/massol/manual/p3-oxigeno.pdf

Información sobre centrifugación.

www.alfalaval.com.pe/productos/separacion/centrifugal-separators/decantadores-centrifugos/sg2/

www.flottweg.com/es/la-gama-de-productos/centrifugas/

www.monografias.com/trabajos73/tratamiento-productos-bioreacciones/tratamiento-productos-bioreacciones2.shtml

www.es.scribd.com/document/256975603/Bioseparaciones-2da-ArmandoTejeda-pdf

www.sigmaldrich.com/technical-documents/articles/biofiles/centrifugation-separations.html

www.biologydiscussion.com

www.coleparmer.com/tech-article/basics-of-centrifugation

www.thermopedia.com/content/928/

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

[www.fbp.ichemejournals.com/article/S0960-3085\(15\)00064-4/fulltext](http://www.fbp.ichemejournals.com/article/S0960-3085(15)00064-4/fulltext)

www.sigmaaldrich.com/technical-documents/articles/biofiles/centrifugation-basics.html

Purificación de la dihidroxiacetona.

www.google.com/patents/EP0245976A1?cl=en

www.google.com/patents/US3280191

www.comptox.epa.gov/dashboard/dsstoxdb/results?search=Dihydroxyacetone

CAPÍTULO 9: SERVICIOS AUXILIARES

Sistemas de enfriamiento

www.krack.com/es/tech-info/Pages/default.aspx

www.trane.com/CPS/uploads/userfiles/chillers/coolingtowers/cool-slb002-en.pdf

www.johnsoncontrols.com/buildings/hvac-equipment/chillers/ycal-air-cooled-scroll-chiller

www.johnsoncontrols.com

www.ecochillers.com/manual

www.frio21.com.ar/portfolio/enfriadores-de-agua-para-circuitos-cerrados/#

www.stisantafe.com/productos-chillers-sin-tanque.php

www.coolingtechnology.com/products/central_chillers/default.html

www.shenglin-tech.com/Chiller//838.html

www.greenboxchillers.com

Sistemas de vacío

www.uhv.es/sites/milka/doc/Curso%20de%20vacio%20Tecnovac.pdf

www.directindustry.es/prod/flowservice-sihi-pumps/product-17731-535187.html

www.schmalz.com

www.equirepsa.com/productos/bombas-de-vacio

www.smc.eu/smc/ProductsRepository/ZQ%2BZSE10/catalogues/ZQ%2BZSE10_cat_es.pdf

www.thaiscience.info/Article%20for%20ThaiScience/Article/2/10018536.pdf

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Proveedores de sistemas CIP

www.inoxpa.es/descargas/documentos/equipos

www.inoxpa.es/uploads/document/Fitxes%20t%C3%A8cniques/Equips/CIP/FTsolCIP.2_ES.pdf

www.testinterupgrade.sharepoint.com/pages/ciplants.aspx

www.czechminibreweries.com/es/promotion/six-solutions-2015/3-solution/

www.alfalaval.es

www.steengipharm.com/servicios-proyectos-de-ejecucion-instalaciones-de-proceso

www.kossindustrial.com/cleaning-sanitation/4647-cip-systems.html

www.ingenieriatci.es/productos/aguas-y-proceso-farmaceutico

Fluidos de limpieza

www.ocw.upm.es/tecnologia-de-alimentos

Sistemas de vapor

www.tlv.com/global/LA/calculator/steam-pipe-sizing-by-pressure-loss.html

www.es.slideshare.net/miguelangelgranadamejia/distribucin-de-vapor-51952273

www.steam-logic.com/instalacion-de-tuberias-en-los-generadores-de-vapor/

www.es.slideshare.net/miguelangelgranadamejia/distribucin-de-vapor-51952273

www.tlv.com/global/LA/calculator/steam-pipe-sizing-by-pressure-loss.html?advanced=on

www.fro.utn.edu.ar

www.steam-logic.com/instalacion-de-tuberias-en-los-generadores-de-vapor

Válvulas reguladoras de presión

www.spiraxsarco.com/global/ar/Products/Pages/pressure-reducing-and-surplussing-valves.aspx

Ablandadores de agua

www.aquatherm.com.ar/iye_abl_twin.htm

www.vitalwaterargentina.com

www.hidrofiltec.com/ablandador.htm

Gas natural

www.enargas.gov.ar/secciones/precios-y-tarifas/tasas-y-cargos.php

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

Energía eléctrica

www.ecolisima.com/cuanta-agua-consumimos-al-dia

www.faradayos.blogspot.com.ar/2013/12/caracteristicas-cables-conductores.html

www.ingenieriaindustrialonline.com

www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/105540/Tomo_I__Instalaciones_Electricas_V_2.1.pdf

www.arquinstal.com.ar/publicaciones/leyes/ie_reglamentacionaea.pdf

www.ingenieriaindustrialonline.com

Sistema de iluminación

www.recursos.citcea.upc.edu/llum/interior/iluint2.html

www.ingenieriaindustrialonline.com

CAPÍTULO 10: CONTROL DE CALIDAD

www.normas9000.com/content/Beneficios-de-la-norma-ISO-9001.aspx Norma ISO 9001 2015

www.science.oas.org

Apunte de cátedra: control de calidad, universidad de Sevilla, España.

Administración nacional de medicamentos, alimentos y tecnología médica (ANMAT).

Farmacopea argentina (Vol. 1). Séptima edición.

WARD, 1991. Biotecnología de la fermentación. Ed. Acribia.

www.instrumentation.com.za

BIBLIOGRAFÍA ANEXOS A

www.al-ambique.com/vinometro/index.php

www.es.wikipedia.org/wiki/Alcohol%C3%ADmetro

www.monografias.com/trabajos93/practica-densidad/practica-densidad.shtml

www.es.scribd.com/doc/131445158/Reactivo-de-Bradford

www.quiminet.com/articulos/determinacion-de-cenizas-en-alimentos-41328.htm

PRODUCCIÓN DE DIHIDROXIACETONA A PARTIR DE GLICEROL CRUDO

www.sstti.ua.es/es/instrumentacion-cientifica/unidad-de-analisis/cromatografia-de-gases.html

CAPÍTULO 11: OBRAS CIVILES

www.googlemaps.com

www.guardalock.com.ar

www.mecalux.com.ar

www.pergolasytechos.com.ar

CAPÍTULO 12: ORGANIZACIÓN INDUSTRIAL

WEB DE LEY DE SOCIEDADES COMERCIALES -www.ley19550.com.ar

Apuntes de Economía

M. Waldemar Mildner, C. Yammal. “Derecho: marco jurídico de las organizaciones” Ed CHIBLI YAMMAL. Córdoba, ARGENTINA, 2005.

A. Hernández Villalobos. “Formulación y evaluación de proyectos de inversión para principiantes” Ed. ECAFSA THOMSON LEARNING, 2003.

<https://www.bbva.com/es/10-funciones-del-departamento-de-recursos-humanos/>

Convenio colectivo de trabajo - www.festiqypra.com.ar/escalas-y-acuerdos/

CAPÍTULO 13: ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO

Proveedores de ácido clorhídrico

www.tododroga.com.ar/laboratorio/products/searcher

www.merckmillipore.com

www.research-ag.com/productos/buscar.php

Proveedores de KOH.

www.elicrom.com/hidroxido-de-potasio-85-base-koh-pellets-blanco-p1767-1kg/

www.solkem.com.ar/productos/

www.drogueriaelbarco.com/Hidroxido-de-potasio