

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería



Estudio de la eficiencia energética y propuesta de mejoras para una planta productora de etanol a partir de melaza.

Trabajo de graduación en modalidad de Megaproyecto presentado por:
Karen Alejandra Cifuentes Godínez y Luisa Fernanda Gómez Batres
para optar al grado académico de Licenciadas en Bioquímica y
Microbiología;

José Fernando Nájera Kel

para optar al grado académico de Licenciado en Ingeniería Industrial;

Sarahí Piril Morales y Ana Elizabeth Barrientos Peña

para optar al grado académico de Licenciadas en Ingeniería Química;

Oscar René Taracena Zepeda y Rolando André Santamaría Leonéz

para optar al grado académico de Licenciados en Ingeniería Química.

Guatemala,

2015

Estudio de la eficiencia energética y propuesta de mejoras para una planta productora de etanol a partir de melaza.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería



Estudio de la eficiencia energética y propuesta de mejoras para una planta productora de etanol a partir de melaza.

Trabajo de graduación en modalidad de Megaproyecto presentado por:
Karen Alejandra Cifuentes Godínez y Luisa Fernanda Gómez Batres
para optar al grado académico de Licenciadas en Bioquímica y
Microbiología;

José Fernando Nájera Kel

para optar al grado académico de Licenciado en Ingeniería Industrial;

Sarahí Piril Morales y Ana Elizabeth Barrientos Peña

para optar al grado académico de Licenciadas en Ingeniería Química;

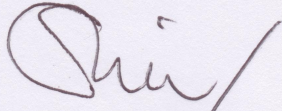
Oscar René Taracena Zepeda y Rolando André Santamaría Leonéz

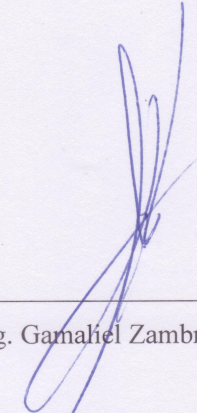
para optar al grado académico de Licenciados en Ingeniería Química.

Guatemala,

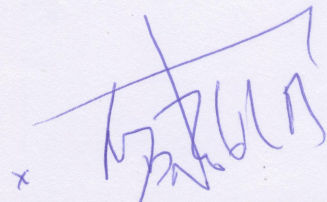
2015

Vo. Bo. :

(f) 
Ing. Cristián Rossi Sosa

(f) 
Ing. Gamaliel Zambrano

Tribunal Examinador:

(f) 
M.Sc. Lucía Nitsch Velásquez

(f) 
Ing. Estuardo Sierra Arias

(f) 
Ing. Gamaliel Zambrano

Fecha de aprobación: Guatemala, 11 de noviembre de 2015

ÍNDICE

	Página
LISTA DE CUADROS.....	xx
LISTA DE FIGURAS.....	xxxii
RESUMEN.....	xxxviii
I. INTRODUCCIÓN.....	1
II. OBJETIVOS.....	3
A. Objetivo general.....	3
B. Objetivos específicos.....	3
III. JUSTIFICACIÓN.....	7
IV. MARCO TEÓRICO.....	9
A. Bioetanol.....	9
1. Definición de bioetanol.....	9
2. Usos del bioetanol.....	9
3. Producción de bioetanol en el mundo.....	10
4. Producción de bioetanol en Guatemala.....	11
B. Sustratos usados para la producción de bioetanol.....	12
1. Materia prima que contiene almidón.....	12
2. Extractos con azúcares fermentables.....	12
3. Material lignocelulósico.....	13
a. Pulpa de remolacha.....	13
4. Melaza de caña de azúcar.....	13

a. Características químicas, físicas y biológicas de la melaza de caña de azúcar.....	14
C. Proceso de producción de bioetanol.....	16
1. Obtención de materia prima (melaza de caña de azúcar).....	16
2. Formación del mosto de caña de azúcar.....	18
3. Propagación de la levadura.....	18
a. Generalidades de las levaduras usadas durante el proceso de fermentación.....	18
b. Inicio de la propagación de las levaduras.....	18
4. Prefermentación.....	19
5. Fermentación alcohólica.....	19
6. Destilación.....	20
D. Contaminación microbiológica durante la producción de bioetanol.....	20
1. Microorganismos más relevantes en la contaminación de la fermentación alcohólica.....	21
a. Bacterias ácido lácticas y ácido acéticas.....	21
b. Levaduras silvestres.....	22
2. Contaminación microbiológica del agua usada para diluir la melaza de caña de azúcar.....	23
3. Microorganismos más relevantes en la contaminación de la melaza de caña de azúcar.....	24
4. Microorganismos más relevantes en la contaminación del agua.....	24
a. Coliformes totales.....	24
b. Bacterias hetertróficas.....	24
c. Mohos y levaduras.....	24
E. Métodos usados para cuantificar la carga microbiana del agua.....	25
1. Técnica de filtrado de membrana.....	25
2. Método del mililitro directo Petrifilm™.....	25

	Página
F. Métodos microbiológicos para el análisis de materias primas en producción de bioetanol.....	25
1. Recuento de aerobios totales.....	25
2. Recuento de mohos y levaduras.....	26
G. Tratamientos de desinfección del agua usada en procesos industriales.....	26
1. Lámpara ultravioleta.....	27
2. Cloración.....	27
3. Ozonificación.....	27
4. Efecto de temperatura y tiempo en la viabilidad de microorganismos.....	28
H. Fluido.....	31
1. Flujo.....	31
I. Reología.....	32
J. Viscosidad.....	34
K. Número de Reynolds.....	34
L. Balance de masa en flujo de fluidos.....	35
M. Balance de energía en flujo de fluidos.....	35
1. Cabeza de presión superficial.....	37
2. Cabeza dinámica.....	37
a. Efecto de la rugosidad en tuberías.....	37
N. Tipos de válvulas.....	40
O. Tuberías y tubos.....	41
P. Bombas.....	42
1. Potencia y eficiencia de una bomba.....	44
2. Relaciones fundamentales de las bombas centrífugas.....	45
3. Diseño y selección de bombas.....	46
4. Ahorro energético en bombas.....	47

	Página
Q. Equipos para medición de variables de operación.....	48
R. Fundamentos de automatización.....	49
S. Introducción a la transferencia de calor.....	50
1. Balance general de energía.....	50
a. Balance de energía para sistemas cerrados (sin reacción química).....	51
b. Balance de energía para sistemas abiertos o continuos (sin reacción química).....	51
c. Efecto del calor sensible.....	53
T. Mecanismos de transferencia de calor.....	54
1. Conducción.....	54
2. Convección.....	55
a. Número de Nusselt.....	56
b. Flujo turbulento en tubos.....	57
c. Flujo turbulento en canales.....	57
3. Radiación.....	57
U. Intercambiadores de calor.....	58
1. Flujo a contracorriente.....	59
2. Flujo paralelo.....	60
3. Intercambiadores de placas, y de coraza y tubos.....	60
a. Intercambiadores de placas.....	60
b. Intercambiadores de coraza y tubos.....	62
V. Torres de enfriamiento.....	63
1. Tipos de torres de enfriamiento.....	65
2. Equipos complementarios.....	66
3. Cálculos relacionados a las torres de enfriamiento.....	69
W. Agua de enfriamiento.....	75

	Página
1. Propiedades del agua de enfriamiento que se deben analizar.....	76
a. Conductividad.....	76
b. pH.....	76
c. Alcalinidad.....	76
d. Dureza.....	77
e. Corrosión.....	77
2. Requerimientos del tratamiento de agua de enfriamiento.....	78
a. Productos químicos.....	78
b. Inhibidores de incrustaciones.....	79
c. Suavizantes.....	79
d. Inhibidores de la corrosión.....	80
e. Antimicrobianos.....	80
X. Evaluación financiera de proyectos.....	80
1. Criterios para evaluar proyectos.....	80
2. Equivalencia económica.....	81
a. Otros conceptos importantes.....	81
b. Medidas de valor.....	81
c. Valor presente neto.....	82
d. Tasa interna de retorno.....	82
e. Índice de valor presente neto (IVPN).....	83
Y. Diseño de sistemas.....	83
Z. Generalidades de ISO 9000.....	85
V. ANTECEDENTES.....	87
VI. METODOLOGÍA.....	97

A. Módulo I: Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol.....	97
1. Determinación de la carga microbiológica del agua usada en el proceso.....	98
a. Descripción del sitio de estudio.....	98
b. Selección de los puntos de muestreo.....	98
c. Muestreo de las tomas de agua.....	99
d. Transporte de las muestras.....	99
e. Análisis microbiológico.....	100
f. Preparación de material para diluciones.....	100
h. Filtración por membrana.....	100
i. Análisis microbiológico de aerobios totales.....	100
j. Análisis microbiológico de coliformes totales.....	100
k. Análisis microbiológico de mohos y levaduras.....	101
l. Conteo de las unidades formadoras de colonias de heterótrofos totales.....	101
m. Conteo de las unidades formadoras de colonias de coliformes totales.....	101
n. Conteo de las unidades formadoras de colonias de mohos y levaduras.....	101
2. Determinación de la o las tomas de agua que se necesitan tratar.....	102
3. Determinación de algunos parámetros en el agua que pueden afectar el funcionamiento de las lámparas UV.....	102
a. Determinación de pH.....	102
b. Determinación de la dureza del agua.....	102
c. Determinación de la turbiedad.....	102
d. Determinación de la concentración de hierro.....	102
4. Plan de análisis de datos.....	103
B. Módulo II: Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala.....	104

1. Sitio de estudio.....	104
2. Toma de muestra.....	105
3. Análisis microbiológico.....	107
a. Prueba piloto del análisis microbiológico de la melaza de caña de azúcar por la técnica de la placa vertida.....	107
b. Preparación del material.....	108
c. Preparación de diluciones.....	108
d. Análisis microbiológico con Petrifilm™.....	108
e. Conteo de aerobios totales, y mohos y levaduras.....	109
4. Medición de pH.....	110
5. Análisis de datos.....	110
C. Módulo III: Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol.....	111
D. Módulo IV: Diagnóstico energético en las principales bombas de planta.....	112
1. Fermentadora de melaza para producción de etanol.....	112
E. Módulo V: Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza.....	113
1. Medición y recopilación de datos.....	113
2. Medición de temperatura.....	114
3. Medición de flujo.....	115
4. Medición de flujo haciendo uso de un medidor de flujo portátil.....	115
5. Consumo de energía teórico.....	116
6. Evaluación de los intercambiadores de calor.....	116
7. Identificación de ineficiencias.....	116
8. Elaboración de propuestas de mejora.....	116
F. Módulo VI: Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza.....	116

G. Módulo VII: Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.....	119
1. Etapa de análisis de la situación actual.....	119
2. Etapa de diseño de sistema de evaluación financiera.....	120
3. Etapa de prueba piloto.....	120
4. Etapa de ejecución.....	121
5. Etapa de elaboración de plan de ahorro energético.....	122
VII. RESULTADOS.....	123
A. Módulo I: Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol.....	123
B. Módulo II: Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala.....	131
C. Módulo III: Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol.....	142
D. Módulo IV: Diagnóstico energético en las principales bombas de planta fermentadora de melaza para producción de etanol.....	146
E. Módulo V: Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza.....	150
F. Módulo VI: Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza.....	155
1. Análisis energético de acuerdo a cambios de temperatura del agua.....	155
2. Ahorros energéticos obtenidos con propuestas.....	157
3. Análisis del agua de enfriamiento.....	157
G. Módulo VII: Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.....	158
1. Análisis de situación actual.....	158
a. Análisis de materia prima.....	159

	Página
b. Indicadores de eficiencia del proceso.....	162
c. Metodología actual para evaluar proyectos.....	165
2. Diseño de sistema de evaluación financiera.....	166
3. Etapa de prueba piloto.....	167
4. Etapa de ejecución.....	169
a. Área de bombas.....	169
b. Área de intercambiadores de calor.....	171
c. Área de torres de enfriamiento.....	172
d. Área de sistema de tratamiento térmico.....	175
5. Etapa de elaboración de plan de ahorro energético.....	175
VIII. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	177
A. Módulo I: Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol.....	177
B. Módulo II: Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala.....	183
C. Módulo III: Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol.....	189
D. Módulo IV: Diagnóstico energético en las principales bombas de planta fermentadora de melaza para producción de etanol.....	193
E. Módulo V: Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza.....	201
F. Módulo VI: Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza.....	208
G. Módulo VII: Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.....	212
IX. CONCLUSIONES.....	219

A. Módulo I: Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol.....	219
B. Módulo II: Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala.....	220
C. Módulo III: Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol.....	221
D. Módulo IV: Diagnóstico energético en las principales bombas de planta fermentadora de melaza para producción de etanol.....	222
E. Módulo V: Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza.....	223
F. Módulo VI: Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza.....	224
G. Módulo VII: Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.....	225
X. RECOMENDACIONES.....	227
A. Módulo I: Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol.....	227
B. Módulo II: Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala.....	228
C. Módulo III: Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol.....	229
D. Módulo IV: Diagnóstico energético en las principales bombas de planta fermentadora de melaza para producción de etanol.....	230
E. Módulo V: Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza.....	231
F. Módulo VI: Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza.....	232

G. Módulo VII: Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.....	233
XI. BIBLIOGRAFÍA.....	235
XII. ANEXOS.....	257
A. Recursos materiales.....	257
1. Recursos materiales utilizados para llevar a cabo la metodología del Módulo I.....	257
2. Recursos materiales utilizados para llevar a cabo la metodología del Módulo II.....	259
B. Guías y manuales.....	261
1. Manual 55-Plus™ Monitor marca Millipore ®.....	261
2. Manual del medidor de pH.....	265
3. Manual del kit de Medición de Dureza Total Aquamerck ®.....	266
4. Método 8237 del manual del colorímetro DR/890 marca HACH ®.....	268
5. Método 8008 del manual del colorímetro DR/890 marca HACH ®.....	269
6. Guía de interpretación para placas de cultivo 3M™ Petrifilm™ Aerobic Count Plate.....	270
7. Guía de interpretación para placas 3M™ Petrifilm™ Yeast and Mould Count Plate.....	276
8. Guía rápida para el uso y calibración del potenciómetro.....	284
C. Datos originales.....	286
1. Registro de los grados Brix de la melaza y mosto de caña de azúcar en los dos muestreos para determinar la carga microbiológica.	286
2. Mediciones de presión, temperatura y caudal.....	286
3. Datos de la cabeza estática de las bombas.....	288
4. Datos de tuberías y accesorios de las bombas.....	288
a. Bomba P-508.....	288
b. Bomba P-510.....	289
c. Bomba P519.....	290

	Página
d. Bomba P536.....	291
e. Bomba P549.....	291
f. Bomba P556.....	292
g. Bomba P561.....	294
5. Datos de diseño de motores de las bombas.....	295
6. Curvas características de las bombas analizadas.	295
7. Datos originales medidos en los siete intercambiadores de calor.....	298
8. Especificaciones de diseño de las torres.....	302
9. Condiciones del aire de torres de enfriamiento.....	304
10. Condiciones del agua de las torres de enfriamiento.....	306
11. Comportamiento del aire de entrada a las diferentes torres de enfriamiento en el día.....	308
12. Comportamiento teórico y real de la temperatura del agua en el día en las distintas torres de enfriamiento.....	313
13. Uso de los ventiladores a diferentes horas del día.....	316
D. Cálculos.....	318
1. Cálculos de muestra para determinar la cabeza total mínima de la bomba P-556.....	318
a. Cálculo de la fracción molar.....	318
b. Cálculo de la viscosidad a partir de temperatura promedio (341.5K).....	318
c. Cálculo de la densidad a partir de la temperatura promedio (341.5K).....	318
2. Cálculo de la presión de vapor de la mezcla a partir de la temperatura promedio (341.5K).....	319
3. Determinación de la cabeza de presión superficial de succión.....	320
a. Cálculo de la cabeza en unidades de pies de agua.....	320
4. Determinación de la cabeza dinámica de succión.....	320
a. Cálculo del área de la sección transversal de la tubería.....	320

	Página
b. Cálculo de la velocidad del fluido.....	320
c. Cálculo del número de Reynolds.....	321
d. Cálculo del factor de fricción debido a accesorios en la tubería (Kf).....	321
e. Cálculo del factor de fricción debido a expansión en la tubería (Ke).....	321
f. Cálculo del factor de fricción debido a contracción en la tubería (Kc).....	322
g. Cálculo del factor de fricción debido a largo de tubería.....	322
h. Cálculo de la cabeza dinámica de succión.....	322
i. Cálculo de la cabeza de succión.....	322
j. Cálculo de la cabeza total de la bomba P556.....	323
5. Cálculos de muestra para determinar la cabeza total real de la bomba P-556 utilizando el manómetro de la descarga.....	323
a. Cálculo de la nueva cabeza estática y presión superficial utilizando manómetro.....	323
b. Cálculo de la cabeza real de descarga.....	323
c. Cálculo de la cabeza real total.....	323
6. Cálculos de muestra para determinar la cabeza de succión neta positiva disponible (NPSH _A) para la bomba P556.....	324
a. Cálculo del NPSH _A	324
7. Cálculos de muestra para determinar el ahorro energético en la bomba P556.....	324
a. Cálculo de velocidad de rotación de la bomba.....	324
b. Cálculo de la cabeza total de la bomba.....	324
c. Cálculo de la potencia total de la bomba.....	324
d. Cálculo de la cabeza total de la bomba.....	325
8. Cálculo de la potencia de la bomba utilizando la curva característica.....	325
a. Cálculo del ahorro máximo de energía al reducir la velocidad.....	325
9. Cálculos de muestra para determinación de intercambiadores.....	325

	Página
10. Análisis de error en el cálculo de las propiedades de los fluidos.....	331
a. Cálculo de la media para la temperatura del termómetro de la bomba P556.....	331
b. Cálculo de la desviación estándar de los datos de temperatura tomados del termómetro de la bomba P556.....	332
c. Propagación del error en la multiplicación y división de los datos de temperatura del termómetro de la bomba P556.....	332
11. Cálculos detallados intercambiadores.....	333
a. Cálculo 1.....	333
b. Cálculo 2.....	334
c. Cálculo 3.....	334
d. Cálculo 4.....	335
e. Cálculo 5.....	335
f. Cálculo 6.....	335
g. Cálculo 7.....	336
h. Cálculo 8.....	336
i. Cálculo 9.....	337
j. Cálculo 10.....	337
12. Ecuaciones para determinar cantidad de materia prima e insumos a utilizar.....	338
E. Resultados intermedios.....	339
1. Datos intermedios de las bombas.....	339
a. Bomba P-508.....	339
b. Bomba P-510.....	341
c. Bomba P-519.....	342
d. Bomba P-536.....	343
e. Bomba P-549.....	345

	Página
f. Bomba P-556.....	346
g. Bomba P-561.....	348
2. Datos intermedios intercambiadores.....	350
3. Datos calculados para las torres de enfriamiento.....	358
F. Propuestas de mejora.....	362
1. Manómetros en succión.....	362
2. Medidores de flujo.....	362
G. Cotizaciones.....	364
H. Figuras.....	373
XIII. GLOSARIO.....	417.

LISTA DE CUADROS

	Página
Cuadro 1. Rango de los valores normales de los componentes principales de la melaza final, expresado en g/100 g de melaza.....	14
Cuadro 2. Valores esperados de la consistencia, en Pa·s, de la melaza final en función de la temperatura.....	15
Cuadro 3. Valores de λ y n para rellenos de salpicadura y laminares.....	74
Cuadro 4. Costos anuales por incrustaciones según dureza del agua.....	77
Cuadro 5. Descripción de las columnas de destilación utilizadas en la empresa.....	87
Cuadro 6. Datos de diseño de las bombas analizadas.....	89
Cuadro 7. Datos de la matriz de criticidad para selección de bombas a analizar.....	92
Cuadro 8. Condiciones del aire según estación meteorológica <i>Finca Camantulul</i>	94
Cuadro 9. Distribución de torres de enfriamiento.....	95
Cuadro 10. Límites de carga microbiológica para agua potable según estándares guatemaltecos internacionales.....	102
Cuadro 11. Información de los instrumentos para medición de temperatura, presión y caudal.....	112
Cuadro 12. Hoja de mediciones para intercambiadores de placas.....	114
Cuadro 13. Hoja de mediciones para intercambiadores de coraza y tubos.....	114
Cuadro 14. Especificaciones de termómetro láser.....	115
Cuadro 15. Factores necesarios en cada intercambiador para la obtención de flujo.....	115
Cuadro 16. Especificaciones de medidor portátil ultrasónico.....	115

Cuadro 17. Métodos de medición de variables.....	117
Cuadro 18. Promedio del recuento de coliformes totales en los puntos muestreados durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015.....	123
Cuadro 19. Promedio del recuento de bacterias heterotróficas en los puntos muestreados durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015.....	124
Cuadro 20. Promedio del recuento de mohos y levaduras en los puntos muestreados durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015.....	125
Cuadro 21. Prueba de Kruskal Wallis realizada por tipo de microorganismos.....	127
Cuadro 22. Estadística descriptiva de los recuentos de coliformes totales, heterótrofos, mohos y levaduras realizados en los puntos de muestreo.....	127
Cuadro 23. Porcentaje de reducción de la carga microbiana antes y después de la lámpara ultravioleta.....	129
Cuadro 24. Parámetros físicoquímicos medidos en el agua.....	130
Cuadro 25. Recuento de aerobios totales en los seis puntos de muestreo, para la melaza (P1, P2 y P3) y para el mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6), durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015.....	132
Cuadro 26. Recuento de mohos y levaduras en los seis puntos de muestreo para la melaza (P1, P2 y P3) y para el mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6), durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015.....	135
Cuadro 27. Promedio del pH de las diluciones 10-1 de la melaza de caña (P1, P2 y P3) y mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6) a 25.7 °C; y porcentaje de diferencia con el valor de pH teórico de la melaza de caña de azúcar.....	138
Cuadro 28. Matriz de correlación de Pearson entre los recuentos de aerobios totales, recuentos de mohos y levaduras, así como, promedios de pH y registro de los grados Brix de los puntos de muestreo; durante las semanas del 16 de abril del 2015 (muestreo 1) y 23 de abril del 2015 (muestreo 2).....	138
Cuadro 29. Coeficientes de correlación de Pearson entre los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales de los puntos de muestreo de melaza de caña de azúcar*; durante las semanas del 16 de abril del 2015 (muestreo 1) y 23 de abril del 2015 (muestreo 2).....	139

Cuadro 30. Coeficientes de correlación de Pearson entre los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales de los puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar*; durante las semanas del 16 de abril del 2015 (muestreo 1) y 23 de abril del 2015 (muestreo 2).....	139
Cuadro 31. Análisis no paramétrico para k muestras independientes: Kruskal-Wallis de los recuentos microbiológicos entre los puntos de muestreo.....	140
Cuadro 32. Estadística descriptiva del recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales de los puntos de muestreo.....	140
Cuadro 33. Detalles de ubicación y operación del sistema de tratamiento térmico en planta 1.....	142
Cuadro 34. Detalles de ubicación y operación del sistema de tratamiento térmico en planta 2.....	142
Cuadro 35. Datos de operación para la operación de intercambiador de placas para el calentamiento de melaza en planta 1.....	143
Cuadro 36. Propiedades de diseño del intercambiador de placas para el calentamiento de melaza en planta 1.....	143
Cuadro 37. Datos de operación para la operación de intercambiador de placas para el calentamiento de melaza en planta 2.....	143
Cuadro 38. Propiedades de diseño del intercambiador de placas para el calentamiento de melaza en planta 2.....	144
Cuadro 39. Datos de operación para la operación de intercambiador de placas para el enfriamiento de melaza en planta 1.....	144
Cuadro 40. Propiedades de diseño del intercambiador de placas para el enfriamiento de melaza en planta 1.....	144
Cuadro 41. Datos de operación para la operación de intercambiador de placas para el enfriamiento de melaza en planta 2.....	145
Cuadro 42. Propiedades de diseño del intercambiador de placas para el enfriamiento de melaza en planta 2.....	145
Cuadro 43. Tanque horizontal de almacenamiento previo a enfriamiento planta 1.....	145
Cuadro 44. Tanque horizontal de almacenamiento previo a enfriamiento planta 2.....	145
Cuadro 45. Bombas seleccionadas según matriz de criticidad.....	146

	Página
Cuadro 46. Presiones, temperaturas y flujos promedios obtenidas de las mediciones en manómetros, termómetros y medidores de flujo en la descarga de las bombas.....	146
Cuadro 47. Presiones y temperaturas promedios de las columnas de destilación (Cuadro 1) según registros de la zafra 2014-2015.....	147
Cuadro 48. Condiciones actuales de operación de las bombas analizadas.....	147
Cuadro 49. Condiciones propuestas para ahorro energético cambiando condiciones de operación utilizando variadores de velocidad.....	148
Cuadro 50. Condiciones propuestas para ahorro energético modificando condiciones actuales de operación a la misma velocidad.....	149
Cuadro 51. Especificaciones de los variadores cotizados.....	149
Cuadro 52. Calor transferido y eficiencia promedio en los intercambiadores de placas.....	150
Cuadro 53. Calor transferido y eficiencia promedio en los intercambiadores de coraza y tubos.....	152
Cuadro 54. Resistencia debido a incrustaciones y el porcentaje de incidencia en la resistencia total para el fluido frío en los intercambiadores de placas.....	154
Cuadro 55. Resistencia debido a incrustaciones y el porcentaje de incidencia en la resistencia total en los intercambiadores de coraza y tubos.....	155
Cuadro 56. Análisis energético de la torre 1.....	155
Cuadro 57. Análisis energético de la torre 2.....	156
Cuadro 58. Análisis energético de la torre 3.....	156
Cuadro 59. Análisis energético de la torre 4.....	156
Cuadro 60. Análisis energético de la torre 5.....	157
Cuadro 61. Propuestas y ahorro energético.....	157
Cuadro 62. Análisis del agua de enfriamiento de la torre 1.....	157
Cuadro 63. Análisis del agua de enfriamiento de la torre 3.....	158
Cuadro 64. Análisis del agua de enfriamiento de la torre 4.....	158
Cuadro 65. Resumen de estadísticas descriptivas de recepción de melaza.....	159

Cuadro 66. Análisis de sensibilidad del precio de melaza e impacto en el costo unitario de producción en un periodo de zafra.....	160
Cuadro 67. Resumen de estadísticas descriptivas de la cantidad de grados Brix de la melaza.....	160
Cuadro 68. Estadísticas descriptivas para cantidad de azúcares fermentables en melaza.....	161
Cuadro 69. Resumen de estadísticas descriptivas sobre el proceso de fermentación.....	162
Cuadro 70. Análisis de sensibilidad de la eficiencia de fermentación y su impacto en el costo unitario del metro cúbico de etanol en un periodo de zafra.....	163
Cuadro 71. Resumen de estadísticas descriptivas del proceso de destilación.....	163
Cuadro 72. Resumen de estadísticas descriptivas de la eficiencia global.....	164
Cuadro 73. Información necesaria para realizar una evaluación financiera.....	166
Cuadro 74. Flujo neto de efectivo y medidas de valor para la instalación de un tanque fermentador.....	167
Cuadro 75. Información sobre los distintos escenarios.....	168
Cuadro 76. Resultados de prueba piloto con tres escenarios.....	168
Cuadro 77. Información para evaluación en bomba P-519.....	169
Cuadro 78. Resultados de evaluación financiera para la instalación de un variador de velocidad en la bomba P-519.....	169
Cuadro 79. Información para evaluación en bomba P-556.....	170
Cuadro 80. Resultados de evaluación financiera para la instalación de un variador de velocidad en la bomba P-556.....	170
Cuadro 81. Jerarquización de proyectos según IVPN para propuesta en bomba P-519.....	170
Cuadro 82. Jerarquización de proyectos según IVPN para propuesta en bomba P-556.....	171
Cuadro 83. Análisis de sensibilidad sobre la instalación de un variador en la bomba P-519.....	171
Cuadro 84. Análisis de sensibilidad sobre la instalación de un variador de velocidad para la bomba P-556.....	171
Cuadro 85. Impacto estimado de la implementación de variadores de velocidad en el costo unitario del metro cúbico de etanol.....	171

	Página
Cuadro 86. Información para evaluación en torre de enfriamiento 1.....	172
Cuadro 87. Resultados de evaluación financiera para la instalación de un sensor de temperatura en la torre de enfriamiento.....	172
Cuadro 88. Información para evaluación en torre de enfriamiento 2.....	173
Cuadro 89. Resultados de evaluación financiera para la instalación de un sensor de temperatura en la torre de enfriamiento.....	173
Cuadro 90. Jerarquización de proyectos según IVPN para propuesta en torre de enfriamiento 1.....	174
Cuadro 91. Jerarquización de proyectos según IVPN para propuesta en torre de enfriamiento 2.....	174
Cuadro 92. Análisis de sensibilidad sobre la instalación de un sensor de temperatura en torre de enfriamiento 1.....	174
Cuadro 93. Análisis de sensibilidad sobre la instalación de un sensor de temperatura en torre de enfriamiento 2.....	175
Cuadro 94. Impacto estimado de la implementación de sensores de temperatura en el costo unitario del metro cúbico de etanol.....	175
Cuadro 95. Jerarquización de propuestas de ahorro energético evaluadas según IVPN.....	176
Cuadro 96. Registro de los grados Brix de la melaza y mosto de caña de azúcar en el muestro del 16 y 23 de abril de 2015.....	286
Cuadro 97. Datos de las presiones medidas en los manómetros de la descarga de las bombas.	286
Cuadro 98. Datos de las temperaturas medidas en los termómetros de la descarga de las bombas.....	287
Cuadro 99. Datos de los caudales de las bombas medidos en los medidores de flujo.....	288
Cuadro 100. Datos de las alturas de succión y descarga de las bombas.....	288
Cuadro 101. Tuberías y accesorios de la bomba P508 en la succión.....	288
Cuadro 102. Tuberías y accesorios de la bomba P508 en la descarga.....	289
Cuadro 103. Tuberías y accesorios de la bomba P510 en la succión.....	289
Cuadro 104. Tuberías y accesorios de la bomba P510 en la descarga.....	289
Cuadro 105. Tuberías y accesorios de la bomba P519 en la succión.....	290

	Página
Cuadro 106. Tuberías y accesorios de la bomba P519 en la descarga.....	290
Cuadro 107. Tuberías y accesorios de la bomba P536 en la succión.....	291
Cuadro 108. Tuberías y accesorios de la bomba P536 en la descarga.....	291
Cuadro 109. Tuberías y accesorios de la bomba P549 en la succión.....	291
Cuadro 110. Tuberías y accesorios de la bomba P549 en la descarga.....	292
Cuadro 111. Tuberías y accesorios de la bomba P556 en la succión.....	292
Cuadro 112. Tuberías y accesorios de la bomba P556 en la descarga.....	293
Cuadro 113. Tuberías y accesorios de la bomba P561 en la succión.....	294
Cuadro 114. Tuberías y accesorios de la bomba P561 en la descarga.....	294
Cuadro 115. Información de diseño de los motores de las bombas.....	295
Cuadro 116. Datos tomados en planta a cuatro intercambiadores de placas.....	298
Cuadro 117. Datos tomados en planta a intercambiador de coraza y tubos E-551.....	298
Cuadro 118. Datos tomados en planta a intercambiador de coraza y tubos E-543.....	299
Cuadro 119. Datos tomados en planta a intercambiador de coraza y tubos E-564.....	299
Cuadro 120. Datos de diseño de intercambiadores de placas analizados.....	299
Cuadro 121. Datos de diseño de intercambiadores de coraza y tubos analizados.....	300
Cuadro 122. Especificaciones y datos del proceso para los intercambiadores de placas analizados.....	300
Cuadro 123. Especificaciones y datos del proceso para los intercambiadores de coraza y tubos analizados.....	300
Cuadro 124. Constantes para el cálculo de las capacidades caloríficas y calor de vaporización en función de la temperatura.....	301
Cuadro 125. Densidad de etanol puro a distintas temperaturas.....	301
Cuadro 126. Densidad del agua a distintas temperaturas.....	301
Cuadro 127. Especificaciones de torre 1.....	302
Cuadro 128. Especificaciones de torre 2.....	302

	Página
Cuadro 129. Especificaciones de torre 3.....	303
Cuadro 130. Especificaciones de torre 4.....	303
Cuadro 131. Especificaciones de torre 5.....	303
Cuadro 132. Condiciones del aire de la torre 1.....	304
Cuadro 133. Condiciones del aire de la torre 2.....	304
Cuadro 134. Condiciones del aire de la torre 3.....	305
Cuadro 135. Condiciones del aire de la torre 4.....	305
Cuadro 136. Condiciones del aire de la torre 5.....	306
Cuadro 137. Condiciones del agua de la torre 1.....	306
Cuadro 138. Condiciones del agua de la torre 2.....	307
Cuadro 139. Condiciones del agua de la torre 3.....	307
Cuadro 140. Condiciones del agua de la torre 4.....	307
Cuadro 141. Condiciones del agua de la torre 5.....	308
Cuadro 142. Temperatura teórica y real de salida del agua de la torre 1.....	313
Cuadro 143. Temperatura teórica y real de salida del agua de la torre 2.....	314
Cuadro 144. Temperatura teórica y real de salida del agua de la torre.....	315
Cuadro 145. Temperatura teórica y real de salida del agua de la torre 4.....	315
Cuadro 146. Temperatura teórica y real de salida del agua de la torre 5.....	316
Cuadro 147. Uso del ventilador de la torre 1.....	316
Cuadro 148. Uso del ventilador de la torre 5.....	316
Cuadro 149. Uso del ventilador de la torre 2.....	317
Cuadro 150. Uso del ventilador de la torre 3.....	317
Cuadro 151. Uso del ventilador de la torre 4.....	317
Cuadro 152. Viscosidades, densidades y presiones de vapor determinadas para los fluidos de las diferentes bombas.....	339

	Página
Cuadro 153. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-508.....	339
Cuadro 154. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-508.....	340
Cuadro 155. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-508.....	340
Cuadro 156. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-508.....	340
Cuadro 157. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-510.....	341
Cuadro 158. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-510.....	341
Cuadro 159. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-510.....	342
Cuadro 160. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-510.....	342
Cuadro 161. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-519.....	342
Cuadro 162. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-519.....	343
Cuadro 163. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-519.....	343
Cuadro 164. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-519.....	343
Cuadro 165. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-536.....	343
Cuadro 166. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-536.....	344
Cuadro 167. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-536.....	344
Cuadro 168. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-536.....	345
Cuadro 169. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-549.....	345
Cuadro 170. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-549.....	345
Cuadro 171. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-549.....	346
Cuadro 172. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-549.....	346
Cuadro 173. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-556.....	346
Cuadro 174. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-556.....	347
Cuadro 175. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-556.....	347
Cuadro 176. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-556.....	347
Cuadro 177. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-561.....	348

	Página
Cuadro 178. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-561.....	349
Cuadro 179. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-561.....	349
Cuadro 180. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-561.....	349
Cuadro 181. Cabeza total mínima calculada para las bombas.....	349
Cuadro 182. Propiedades calculadas para el intercambiador de coraza y tubos E-551.....	350
Cuadro 183. Propiedades calculadas para el intercambiador de coraza y tubos E-543.....	350
Cuadro 184. Propiedades calculadas para el intercambiador de coraza y tubos E-564.....	350
Cuadro 185. Propiedades calculadas para los intercambiadores de placas analizados.....	351
Cuadro 186. Flujos máxicos de intercambiadores de placas analizados.....	351
Cuadro 187. Flujos máxicos para intercambiador de coraza y tubos E-551.....	352
Cuadro 188. Flujos máxicos para intercambiador de coraza y tubos E-543.....	352
Cuadro 189. Diferencia media verdadera de temperatura y coeficiente global de transferencia de calor para intercambiadores de placas analizados.....	353
Cuadro 190. Diferencia media verdadera de temperatura promedio y coeficiente global de transferencia de calor promedio para intercambiadores de placas analizados.....	353
Cuadro 191. Diferencia media verdadera de temperatura y coeficiente global de transferencia de calor para intercambiadores de coraza y tubos analizados.....	354
Cuadro 192. Diferencia media verdadera de temperatura promedio y coeficiente global de transferencia de calor promedio para intercambiadores de coraza y tubos analizados.....	354
Cuadro 193. Cálculo de calor transferido real y eficiencia en intercambiadores de placas analizados.....	354
Cuadro 194. Cálculo de calor transferido real y eficiencia en intercambiadores de coraza y tubos analizados.....	355
Cuadro 195. Datos de diseño otorgados por el fabricante y propiedades del fluido frío para el cálculo de la resistencia debido a incrustación.....	356
Cuadro 196. Números adimensionales, coeficiente de convección y resistencia debido a incrustación del fluido frío.....	356

Cuadro 197. Datos de diseño otorgados por el fabricante y propiedades del fluido dentro de los tubos para el cálculo de la resistencia debido a incrustación.....	356
Cuadro 198. Números adimensionales, coeficiente de convección y resistencia debido a incrustación del fluido en el lado de los tubos.....	357
Cuadro 199. Datos de diseño otorgados por el fabricante y propiedades del fluido fuera de los tubos para el cálculo de la resistencia debido a incrustación.....	357
Cuadro 200. Números adimensionales, coeficiente de convección y resistencia debido a incrustación del fluido fuera de los tubos.....	357
Cuadro 201. Datos calculados para el aire de la torre 1.....	358
Cuadro 202. Datos calculados para el aire de la torre 2.....	358
Cuadro 203. Datos calculados para el aire de la torre 3.....	358
Cuadro 204. Datos calculados para el aire de la torre 4.....	359
Cuadro 205. Datos calculados para el aire de la torre 5.....	359
Cuadro 206. Propiedades psicrométricas del aire de la torre 1.....	360
Cuadro 207. Propiedades psicrométricas del aire de la torre 2.....	360
Cuadro 208. Propiedades psicrométricas del aire de la torre 3.....	360
Cuadro 209. Propiedades psicrométricas del aire de la torre 4.....	361
Cuadro 210. Propiedades psicrométricas del aire de la torre 5.....	361
Cuadro 211. Propuestas para manómetros colocados en succión (no incluye flete hasta la empresa ni costos de instalación).	362
Cuadro 212. Propuestas para medidores de flujo (no incluye flete hasta la empresa ni costos de instalación).	362
Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol.....	381
Cuadro 214. Estructura de costos de materia prima e insumos.....	396

Cuadro 215. Elementos involucrados en el análisis de costos de producción y utilidades en un periodo de zafra.....	397
Cuadro 216. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un variador de velocidad marca WEG en la bomba P-519.....	399
Cuadro 217. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un variador de velocidad marca WEG en la bomba P-519.....	400
Cuadro 218. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un variador de velocidad marca WEG en la bomba P-556.....	401
Cuadro 219. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un variador de velocidad marca LS Starvet en la bomba P-556.....	402
Cuadro 220. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un variador de velocidad marca Schneider en la bomba P-556.....	403
Cuadro 221. Estimación de costos iniciales de inversión para los sensores a instalarse en las torres 1.....	404
Cuadro 222. Estimación de costos iniciales de inversión para los sensores a instalarse en las torres 2.....	404
Cuadro 223. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Cole Parmer (EW-93820-59) en la torre 1.....	405
Cuadro 224. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Dwyer Instruments (TTW-108) en la torre 1.....	406
Cuadro 225. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Noshok (800) en la torre 1.....	407
Cuadro 226. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Omega (UWRD-NB9W-1PT304-14-6) en la torre 2.....	408
Cuadro 227. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Omega (UWRD-NB9W-1PT316-14-6) en la torre 2.....	409
Cuadro 228. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Omega (UWRD-NB9-ICSS-316U-6) en la torre 2.....	410

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 1. Diagrama esquemático del proceso de producción de azúcar refinada y la obtención de melaza a partir de la caña de azúcar.....	17
Figura 2. Diagrama esquemático del proceso de destilación de bioetanol a nivel industrial.....	20
Figura 3. Contaminación microbiológica observada para los mostos producidos con tres diferentes melazas diluidas con agua estéril o sin tratamiento.....	23
Figura 4. Efecto de la temperatura y tiempo de tratamiento en la presencia de microorganismos.....	28
Figura 5. Diagrama temperatura-tiempo- número de microorganismos en melaza para pasteurización.....	29
Figura 6. Diagrama temperatura-tiempo- número de microorganismos en melaza para esterilización.....	29
Figura 7. Supervivencia de las esporas al tratamiento térmico 1.....	30
Figura 8. Supervivencia de las esporas al tratamiento térmico 2.....	30
Figura 9. Supervivencia de las esporas al tratamiento térmico 3.....	31
Figura 10. Relación de tensión y velocidad de corte para diferentes de fluidos.....	33
Figura 11. Carta gráfica del factor de fricción para tuberías.....	38
Figura 12. Expansión súbita en una tubería.....	39
Figura 13. Contracción súbita en una tubería.....	40
Figura 14. Valores de coeficientes de fricción para diferentes accesorios.....	40
Figura 15. Partes de una bomba centrífuga común.....	43
Figura 16. Ejemplo de una curva característica para una bomba centrífuga con impulsor de 125mm.....	45
Figura 17. Distribución de la temperatura a flujo contracorriente.....	59
Figura 18. Distribución de la temperatura en flujo paralelo.....	60

	Página
Figura 19. Intercambiador de placas.....	61
Figura 20. Empaques alrededor de los puertos.....	62
Figura 21. Varios patrones en los platos.....	62
Figura 22. Placas deflectoras o “baffles” separadores y hoja de tubos.....	63
Figura 23. Intercambiador de calor de coraza y tubos.....	63
Figura 24. Partes de una torre de enfriamiento Marley de tiro inducido.....	64
Figura 25. Rearreglos para torres de enfriamiento.....	65
Figura 26. Operación de una torre de enfriamiento.....	70
Figura 27. Diagrama de operación de una torre de enfriamiento.....	71
Figura 28. Carta psicrométrica a 1 atm.....	72
Figura 29. Simbología para elaborar un diagrama de flujo.....	84
Figura 30. Causas típicas de pérdidas de calor en intercambiadores de calor.....	93
Figura 31. Distribución de torres de enfriamiento vista planta.....	95
Figura 32. Diagrama de flujo de la metodología llevada a cabo en este módulo para el muestreo y análisis de agua.....	97
Figura 33. Esquema con los sitios de muestreo de agua que entra al proceso en la planta 1 (los sitios muestreados son los que tienen numeración).....	99
Figura 34. Características de las colonias de coliforms que crecen en el medio Endo.....	101
Figura 35. Diagrama de flujo de la metodología que se llevó a cabo en este módulo de megaproyecto.....	104
Figura 36. Ubicación del municipio de Siquinalá, departamento de Escuintla, Guatemala.....	105
Figura 37. Diagrama esquemático de los puntos de muestreo de melaza de caña (P1, P2 y P3) y mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6).....	106
Figura 38. Comparación del contenido de coliformes totales entre los puntos de muestreo durante las semanas del 16 y 23 de abril del 2015.....	124

Figura 39. Comparación del contenido de bacterias heterotróficas entre los puntos de muestreo durante las semanas del 16 y 23 de abril.....	125
Figura 40. Comparación del contenido de mohos y levaduras entre los puntos de muestreo durante las semana del 16 y 23 de abril.....	126
Figura 41. Diagrama esquemático de los puntos de muestreo con los puntos críticos señalados con rojo.....	131
Figura 42. Representación gráfica del recuento de aerobios totales en los tres puntos de muestreo de melaza de caña de azúcar (P1, P2 y P3).....	132
Figura 43. Representación gráfica del recuento de aerobios totales en los tres puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar (P4, P5* y P6).....	133
Figura 44. Comparación del recuento de aerobios totales entre los seis puntos de muestreo, para la melaza (P1, P2 y P3) y para el mosto de caña de azúcar (P4, P5* y P6); durante las semanas del 16 y 23 de abril del 2015.....	134
Figura 45. Representación gráfica del recuento de mohos y levaduras en los tres puntos de muestreo de melaza de caña de azúcar (P1, P2 y P3).....	135
Figura 46. Representación gráfica del recuento de mohos y levaduras en los tres puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar (P4, P5* y P6).....	136
Figura 47. Comparación del recuento de mohos y levaduras entre los seis puntos de muestreo, para la melaza (P1, P2 y P3) y para el mosto de caña de azúcar (P4, P5* y P6); durante las semanas del 16 y 23 de abril del 2015.....	137
Figura 48. Comparación de los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales de los dos muestreos en los seis puntos de muestreo*.....	139
Figura 49. Diagrama esquemático de los puntos de muestreo de melaza de caña (P1, P2 y P3) y mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6), con los puntos críticos coloreados de anaranjado.....	142
Figura 50. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiaodor E-302.....	150
Figura 51. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiaodor E-599.....	151
Figura 52. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiaodor E-512.....	151
Figura 53. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiaodor E-594.....	152

	Página
Figura 54. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiaodor E-551.....	153
Figura 55. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiaodor E-543.....	153
Figura 56. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiaodor E-564.....	154
Figura 57. Recepción diaria de melaza.....	159
Figura 58. Cantidad de grados Brix en melaza.....	161
Figura 59. Cantidad de azúcares fermentables en melaza.....	162
Figura 60. Eficiencia de los procesos de fermentación y destilación.....	164
Figura 61. Eficiencia global del proceso de producción de etanol.....	165
Figura 62. Diagrama de metodología actual de evaluación de proyectos.....	165
Figura 63. Diagrama de flujo de metodología propuesta para evaluar proyectos.....	166
Figura 64. VPN en función de la TIR para la implementación de un tanque fermentador.....	167
Figura 65. Secuencia de implementación de propuestas de ahorro energético.....	175
Figura 66. Curva característica dada por el proveedor para la bomba P519.....	295
Figura 67. Curva característica dada por el proveedor para la bomba P549.....	296
Figura 68. Curva característica dada por el proveedor para la bomba P556.....	297
Figura 69. Temperatura del aire de entrada a la torre 1 en el día.....	308
Figura 70. Humedad relativa del aire de entrada a la torre 1 en el día.....	309
Figura 71. Temperatura del aire de entrada a la torre 2 en el día.....	309
Figura 72. Humedad relativa del aire de entrada a la torre 2 en el día.....	310
Figura 73. Temperatura del aire de entrada a la torre 3 en el día.....	310
Figura 74. Humedad relativa del aire de entrada a la torre 3 en el día.....	311
Figura 75. Temperatura del aire de entrada a la torre 4 en el día.....	311
Figura 76. Humedad relativa del aire de entrada a la torre 4 en el día.....	312
Figura 77. Temperatura del aire de entrada a la torre 5 en el día.....	312

	Página
Figura 78. Humedad relativa del aire de entrada a la torre 5 en el día.....	313
Figura 79. Cotización de variador de velocidad de distribuidora ASYEL S. A.....	364
Figura 80. Cotización de variador de velocidad de distribuidora Electroma S. A.....	365
Figura 81. Cotización de variador de velocidad de consultores PAI.....	366
Figura 82. Cotización de manómetros de distribuidora Mainco S. A.....	367
Figura 83. Cotización de manómetros de distribuidora Praisá.....	368
Figura 84. Cotización de manómetros de distribuidora Compres S. A.....	369
Figura 85. Cotización de medidores de flujo en OMEGA.....	370
Figura 86. Cotización de medidores de flujo en Instrumart.....	371
Figura 87. Cotización de medidores de flujo en Cole-Parmer.....	372
Figura 88. Volumen control para los intercambiadores de coraza y tubos con flujo a contracorriente.....	373
Figura 89. Volumen control para los intercambiadores de placas con flujo a contracorriente.....	373
Figura 90. Diagrama flujo intercambiador E-302A.....	374
Figura 91. Diagrama flujo intercambiador E-599.....	374
Figura 92. Diagrama de flujo intercambiador E-512.....	375
Figura 93. Diagrama de flujo intercambiador E-594.....	375
Figura 94. Diagrama de flujo intercambiador E-551.....	376
Figura 95. Diagrama de flujo intercambiador E-543.....	376
Figura 96. Diagrama de flujo intercambiador E-564.....	377
Figura 97. Constantes para la determinación del calor específico.....	377
Figura 98. Continuación Figura 97.....	378
Figura 99. Propiedades termodinámicas del etanol.....	378
Figura 100. Vista planta de puntos de medición en torre 1 de condiciones de entrada del aire.....	379

Figura 101. Vista planta de puntos de medición en torre 2 de condiciones de entrada del aire.....	379
Figura 102. Vista planta de puntos de medición de torre 3 de condiciones de entrada del aire.....	380
Figura 103. Vista planta de puntos de medición de torre 4 de condiciones de entrada del aire.....	380
Figura 104. Vista planta de puntos de medición de torre 5 de condiciones de entrada del aire.....	380
Figura 105. Diagrama 1 de la planta productora de etanol (previo a fermentación).....	411
Figura 106. Diagrama 2 de la planta productora de etanol (previo a fermentación).....	411
Figura 107. Diagrama 3 de la planta productora de etanol.....	412
Figura 108. Datos de flujos en diagrama de la planta productora de etanol.....	412
Figura 109. Diferencia media logarítmica de temperatura.....	412
Figura 110. Valores típicos de coeficientes globales de transferencia de calor.....	413
Figura 111. Ejemplo del análisis microbiológico de recuento de bacterias heterotróficas (fotografías en la parte superior), coliformes totales (fotografías en la parte central) , mohos y levaduras (fotografías en la parte inferior). En donde las bacterias heterotróficas se tiñeron rojas, los coliformes totales se observaron de color rojo oscuro y algunas verde metálico y los mohos y levaduras se visualizaron de color azul – verde.....	415
Figura 112. Ejemplo del análisis microbiológico de recuento de mohos y levaduras (fotografías en la parte superior), y de aerobios totales (fotografías en la parte inferior) en las placas Petrifilm™. En donde los mohos y levaduras se observaron de color azul – verde, y los aerobios se tiñeron de rojo.....	416

RESUMEN

Se presenta un estudio técnico en el que se evaluó la eficiencia energética, para generar propuestas de mejora del proceso de fermentación alcohólica a partir de melaza en una planta productora de etanol con capacidad de 150,000 L/día ubicada en Siquinalá, Escuintla. Para ello se determinó la carga microbiológica en la materia prima (agua de proceso, melaza de caña y mosto de caña de azúcar) y se sugiere una alternativa para disminuir la misma, haciendo uso de un sistema de calentamiento y enfriamiento previo a la fermentación. Además, se realizó un diagnóstico energético de los siguientes equipos: bombas, intercambiadores de calor y torres de enfriamiento. Los puntos de mejora para el control de la eficiencia energética fueron evaluados haciendo uso de un sistema de evaluación financiera para determinar el ahorro energético y económico al implementar dichas propuestas.

La destilería emplea melaza de caña diluida, conocida como mosto de caña de azúcar, como fuente principal de azúcares reductores para la conversión a etanol; sin embargo, esta presenta contaminación por bacterias u hongos silvestres. Por lo que, para cuantificar la carga microbiológica en la melaza y mosto de caña de azúcar, se llevó a cabo un recuento en Petrifilm TM de mohos y levaduras, y aerobios totales. Además, para la preparación del mosto de caña de azúcar se usa agua; no obstante, esta puede poseer microorganismos no deseados. Es por ello que se realizó un recuento de bacterias heterotróficas, mohos, levaduras y coliformes totales a través de filtración por membrana. La contaminación en las materias primas afecta la eficiencia de producción de etanol, ya que reducen el rendimiento de la conversión de etanol en la fase de fermentación. Para reducir estos agentes biológicos se optó por diseñar un sistema de transferencia de calor para el calentamiento y enfriamiento de melaza, el cual consta de cuatro intercambiadores de placas.

Para el diagnóstico energético, se analizaron las condiciones de operación actual y de diseño de siete bombas críticas para poder establecer nuevas condiciones de operación que minimicen el consumo energético. Se evaluó la transferencia de calor en siete intercambiadores de calor. Para el análisis del intercambio de energía se determinó la eficiencia térmica de cada equipo, así como, el grado de influencia que tiene el ensuciamiento en la transferencia de calor, con el propósito de generar puntos de mejora para el control de eficiencia energética. En las torres de enfriamiento, se analizó la operación de las torres a diferentes horas del día para determinar las variables influyentes en la eficiencia energética. Se determinó el cambio de temperatura del agua de enfriamiento así como el uso eficiente del ventilador. Además, se analizaron propiedades del agua de alimentación de las torres.

Al determinar la carga microbiológica de la melaza y el mosto de caña de azúcar, se obtuvo que los puntos de muestreo de mosto de caña excedieron los límites de recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales mínimos establecidos por la COGUANOR NGO 34 175. Así mismo, al analizar la carga microbiológica en el agua de proceso, se observó que no existía una diferencia notable entre el agua antes y después de pasar por lámpara UV. Además, se logró diseñar un sistema de calentamiento y enfriamiento previo a la fermentación en cada una de las plantas de la empresa, el cual consistió en dos intercambiadores de calor Alfa Laval y un tanque horizontal como reservorios de melaza; con el fin de reducir la carga microbiológica de esta materia prima.

Finalmente, del análisis energético se obtuvo que el posible ahorro del consumo en kW requerido por las bombas al modificar la velocidad de rotación, puede ser de hasta 10.67kW (14.31hp) y 6.68kW (8.96hp) para las bombas P519 y P556 respectivamente. El análisis en los intercambiadores de placas reveló, que estos están siendo usados por debajo de lo establecido en el diseño. Los intercambiadores de coraza y tubos estudiados expusieron eficiencias variables; uno de ellos está siendo sobreutilizado. El balance de energía mostró que los siete equipos estudiados poseen incrustaciones, es por ello que se sugiere realizar un proceso de limpieza con mayor frecuencia. Asimismo, se determinó que las torres de enfriamiento 1, 2 y 3 no están operando eficientemente, además, que la dureza del agua de alimentación de las torres está por encima de los valores recomendados. Se estimó que la implementación de variadores de velocidad y sensores de temperatura requiere una inversión inicial total de \$4,786.70 y podría generar ahorros energéticos estimados por un total de \$26,542.15.

I. INTRODUCCIÓN

El bioetanol es un combustible producido por la fermentación anaeróbica llevada a cabo por la acción de microorganismos, principalmente por la levadura. Este producto es el más usado como biocombustible para el transporte en todo el mundo. Además puede ser utilizado en la industria farmacéutica, química y cosmética (Walker, 2010; Hansen, 2005; Wheals *et al.*, 1999). De acuerdo con la Asociación de Combustibles Renovables en Guatemala (ACR), existen en Guatemala cinco destilerías que producen etanol, las cuales suman una capacidad instalada de 790 millones de litros diarios. De esta producción, más del 80% es exportada a Europa y a Estados Unidos. La razón principal es que en el país no existe mayor consumo de este líquido volátil, pese a que existe el Decreto 17-85 conocido como “Ley del Alcohol Carburante” en donde se exige la mezcla de etanol en la gasolina (ACR, s.f.).

En este megaproyecto se realizaron varios análisis técnicos en una planta productora de etanol ubicada en Siquinalá, Escuintla; con el objetivo de realizar un estudio de la eficiencia energética en el proceso de producción de etanol a partir de la fermentación de melaza y proponer mejoras en los equipos y en el uso materias primas utilizadas evaluando las condiciones actuales en la planta. Para ello, se evaluaron tanto los equipos, como los sustratos, así como, los factores económicos. Este estudio se dividió en los siguientes módulos:

1. Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol.
2. Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala.
3. Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol.
4. Diagnóstico energético en las principales bombas de planta fermentadora de melaza para producción de etanol.
5. Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza.
6. Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza.

7. Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.

Este trabajo presenta los apartados de objetivos que se desglosan en el general del megaproyecto, específicos y sub-específicos que corresponden a cada uno de los módulos; justificación en la cual se describe la razón de haber realizado este megaproyecto; marco teórico en donde se desarrollan los temas y términos de importancia que el lector debe consultar para comprender con mayor profundidad este proyecto; metodología que se encuentra detallada por módulo para explicar qué se hizo en cada uno de éstos; resultados con su respectivo análisis; y con base en ello, se elaboró el apartado de conclusiones y recomendaciones. Por lo que, en cada módulo se recomendaron mejoras para una planta productora de etanol, con capacidad de 150,000 L/día, para que sean implementados en proyectos futuro, con el fin de aumentar la eficiencia del proceso de producción para aumentar utilidades y reducir costos de producción

II. OBJETIVOS

A. Objetivo general

Realizar un estudio de la eficiencia energética en el proceso de producción de etanol a partir de la fermentación de melaza, para proponer mejoras en los equipos y materias primas utilizadas evaluando las condiciones actuales en la planta.

B. Objetivos específicos

1. Evaluar el sistema de agua utilizado para el proceso de fermentación alcohólica en una empresa productora de bioetanol durante el final de la zafra 2014-2015.

a. Determinar la carga microbiológica del agua utilizada en una empresa productora de bioetanol a través de la técnica de filtración por membrana.

b. Proponer sitios de muestreo que necesiten ser tratados de acuerdo a los resultados del análisis microbiológico y a estándares establecidos para agua potable.

2. Determinar la carga microbiológica de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizados para la producción de bioetanol, mediante el recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales.

a. Establecer la carga microbiológica de la melaza y/o el mosto de caña de azúcar en los puntos de muestreo de las distintas etapas de producción de bioetanol previas a la fermentación alcohólica, mediante el recuento de aerobios totales, y mohos y levaduras.

b. Evaluar cuáles de los puntos de muestreo de las etapas de producción de bioetanol previas a la fermentación alcohólica (melaza y mosto de caña de azúcar) presentan la mayor carga microbiológica, mediante el recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales.

c. Identificar los puntos de muestreo de las etapas de producción de bioetanol previas a la fermentación alcohólica (melaza y mosto de caña de azúcar) en donde podrían aplicarse tratamientos correctivos en términos de reducción de carga microbiológica.

3. Dimensionar un sistema de transferencia de calor para el calentamiento y enfriamiento de melaza previa a la fermentación, para reducir la presencia de agentes biológicos que compitan con la fermentación alcohólica de la levadura, evaluando las condiciones actuales de la melaza.

a. Establecer la ubicación del sistema de tratamiento térmico de melaza, para reducir la presencia de bacterias que compitan con la levadura en el proceso de fermentación, determinando los tiempos de llenado y vaciado de los diferentes tanques de almacenamiento previo a fermentación.

b. Determinar la demanda de vapor saturado a 150 psig para el calentamiento de melaza desde 30°C hasta 130°C, usando balances de masa y energía.

c. Seleccionar dos intercambiadores de calor para la operación e calentamiento de melaza en cada planta con las condiciones de operación requeridas, balances de masa y energía, para determinar el número de placas requeridas y sus dimensiones.

d. Determinar la demanda de agua de enfriamiento a 29°C en un intercambiador de placas, para la reducción de la temperatura de la melaza desde 130°C hasta la requerida por la operación del fermentador de 32°C, mediante balances de masa y energía.

e. Seleccionar dos intercambiadores de calor para la operación de enfriamiento de melaza en cada planta con las condiciones de operación requeridas, balances de masa y energía, para determinar el número de placas requeridas y sus dimensiones.

4. Realizar un diagnóstico energético en las principales bombas de una planta productora de alcohol a partir de fermentación de melaza para proponer mejoras energéticas para reducción de costos.

a. Identificar las principales bombas de la planta a partir de un análisis preliminar de consumo energético, frecuencia de uso, registros y eficiencia energética para hacer propuesta de mejoras.

b. Establecer las condiciones de operación de temperatura, presión en la descarga, caídas de presión (dinámica y estática) de las bombas de la planta a partir de una evaluación de las mismas en condiciones normales para obtener los valores en que operan las bombas actualmente.

c. Determinar oportunidades de mejora en consumo de energía eléctrica en las bombas a partir de la comparación la operación actual y especificaciones dadas por el fabricante de las curvas características.

5. Realizar un estudio técnico con un análisis de transferencia de energía térmica en siete intercambiadores de calor empleados en el proceso de producción de etanol, a partir de fermentación de melaza, para generar puntos de mejora para el control de eficiencia energética.

a. Determinar la transferencia de calor real entre el flujo caliente y frío en cuatro intercambiadores de placas y tres intercambiadores de coraza y tubos para establecer la eficiencia energética promedio y de esta manera realizar propuestas para un mejor control energético.

b. Determinar si existen incrustaciones en los intercambiadores de calor usando un balance de energía, para definir su efecto en la eficiencia energética.

6. Realizar un diagnóstico de energía y funcionamiento de las torres de enfriamiento, determinando las posibles oportunidades de mejora para realizar una propuesta para aumentar la eficiencia energética y reducir costos.

a. Evaluar el funcionamiento de las torres de acuerdo a las condiciones climáticas a diferentes horas del día para determinar el efecto de la variación de los flujos y temperaturas que significan un ahorro energético.

b. Realizar un diagnóstico energético en las torres de enfriamiento, tomando en cuenta la utilización del ventilador y el enfriamiento actual del agua en las torres, para proponer mejoras que reduzcan el consumo energético y que sean un ahorro.

c. Realizar un análisis de las condiciones del agua de alimentación del sistema de enfriamiento para proponer un tratamiento adecuado si fuera necesario para que reduzca incrustaciones y corrosión y no afecte la eficiencia de las torres.

7. Diseñar un sistema de evaluación financiera para analizar proyectos de ahorro energético en una planta productora de etanol, a partir de melaza, utilizando el índice de valor presente neto y análisis de sensibilidad, como complemento a la tasa interna de retorno.

a. Diseñar el proceso para la evaluación de proyectos de ahorro energético en una planta productora de etanol.

b. Determinar el impacto de la implementación de proyectos de ahorro energético, en el área de bombas, intercambiadores de calor, torres de enfriamiento y un sistema de tratamiento térmico, en las etapas del proceso de producción de etanol a partir de melaza.

c. Evaluar la viabilidad financiera de proyectos de ahorro energético en el área de bombas, intercambiadores de calor, torres de enfriamiento y un sistema de tratamiento térmico en una planta productora de etanol a partir de melaza.

d. Elaborar un plan de ahorro energético que minimice el consumo energético de una planta productora de etanol a partir de melaza.

III. JUSTIFICACIÓN

El etanol puede ser producido utilizando diferentes materias primas. Una de ellas es la melaza, la cual se fermenta, obteniendo etanol hidratado y carburante. Cada uno de ellos tiene un uso específico. Según resultados de este estudio y considerando solamente materia prima e insumos para la producción de un periodo de zafra, la melaza representa aproximadamente el 93% del costo total de producción (consultar Anexos). Por tal razón, en este trabajo se propusieron mejoras en el manejo de la melaza así como agua. Si se mejora el manejo de la melaza, se espera que el rendimiento aumente y los costos de producción disminuyan.

En un sistema de producción de etanol, existe una diversidad de equipos críticos que contribuyen con el buen desempeño del sistema. Estos equipos pueden ser: intercambiadores de calor, fermentadores, bombas, torres de enfriamiento, condensadores, entre otros. Los proyectos de ahorro energético han tenido auge en la administración y reducción, de costos en distintas industrias. No ha sido la excepción en la industria azucarera. Según la CNEE (2011), la práctica de medidas de eficiencia energética en industrias guatemaltecas podría generar ahorros de 1,100 GWh en un plazo de 10 años. Al implementar proyectos de ahorro energético, no sólo se administran de forma más eficiente todos aquellos recursos energéticos, sino que se mitiga el impacto ambiental y se reducen los costos de producción.

En el siguiente trabajo también se propusieron proyectos de ahorro energético en el área de bombas, intercambiadores de calor y torres de enfriamiento. Con esto se determinaron áreas de mejora que puedan reducir costos de producción, mejorar las condiciones actuales de operación y aumentar la eficiencia del sistema de producción.

IV.MARCO TEÓRICO

A.Bioetanol

1.Definición de bioetanol. El etanol (etil alcohol, $\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{-OH}$) es un combustible que puede ser producido sintéticamente a partir de fuentes petroquímicas o de forma natural por el proceso de fermentación alcohólica, llevada a cabo por microorganismos. Al etanol producido de esta forma se le conoce específicamente como bioetanol (Walker, 2010). Se caracteriza por tener las mismas propiedades que el etanol con un punto de ebullición de $78.4\text{ }^\circ\text{C}$, un punto de fusión de $-114\text{ }^\circ\text{C}$, y es soluble en agua con una densidad de 789 g/L a $20\text{ }^\circ\text{C}$ (Gnansounou y Dauriat, 2005).

Debido a su forma de producción, éste se clasifica en el grupo de los biocombustibles, los cuales se producen a partir de material orgánico, como granos y biomasa. En los últimos años los biocombustibles han cobrado gran importancia y por ello son producidos a gran escala en todo el mundo (Bajpai, 2013).

2.Usos del bioetanol. El bioetanol es uno de los biocombustibles más importantes ya que es potencial sustituto del petróleo, que junto con otros combustibles fósiles, es responsable del 73% de la producción de dióxido de carbono a nivel mundial. El uso de combustibles alternativos es importante para reducir la contribución neta de los gases de efecto invernadero, por lo cual el bioetanol ha cobrado importancia. Esto debido a que es un combustible renovable y con 35% de oxígeno, por lo que tiene la capacidad de reducir emisiones de dióxido de carbono (Hanser *et al.*, 2005). Además, tiene un número de octano¹ mayor, límites más amplios de inflamabilidad y mayor calor de vaporización que la gasolina. Estas propiedades permiten una mayor relación de compresión y un tiempo de combustión corto, lo que conlleva a que sea un combustible más eficiente que la gasolina en un motor de combustión interna (Balat *et al.*, 2008). Por esto se usa en mezclas de combustibles en todo tipo de motores y vehículos (De Oliveira *et al.*, 2005).

La adición de bioetanol a la gasolina, aumenta el contenido de oxígeno del combustible, mejora la combustión de la gasolina y ayuda a la reducción de emisiones de dióxido de carbono (Malça y Freire, 2006). La mezcla que se popularmente para vehículos ligeros y de combustible flexible es la E85, que contiene 85% de bioetanol y 15% de gasolina (De Oliveira *et al.*, 2005). En Estados Unidos, la mezcla que se usa es la E10 (con 10% de etanol), ya que es la aprobada por los fabricantes de vehículos de gasolina. En países como Canadá, Suecia, Brasil, India, Australia, Tailandia, Perú y Paraguay se han

¹ Número de octano: Es una medida de la calidad de la gasolina y de la capacidad antidetonante de ésta. Números de octano altos son preferidos para los motores de combustión interna.

establecido las mezclas ideales de bioetanol y gasolina, y predominante es la E10 (Hanser *et al.*, 2005). El etanol usado en la mezcla de combustibles es anhidro (deshidratado) y tiene 99.5% de alcohol a 20°C (British Pharmacopoeia, 1999). Debido a los desafíos que presenta el almacenamiento de etanol, muchas refinerías producen bioETBE (étil tert-butil éter producido de bioetanol), el cual se obtiene de la reacción química del etanol con el isobutileno. El bioETBE ofrece los mismos beneficios que el bioetanol y es mejor que otro compuesto oxigenado usado ampliamente en todo el mundo llamado MTBE (metil tert-butil éter). Este último tiene la desventaja que contamina el agua ya que es altamente soluble en agua, y es resistente a la biodegradación (Malça & Freire, 2006). En las destilerías también producen alcohol neutro, el cual es usado para otros fines.

El alcohol neutro (96% de alcoholes) tiene menos impurezas que el alcohol anhidro. Se caracteriza por sus propiedades organolépticas como la neutralidad en aroma y sabor, así como por su color transparente brillante y cristalino. Es por ello que es ideal para la elaboración de licores, perfumes y es usado como solvente (Guzmán y Leiva, 1988). Algunas empresas lo usan para producir acetaldehído, acetato de etilo, termol² y etanol al 70%, el cual es usado como desinfectante. Por tanto, el mercado para el bioetanol no solamente se limita al transporte o a la producción de energía, ya que es muy usado en la industria química (European Commission, s.f.). Sin embargo, los países productores lo usan mayormente como combustible alternativo debido a la preocupación global sobre las altas emisiones de gases de efecto invernadero (De Oliveira *et al.*, 2005).

3. Producción de bioetanol en el mundo. En el 2013, la producción global de bioetanol fue de 23,429 millones de galones, lo que constituyó un aumento en comparación con el 2007, cuando se produjo 13,123.10 millones de galones. El interés en los biocombustibles ha crecido en todo el mundo, debido a que varios países han ratificado tanto el Protocolo de Montreal como el de Kyoto (Renewable Fuels Association, s.f.). En ellos se establece que es necesario adoptar medidas para disminuir notablemente las emisiones del efecto invernadero (Boror, 2013). Muchos gobiernos han anunciado su compromiso de promover programas para la producción y uso biocombustibles, con el fin de reducir las emisiones de dióxido de carbono y la dependencia de combustibles elaborados a base de petróleo (Balat y Balat, 2009). Debido a la fuerte dependencia de Brasil por los combustibles fósiles, a mediados de la década de 1970, se adoptó un programa de producción de etanol a gran escala. En ese entonces, el precio del azúcar era bajo y se esperaba que las industrias azucareras quebraran, por lo que inició la producción de etanol derivado de la caña de azúcar. En la actualidad, en Brasil utilizan el bioetanol, para producir una mezcla de combustible llamada *gasohol* (24% de etanol y 76% de gasolina), además promueven el uso de vehículos que usan bioetanol anhidro (96% de etanol) (De Oliveira *et al.*, 2005). En Estados Unidos, la Ley de Aire Limpio (1990), impulsó la producción de bioetanol a gran escala (De Oliveira *et al.*, 2005). Sin embargo, existe

² Termol: Es un fluido de transferencia de calor para los refrigeradores y bombas de calor.

cierta polémica porque el 90% del bioetanol producido en el país norteamericano se deriva del maíz, el cual es una fuente de alimento. Es por ello que el etanol derivado de la caña de azúcar es más aceptado a nivel mundial (Shapouri y Gallanger, 2002).

4. Producción de bioetanol en Guatemala. En Guatemala, se produce bioetanol en cinco destilerías a partir de la caña de azúcar. En total, estas producen 490 mil litros diarios, de los cuales el 80% se exportan a Estados Unidos y Europa. Esto debido a que no hay un mercado local desarrollado y a la falta de una ley para impulsar la mezcla de por lo menos 10% de etanol con gasolina (Comisión Económica para América Latina y El Caribe, 2006). El Decreto 17-85 establece que: “toda gasolina para vehículo automotor que se venda en el Territorio contendrá el mínimo de alcohol etílico anhidro desnaturalizado fijado por el Ministerio, el cual no será inferior a cinco por ciento (5%)”. En el 2006 se presentó una iniciativa para reformar el Decreto 17-85, en la cual, se proponía mezclar la gasolina con 10% de etanol. Sin embargo, no hubo resolución y en consecuencia el Decreto 17-85 actualmente es inoperante en el país (Lorenzo, 2009). Además, los productores de azúcares consideran que en el Decreto 17-85 no hay suficientes incentivos y por ello han desistido de participar de ella (Pedroza, 2011). Asimismo, la entrada en vigencia de la Ley de Comercialización de Hidrocarburos en 1997, ha dejado completamente inoperante el Decreto 17-85 en el país, ya que en ella se establece que debe haber un mercado libre de competencia para los productos derivados del petróleo (Superintendencia de Bancos, 2010). Otro decreto que afecta el uso de bioetanol en Guatemala es el Decreto 29-89, “Ley de fomento y desarrollo de la actividad exportadora y de maquila”, el cual contempla, dentro de varios regímenes arancelarios, beneficiar a las empresas que exportan productos. Por ejemplo, en dicha ley se mencionan beneficios que se enfocan en la suspensión de derechos arancelarios a los negocios establecidos en Guatemala y que exportan sus productos (Decreto disponible en: <http://www.lexglobal.com/documentos/1179158608.pdf>).

Entre los beneficios de la producción de etanol en el país está el desarrollo de la agricultura local así como la generación de empleo. Se estima que si se implementara el uso del bioetanol tipo carburante en el país, se generarían 20,000 empleos indirectos (como transporte, comercialización, entre otros) y 5,000 empleos directos para cumplir con la demanda de producción. Si en Guatemala, se empezara a utilizar etanol como aditivo, en lugar del metil tert butil éter, se lograría disminuir la emisión de gases del efecto invernadero, sobre todo los originados en la ciudad (mundialmente se puede reducir el 86% de las emisiones de CO₂) (AFDC, 2014). Según el Ministerio de Energía y Minas de Guatemala, en el 2006 se invirtió US\$600 millones en petróleo. Si en el país se llegara a usar una mezcla E10, se ahorraría US\$60 millones anuales de divisas (Q.450 millones) (Asociación de Combustibles Renovables de Guatemala, s.f.). Además, las industrias azucareras estarían dándole un buen uso al residuo que queda después de la producción de azúcar, por lo que no existiría conflicto de seguridad alimentaria en Guatemala (Boror, 2013).

B. Sustratos usados para la producción de bioetanol

La materia prima usada para la producción de alcohol debe contener azúcares de seis o cinco carbonos (como la glucosa y fructuosa). Esto debido a que este es el tipo de sustrato que muchos microorganismos usan para llevar a cabo el proceso de fermentación (Wyman, 1996). Es recomendable que los sustratos para la producción de alcohol sean baratos y no constituyan una fuente de alimento (Tesfaw y Assefa, 2014). El etanol se puede producir a partir de una gran variedad de sustratos (Fernández-López *et al.*, 2012). Los más usados son los lixiviados de residuos de alimentos, como la melaza (Kasavi *et al.*, 2012). La producción de etanol a partir de residuos tiene dos grandes ventajas. En primer lugar, se reduce el costo de la eliminación de los residuos. En segundo lugar, ya que los desechos son baratos, se reduce el costo originado por la producción de etanol (Fernández-López *et al.*, 2012). También se usan como sustratos los extractos de sorgo dulce, de manzana de anacardo y otros residuos agrícolas baratos y lignocelulósicos. Por ejemplo, la pulpa de café, rastrojo de maíz, las hojas de la caña de azúcar y la cáscara de arroz (Ayanie, 2011; Chu, *et al.*, 2012). A continuación se describen algunos sustratos usados por la industria para la producción de etanol.

1. **Materia prima que contiene almidón.** Los granos, como el maíz, son una fuente importante de almidón, el cual puede ser transformado en azúcares fermentables por microorganismos. Para la producción a partir de almidón se requiere llevar a cabo la sacarificación, lo cual implica romper grandes moléculas de almidón en azúcares de cinco o seis carbonos. Una fuente de almidón muy usada es el maíz, cuyos granos se deben sumergir en ácido sulfúrico para separar el endospermo rico en almidón de las cáscaras germinales (World Watch Institute, 2006). Algunas de las desventajas en el uso del maíz es la fluctuación en el precio de este grano. Además, existe conflicto de seguridad alimentaria, ya que se establece el debate “combustible o alimento”. Esto porque grupos sociales que están en contra del uso de maíz para la producción de biocombustibles exponen que dicha utilización es responsable del incremento en el precio del maíz debido a que es usado para la producción de etanol (Lee *et al.*, 2014).

2. **Extractos con azúcares fermentables.** El sorgo dulce (*Sorghum bicolor*) es un sustrato prometedor ya que sus tallos contienen una gran cantidad de azúcar fermentable, como glucosa y fructuosa. Además, el jugo extraído tiene varios elementos esenciales para el crecimiento microbiano y para la producción de etanol (Laopaiboon y Laopaiboon, 2012). El rendimiento de bioetanol producido a partir del jugo de sorgo, varía entre 4,000 – 6,500 litros por hectárea (420 a 700 galones por acre) (Montross *et al.*, 2009). La gran ventaja de este sustrato es que puede cultivarse en casi todas las temperaturas (Laopaiboon y Laopaiboon, 2012). En Florida (Estados Unidos) han desarrollado tecnologías para convertir cultivos de sorgo dulce en energía (Álvarez, 2013). Mientras que el Instituto Internacional de Cultivos para las Zonas Tropicales Semiáridas (ICRISAT, s.f.) y Rusni Distillery han puesto en marcha una destilería que utiliza jugo del sorgo dulce para la producción de bioetanol (“CGIAR News Archives,” s.f.). La

desventaja del uso de este sustrato consiste en que el jugo tiene poco tiempo de vida, por lo que su almacenamiento es complicado (Montross, *et al.*, 2009).

3. Material lignocelulósico. Los materiales lignocelulósicos contienen una mezcla de carbohidratos (celulosa y hemicelulosa), lignina y extractivos. La celulosa consiste en un polímero lineal, cuyo largo es determinado por las unidades de glucano, mientras que la hemicelulosa es un grupo de polisacáridos heterogéneos. Por otro lado, la lignina es una molécula compleja formada por unidades de fenilpropano unidas en una estructura tridimensional. Los extractivos consisten en compuestos de madera solubles en solventes orgánicos o agua (Tahezadeh y Karimi, 2007). Entre el material lignocelulósico usado para la producción de etanol están los residuos de cultivos, pastos, aserrín y astillas de madera (Sun y Cheng, 2002). Sin embargo, estos materiales necesitan ser reducidos a azúcares simples antes de la fermentación, en un proceso llamado hidrólisis. Existen dos métodos para hidrolizar la celulosa y azúcares complejos en simples: hidrólisis ácida y la enzimática (Tahezadeh y Karimi, 2007). Para convertir la lignocelulosa en azúcares de seis o cinco carbonos se necesitan procesos de hidrólisis más sofisticados, tales como la hidrólisis con rayos gamma (Tahezadeh, 1999). Los sustratos celulósicos más usados son residuos de alimentos, como la pulpa de remolacha (Zheng *et al.*, 2013).

a. Pulpa de remolacha. La pulpa de remolacha es el residuo de la remolacha azucarera. Contiene de 20-25% de celulosa, 25-36% de hemicelulosa, 20-25% de pectina, 10-15% de proteína y 1-2% de lignina. En Estados Unidos, 1.2 millones de acres de cultivos de remolacha azucarera producen 29.5 millones de toneladas de bioetanol. Sin embargo, la pulpa seca es usada en muchos países como alimento para los animales (Zheng *et al.*, 2013). A pesar de ser un potencial sustrato, el almacenamiento es uno de los mayores problemas para la producción de etanol a partir de este sustrato. Esto debido a que se necesita secar la pulpa remolacha azucarera para evitar la pérdida de carbohidratos debido a la actividad microbiana que se da en la pulpa de remolacha acuosa. El proceso de sacado de este sustrato es caro, por lo que no es rentable su uso en la industria. Además, el almacenamiento en seco puede ser una desventaja cuando la pulpa de remolacha se usa para producir biocomustibles, ya que la fermentación anaeróbica es un proceso acuoso, por lo que el uso de un sustrato sólido no es viable (Zheng *et al.*, 2012).

4. Melaza de caña de azúcar. Según el Instituto Colombiano de Normas Técnicas y Certificación – ICONTEC- (1994), la melaza de caña (no cristalizable), también conocida como miel o melaza final, se define como el: jarabe o líquido denso y viscoso que se separa de la masa cocida final en la fabricación del azúcar, del cual, no es posible cristalizar más azúcar por los métodos físicos usuales. En otras palabras, es el efluente final y oscuro que se obtiene en la preparación de azúcar por cristalización repetida (Olbrich, 2006). La melaza se puede presentar en dos grados:

- Melaza Grado 1: posee un valor mínimo de 85 °Bx³ a 20°C; comúnmente utilizada en la producción de alcoholes, levaduras e industrias afines (ICONTEC, 1994).
- Melaza Grado 2: presenta un valor mínimo de 79.5 °Bx; la cual se usa para la producción de alimentos para animales (ICONTEC, 1994).

Debido que proviene de la caña de azúcar, muchas fábricas productoras de azúcar han puesto en marcha destilerías de etanol, usando la melaza como materia prima para su producción. Tiene la ventaja que no es necesario el uso obligado de hidrólisis para obtener azúcares fermentables. Este sustrato es el más sostenible para la producción de bioetanol y es el usado en Brasil y en las cinco destilerías de Guatemala (Gopal y Kammen, 2009).

a. Características químicas, físicas y biológicas de la melaza de caña de azúcar. La composición química de la melaza es muy variable, ya que depende de la eficiencia del proceso de agotamiento en la fábrica que afecta el contenido de sacarosa, el área y época del año de la cosecha que determinan los componentes no glucósidos, y las condiciones en la fábrica que tendrán implicaciones con la eliminación o generación de componentes no glucósidos. Generalmente, la melaza de caña tiene un mayor contenido de azúcares reductores y un menor contenido de sacarosa, en comparación con la remolacha (Bartens, 2007).

El rango de valores de los componentes principales de los cuales se encuentran comúnmente constituidas las melazas finales se muestran en el Cuadro 1. El pH generalmente es de 5.5, sin embargo puede variar entre 5.2 y 6.0 (Bartens, 2007).

Cuadro 1. Rango de los valores normales de los componentes principales de la melaza final, expresado en g/100 g de melaza.

Componentes principales	g/100 g de melaza
Sólidos totales	76 – 83
Grados Brix (sólidos disueltos)*	78 – 85
Sacarosa	30 – 36
Fructosa	6 – 10
Glucosa	4 – 7

3 Grados Brix (°Bx): un grado Brix representa un gramo de sacarosa en 100 gramos de solución; sin embargo, si la solución no contiene sólo sacarosa –en el caso de la melaza- se refiere a los grados Brix como una medida aproximada del contenido de sólidos disueltos en una solución (USDA, 1983). Además, en la melaza es un indicador de la gravedad específica (Cardona *et al.*, 2010).

(continuación Cuadro 1)

Componentes principales	g/100 g de melaza
Fructosa + glucosa	11 – 15
Ceniza sulfatada	10 – 16
Oligosacáridos	1 – 2
Polisacáridos	2 – 4
Proteínas y compuestos nitrogenados	2 – 4.5
Ácidos orgánicos	2 – 5

NOTA: Los valores de azúcares de este cuadro se asumen que son exactos, ya que fueron determinados por métodos cromatográficos.

* El contenido de sólidos disueltos fue determinado por un refractómetro.

(Bartens, 2007).

La densidad de la melaza de caña varía según el contenido de sólidos disueltos y el grado de aireación; por lo general, tiene un valor entre 1400 a 1450 kg/m³ sin aireación. Para mayor facilidad, puede considerarse que la densidad de la melaza final será igual que la de un jarabe a la misma temperatura y contenido de sólidos disueltos (Bartens, 2007).

Con respecto a la viscosidad de la melaza de caña esta no tiene un valor definido y constante. Al ser un fluido no newtoniano, su viscosidad, llamado correctamente consistencia, dependerá altamente de la temperatura y del contenido de sólidos disueltos. En el Cuadro 2 se presentan los valores de la consistencia, en Pa·s, de la melaza final en función de la temperatura (Bartens, 2007).

Cuadro 2. Valores esperados de la consistencia, en Pa·s, de la melaza final en función de la temperatura.

Temperatura en °C	20	40	60	80
Alto	137	24.8	5.53	1.46
Promedio	68.3	12.4	2.77	0.73
Bajo	34.1	6.21	1.38	0.37

(Bartens, 2007)

Con respecto a la tensión superficial de la melaza de caña, esta cuenta con agentes tensoactivos naturales que tienen propiedades estabilizadores de espuma. El rango de la tensión superficial de la melaza final es de 48.2 a 50.2 mN/m a 20 °C el cual es un valor menor que el del agua (72.7 mN/m a 20 °C) y tiene un rango más estrecho en comparación con una solución de sacarosa que tiene una tensión superficial de 73 a 78 mN/m a 20 °C. Este rango de la tensión superficial de la melaza de caña se alcanza para todos los sólidos disueltos arriba de 10 a 15 °Brix, el cual es el rango de concentración en el que todas las superficies

libres se convierten en tensoactivos saturados; es decir, que se aplica para todas las purezas debajo de 87, por ejemplo todos los productos líquidos en bruto de una fábrica de azúcar (Bartens, 2007).

Por último, con respecto a sus características biológicas, la microflora típica de la melaza final incluye hongos filamentosos como algunas especies de: *Penicillium*, *Aspergillus* y *Mucor*, levaduras como algunas especies de: *Torula*, *Mycotorula*, *Candida* y *Schizosaccharomyces*, bacilos, así como, muchos otros tipos de bacterias (Olbrich, 2006). La única microflora normal que se ha reportado en valores para la melaza de caña de azúcar es la de aerobios totales (mesófilos⁴): 3.0×10^3 a 3.1×10^5 UFC⁵/mL, y termófilos⁶: 1.2×10^3 a 1.65×10^4 (Cheng y Chung, 1993).

C. Proceso de producción de bioetanol

Los microorganismos más utilizados para la fermentación alcohólica son las levaduras, principalmente de la especie *Saccharomyces cerevisiae*. Las levaduras para poder vivir y multiplicarse debe de producir energía, y la fuente de dicha energía son los azúcares, en este caso provenientes de la melaza. Entre los pasos para la producción de etanol están la producción de melaza, así como la preparación del mosto y de la levadura. Luego se lleva a cabo el proceso de fermentación y por último la destilación (Mendes *et al.*, 2013).

1. Obtención de materia prima (melaza de caña de azúcar). La melaza se obtiene por el procesamiento del azúcar sin refinar hasta la purificación a azúcares refinadas o blancas. En la Figura 1 se presenta un diagrama del proceso de obtención de la melaza. Primero, se lleva a cabo la trituración de la caña recién cosechada en los molinos, en donde se mezcla con agua para mejorar la extracción del jugo de caña (15° Bx). Luego, se realiza la clarificación, es decir, el jugo se mezcla con cal (CaO) para aumentar el pH con el fin de prevenir la hidrólisis de la sacarosa en sus azúcares simples; así mismo, en este paso se eliminan los sólidos precipitados por decantación y filtración (Beeson, 1897; Yang *et al.*, 2013).

El jugo clarificado se concentra a 65-70°Brix usando una serie de evaporadores al vacío, para facilitar la ebullición a menor temperatura, ya que esto reducirá la pérdida de sacarosa. Para sobresaturarse el jugo clarificado pasa por un proceso de evaporación dentro de unos tachos, hasta obtenerse el jarabe crudo. En este proceso se añaden azúcares de semillas, los cuales actúan como núcleos o promotores para favorecer la formación de cristales por deposición de sacarosa alrededor de éstos. Esta mezcla se deja enfriar en un

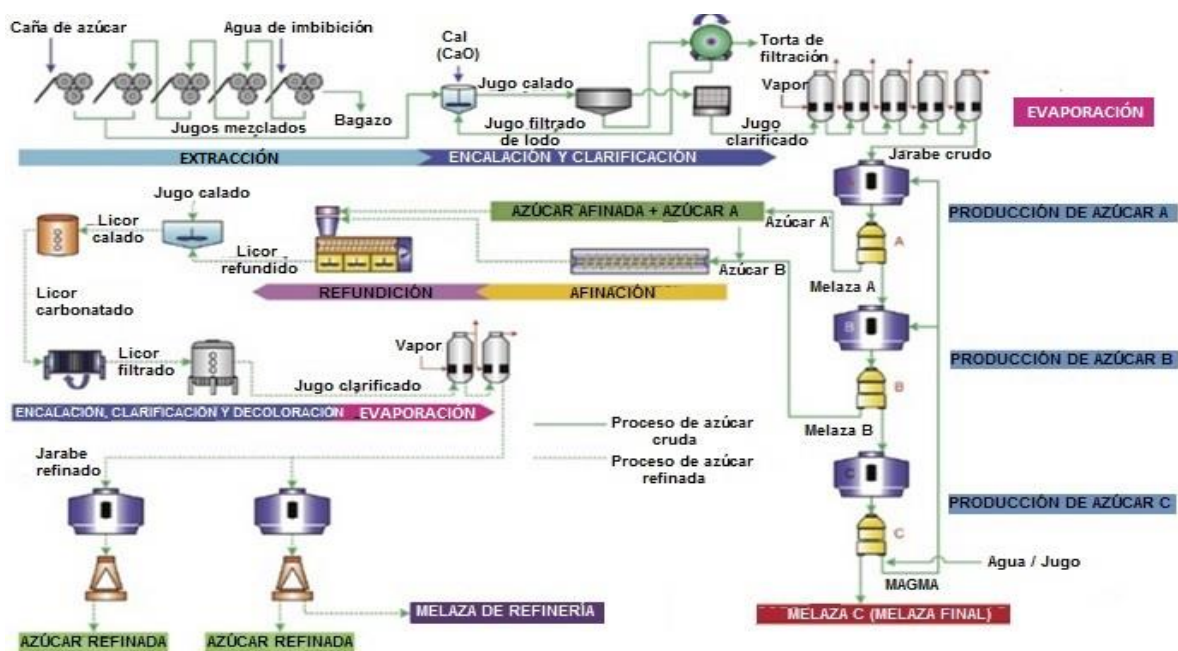
4 Mesófilos: microorganismos que tienen una temperatura de crecimiento máximo de 15 a 60 °C (Rothschild y Mancinelli, 2001).

5 UFC: Unidades Formadoras de Colonias.

6 Termófilos: microorganismos que tienen una temperatura de crecimiento máximo de 60 a 80 °C (Rothschild y Mancinelli, 2001).

cristalizador y se recoge como una masa cocida; por último, los cristales de azúcar se recogen por centrifugación, dejando el licor madre o melaza para el siguiente ciclo de evaporación y cristalización. El producto de este proceso es la azúcar cruda, conocida como azúcar A, y la melaza A. La melaza A tras otro ciclo de evaporación y cristalización produce la azúcar B y melaza B. La azúcar A y B se utilizan como materia prima para obtener la azúcar refinada. De la melaza B, al pasar por un último ciclo de evaporación y cristalización, en este caso la cristalización es con un equipo de cristalización en frío en donde se lleva a cabo un agotamiento de la masa C por disminución de la solubilidad ante una caída de la temperatura; se obtiene la azúcar C y melaza C. Esta última es la melaza final a partir de la cual no se puede obtener más azúcar mediante una cristalización económica. El azúcar C muestra los cristales más pequeños, que al mezclarse con una pequeña cantidad de agua o jugo, actúan como azúcares semilla, conocidos como magma, para la cristalización del azúcar A y B (Chung *et al.*, 1999; Hartel y Shastry, 1991; Rawlings *et al.*, 1993; Yang *et al.*, 2013; CENICAÑA, 2004).

Figura 1. Diagrama esquemático del proceso de producción de azúcar refinada y la obtención de melaza a partir de la caña de azúcar.



(Modificado de Yang *et al.*, 2013).

2. Formación del mosto de caña de azúcar. El mosto es un líquido azucarado que es fermentado. Se le da este nombre a los sustratos azucarados que se obtienen de las materias primas o sustratos. El mosto proveniente de la melaza de caña se obtiene por la dilución adecuada de ésta con agua. Éste proceso se realiza de forma continua en mezcladores especiales (Gonçalves y Ruas, 2010) La melaza se debe diluir hasta tener 15-25°Brix, formando de esta forma el mosto (Gilces y Veloz, 2006).

3. Propagación de la levadura

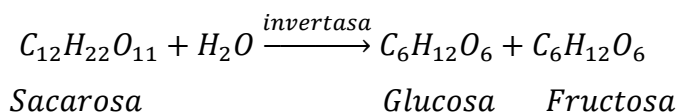
a. Generalidades de las levaduras usadas durante el proceso de fermentación. Las características que debe cumplir la levadura son: (1) tolerancia al etanol, (2) tolerancia a altas temperaturas, (3) tolerancia a altas concentraciones de azúcar, (4) eficiencia en la fermentación y productividad (Hernández, 2007). El microorganismo más usado por la industria para la producción de etanol es una levadura del género *Saccharomyces*. Siendo, las especies más comunes *S. cerevisiae* y *S. bayanus* (Bisson, 2001). Estos microorganismos son unicelulares, de mayor tamaño que las bacterias, con formas que varían (Gilces y Veloz, 2006). Además, se reproducen a través de gemación en presencia de oxígeno. Una célula madre inicia un nuevo ciclo de replicación por la formación de una yema inmadura, la cual es la célula hija. Las células de la levadura tienen una vida útil limitada. En promedio pueden someterse a cuarenta divisiones celulares; después de este punto la célula ya no es capaz de dividirse (Bisson, 2001). Para crecer estas levaduras necesitan nutrientes (como hidratos de carbono, proteínas, vitaminas, sales minerales) y un pH de 4.5-5.0, en el cual presentan un crecimiento óptimo, pero pueden sobrevivir a pH desde 3 a 7.5. Cabe destacar que las levaduras son menos resistentes a los cambios de temperatura que las bacterias, siendo su temperatura óptima entre 20°C y 30°C (Gilces y Veloz, 2006). Estos microorganismos son anaerobios facultativos.

En el caso de *Saccharomyces cerevisiae*, estas son levaduras Crabtree positivas ya que son capaces de acumular etanol en presencia de oxígeno. El efecto de Crabtree se basa en que la presencia de hidratos de carbono, tales como glucosa, se reprime la respiración. Sin embargo, se necesita que para la producción de bioetanol el proceso sea anaeróbico para que el etanol formado no sea degradado (Piskur *et al.*, 2006).

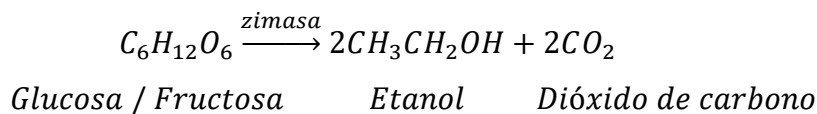
b. Inicio de la propagación de las levaduras. Durante la propagación se debe de aumentar el número de células de levadura y rehidratarlas. La primera fase (F1) de la propagación de la levadura se inicia con la inoculación de la cepa de levadura seleccionada en un matraz con mosto o en un medio de cultivo (Gomez-Pastor *et al.*, 2011). A través de una serie de pasos de laboratorio, se cultivan las levaduras. Estos cultivos se airean y exponen a 20°C. Las siguientes fases se llevan a cabo en los tanques prefermentadores (Heineken University, 2007).

4.Prefermentación. Se realiza para lograr el número deseado de levaduras para la fermentación, es decir, es el tratamiento de las levaduras. Este proceso implica agitación durante 10-12 horas para alcanzar 300 a 500 millones de levaduras por mililitro (U.S. Grain Council, 2013). Durante este paso se agrega la leche de levadura al tanque de prefermentación, La propagación se lleva a cabo haciendo un colchón de mosto de aproximadamente 40 cm de alto (12,000 litros). Además dicho tanque está con alimentación continua de mosto a 10° Brix, con el fin de alcanzar 30,000 L aproximadamente. Luego se ajusta el pH adicionando ácido clorhídrico concentrado, con el fin de lograr un pH ácido (4-4.5) (Ponce, 2011). Durante esta etapa se debe de adicionar aire por la parte inferior del tanque con la finalidad de oxigenarlas para su mayor desarrollo y multiplicación. El rango establecido de temperatura para este proceso radica entre 28°C y los 32°C(Gilces y Veloz, 2006).

5.Fermentación alcohólica. La fermentación es el proceso en el que se obtiene energía en forma de ATP a través de la degradación anaeróbica de nutrientes orgánicos como la glucosa (Lehninger *et al.*, 2009). La fermentación alcohólica se refiere a todas las transformaciones bioquímicas a través de las cuales, los azúcares contenidos en la materia prima se transforman en etanol (Gallego, 2008). El proceso de fermentación está dado por dos enzimas: invertasa y zimasa. En la pared celular de la levadura se localiza la invertasa, la cual cataliza la conversión de sacarosa en glucosa y fructuosa (reacción 1). Estos monosacáridos formados reaccionan entonces con la zimasa (complejo de enzimas) de la levadura para producir etanol y dióxido de carbono (reacción 2) Es importante recalcar que este proceso se da ante la presencia mínima de oxígeno para evitar la pérdida de etanol. Durante este proceso el mosto proveniente de los prefermentadores alimenta de forma continua a los fermentadores y en ellos se produce el alcohol etílico. Es necesario agregar antiespumante para bajar el nivel de espuma que se forma como consecuencia de la agitación. La temperatura se debe mantener entre 32-34°C y el pH queda próximo a 5, debido a la alimentación continua de mosto al fermentador. El proceso descrito anteriormente dura entre 24-26 horas (Gilces y Veloz, 2006).



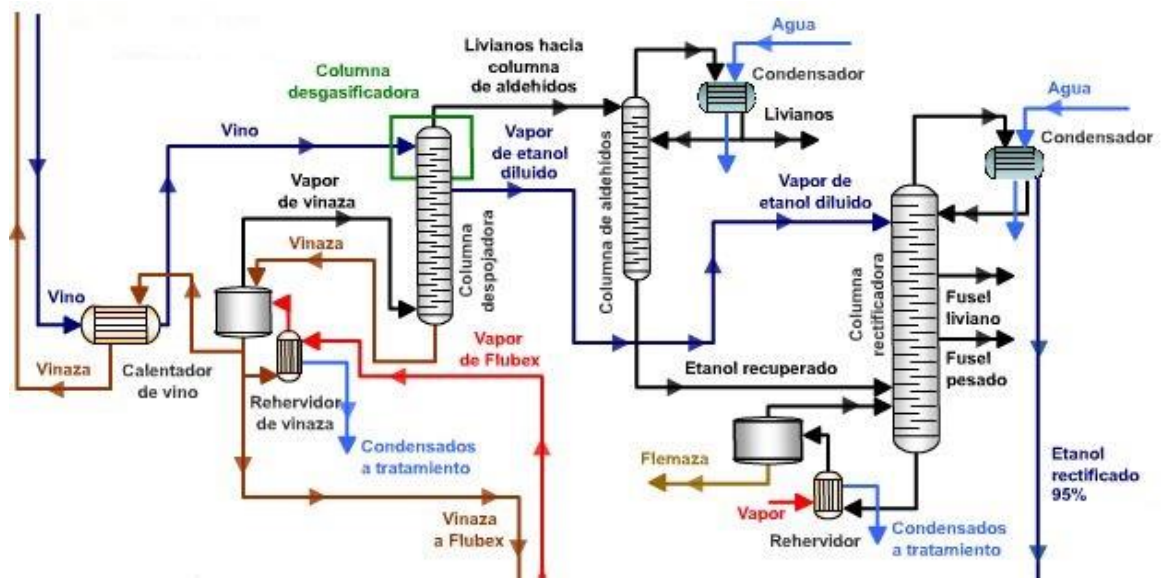
Reacción 1. Reacción de la transformación de la sacarosa en dos monosacáridos (glucosa y fructuosa) (Gilces y Veloz, 2006).



Reacción 2. Reacción de la transformación de la glucosa o fructuosa a etanol y dióxido de carbon(Gilces y Veloz, 2006).

6. Destilación. Luego de llevar a cabo la fermentación alcohólica, se debe aumentar la pureza del etanol obtenido, es decir, elevar la concentración de etanol producido; para lo cual se realiza la destilación. Este es un método que consiste en separar dos líquidos de una mezcla utilizando sus distintos puntos de ebullición; en este caso el agua (100 °C) y el etanol (78.4 °C). Para realizar este proceso la mezcla resultante se agrega a columnas en donde la diferencia de temperatura se alcanza al adicionar calor en el fondo con rehervidores, y enfriamiento en la parte superior (cima) con condensadores; como se observa en la Figura 2.

Figura 2. Diagrama esquemático del proceso de destilación de bioetanol a nivel industrial



(CENICAÑA, 2008).

D. Contaminación microbiológica durante la producción de bioetanol

Los microorganismos se introducen en los procesos industriales a través de la materia prima, agua o aire. Durante los procesos de fermentación instalados en destilerías brasileñas tienen dificultad para mantener asépticos el sustrato a fermentar, favoreciendo el desarrollo de microorganismos contaminantes como bacterias y levaduras. El mayor daño causado por la contaminación bacteriana es la degradación de sacarosa o azúcares y la formación de ácidos orgánicos que causan daño a las levaduras (Camolez y Mutton, 2005). En destilerías de la región noreste de Brasil se ha encontrado contaminación bacteriana y se han aislado 24 especies de levaduras, tales como *Dekkera bruxellensis* y *Candida tropicalis*. La presencia de estos microorganismos ralentiza el rendimiento de etanol ya que su metabolismo es más lento que el de *Saccharomyces cerevisiae* (Nolasco, 2010).

También han sido identificadas bacterias en los mostos utilizados para la fermentación. Los contaminantes bacterianos más importantes en el proceso de fermentación alcohólica son las bacterias Gram-positivo (98.52%) (Gallo y Canhos, 1991). Los géneros bacterianos más frecuentes son *Lactobacillus* y *Bacillus*. Klaushofer *et al.*, (1998) reportaron cuatro grandes grupos encontrados en mostos: (1) formadores de biofilms, como *Leuconostoc* sp.; formadores de esporas, como *Bacillus* sp.; (3) aerobios no formadores de esporas, como *Escherichia coli* y (4) diversas levaduras (Klaushofer *et al.*, 1998). En una encuesta realizada por el sistema de de molinos COPERSUCAR mostró que la contaminación microbiana durante la fermentación es responsable del 30% al 60% de las pérdidas económicas en el sector azucarero y de producción de alcohol. Además pueden ser citado el aumento de los costos debido al uso continuo de antibióticos para el control de los contaminantes microbianos (Nolasco, 2010).

1. Microorganismos más relevantes en la contaminación de la fermentación alcohólica

a. Bacterias ácido lácticas y ácido acéticas. Se ha encontrado que en la mayoría de los casos las bacterias ácido lácticas (LAB), del género *Lactobacillus* sp. son la contaminación predominante en los procesos de fermentación alcohólica. Esto se debe a que pueden sobrevivir en condiciones de alta concentración de etanol, bajo pH y concentraciones reducidas de oxígeno; por lo que están adaptadas a las condiciones de las fermentaciones alcohólicas. Sin embargo, este tipo de bacterias no son las únicas que se han encontrado, la presencia de bacterias ácido acéticas son también importantes (Beckner *et al.*, 2011). Según la literatura, por cada 90 g de ácido láctico o 60 g de ácido acético que se produce, se pudo haber originado 46 g de etanol (Russell, 2003).

El efecto de la contaminación de estas bacterias en la producción de etanol ha sido ampliamente estudiado en el laboratorio, y se ha demostrado que no sólo compiten con las levaduras por los nutrientes del sustrato, sino que los ácidos orgánicos en pH bajo son fungistáticos y fungicidas; en consecuencia, son inhibidores del crecimiento de la levadura, lo que disminuye la producción de etanol (Neal *et al.*, 1965; Thomas *et al.*, 2002). Por ejemplo, Maiorella y colegas (1983) reportaron una reducción del 80% en la densidad de *Saccharomyces cerevisiae* cuando el medio estaba en contacto con 70 g/L de etanol, 7.5 g/L de ácido acético o 38 g/L de ácido láctico. Así mismo, se ha reportado que concentraciones mayores a 0.05% (m/v) de ácido acético y mayores de 0.8% (m/v) de ácido láctico pueden afectar el crecimiento de la levadura (Russell, 2003).

Básicamente, el mecanismo por el cual el ácido láctico inhibe a la levadura consiste en que la forma no disociada del ácido (más hidrófoba) se difunde por la membrana celular y dentro de la célula se disocia, lo que libera iones de H⁺ que acidifican el citoplasma (Axelsson *et al.*, 1989; Piard y Desmazeaud, 1991). Además, el ácido no disociado al tener contacto con la membrana celular destruye el gradiente

electroquímico de protones, lo que provoca la muerte de la levadura (Eklund, 1989). Al igual que el ácido láctico, el ácido acético interrumpe el gradiente electroquímico de protones, sin embargo, el efecto de éste último dependerá de la disminución del pH que causa el ácido láctico (Eklund, 1989; Freese *et al.*, 1973). Así mismo, es importante añadir que LAB produce otros compuestos, por ejemplo: reuterina, diacetilo y ácidos grasos, que contribuirán a la inhibición de la producción de etanol (Beckner *et al.*, 2011).

b. Levaduras silvestres. Otros contaminantes en el proceso de fermentación alcohólica son las levaduras silvestres⁷. Las levaduras silvestres deben adaptarse a las altas concentraciones de azúcar, alta presión osmótica, condiciones parciales de anaerobiosis, deficiencia de nitrógeno y presencia de etanol (van Dijken y Scheffers, 1986; Vigentini *et al.*, 2008). No obstante, esto no le presenta dificultad porque pueden encontrarse en una gran variedad de ambientes por su capacidad para utilizar diversos sustratos, su tolerancia a bajos valores de pH, temperatura y actividad acuosa (a_w)⁸ (Membré *et al.*, 1999). La entrada de las levaduras silvestres al proceso de fermentación puede ocurrir no sólo por las materias primas, sino que por el aire, agua, o pueden ser transportadas por insectos (Reed y Nagodawithana, 1991). Se considera esta contaminación un grave problema porque las condiciones en las que crece *S. cerevisiae* favorece también a las levaduras silvestres; así mismo, no se puede controlar a las levaduras silvestres sin afectar a *S. cerevisiae* (Beckner *et al.*, 2011; Reed y Nagodawithana, 1991).

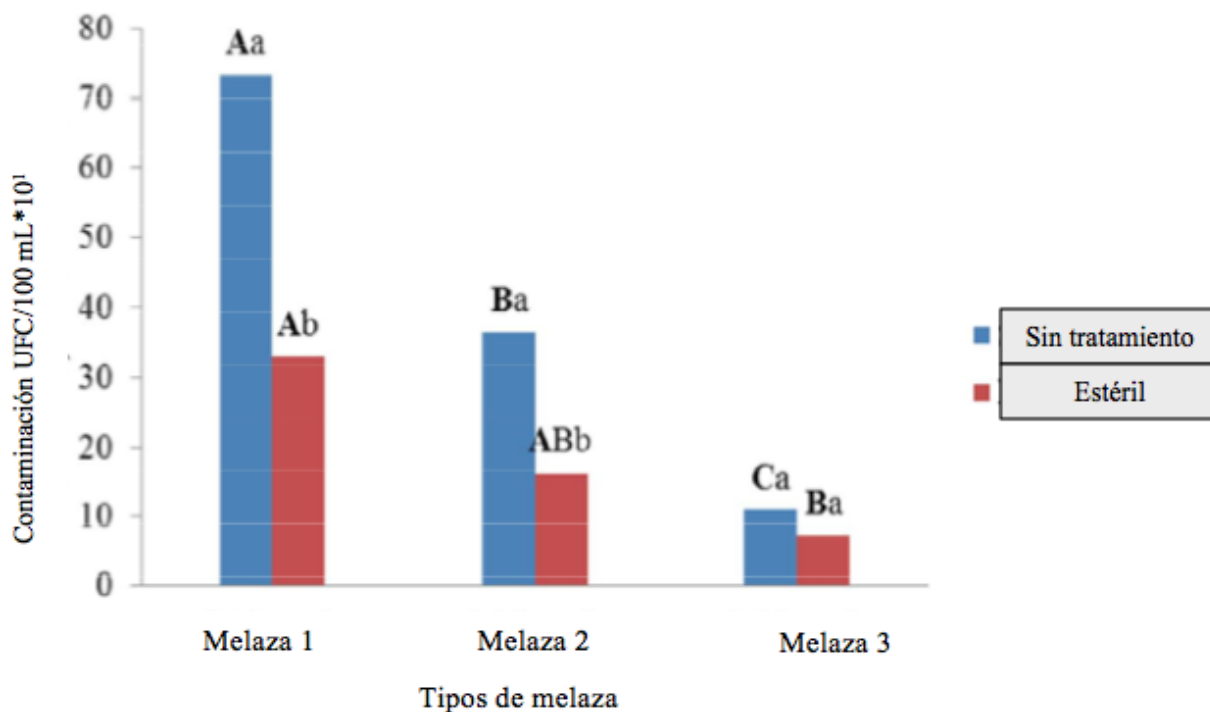
Las levaduras silvestres que se han asociado con una disminución de la productividad en la producción de bioetanol son: *Dekkera bruxellensis*, *Candida tropicalis*, *Pichia galeiformis* y *Candida* sp. Sin embargo, la especie más problemática y principal contaminante es *Dekkera bruxellensis* (Abbott e Ingledew, 2005; Basílio *et al.*, 2008; Tavares, 1995). Esto se debe a que esta especie en crecimiento aeróbico puede excretar productos inhibitorios como el ácido acético, que como se mencionó anteriormente, inhibirán el crecimiento de la cepa cultivo que es óptima para el proceso (Abbott *et al.*, 2005; Abbott e Ingledew, 2005; de Souza Liberal *et al.*, 2005). En estos casos es ineficiente realizar lavados del equipo con ácido, ya que la mayoría de las levaduras silvestres son más ácido tolerantes que la levadura del cultivo (Russell, 2003; Schifferdecker *et al.*, 2014). Así mismo, esta cepa es relevante porque se ha reportado que puede usar etanol como fuente de carbono, especialmente cuando las otras fuentes son escasas (Dias *et al.*, 2003). Por esto, aunque crece más lentamente que *S. cerevisiae*, la competición se llevará a cabo en las últimas etapas de la fermentación; disminuyendo el rendimiento de etanol en general (Abbott e Ingledew, 2005; Dias *et al.*, 2003).

⁷ Levadura silvestre: se refiere a cualquier otra levadura presente en la fermentación que sea distinta a la cepa de cultivo utilizada con el propósito de producir bioetanol (Reed y Nagodawithana, 1991; Tracey *et al.*, 1984).

⁸ Actividad acuosa (a_w): es la razón entre la presión de vapor por encima de una solución y la presión de vapor del agua pura a la misma temperatura (Feiner, 2006).

2. Contaminación microbiológica del agua usada para diluir la melaza de caña de azúcar. La presencia de levaduras y de bacterias naturales en el proceso de fermentación es un problema en las destilerías de todo el mundo ya que contribuyen a disminuir la eficiencia del etanol. El agua contaminada sin tratamiento mantiene un gran número de bacterias y los productos de su metabolismo en el proceso fermentativo. Estos pueden llegar a ser tóxicos para *Saccharomyces cerevisiae*, impidiendo que produzca etanol (Piskur *et al.*, 2006). La presencia de microorganismos no deseados en el mosto puede afectar el proceso de fermentación mediante el consumo de azúcar, caída de la viabilidad celular de la levadura, formación de biofilms, floculación de levaduras, entre otras acciones. En un estudio realizado por Lazerati *et al.*, 2014, se determinó que la dilución de la melaza obtenida de diferentes fuentes con agua estéril tenía menor contaminación de aerobios totales que la melaza diluida con agua sin tratar (Ver Figura 3). Esta contaminación del mosto causa pérdidas en el rendimiento de etanol. La presencia de 10^6 - 10^8 células de bacterias por mililitro, reduce hasta un 3% el rendimiento de etanol (Dolan, 1976).

Figura 3. Contaminación microbiológica observada para los mostos producidos con tres diferentes melazas diluidas con agua estéril o sin tratamiento



(Lazerati *et al.*, 2014)

3. Microorganismos más relevantes en la contaminación de la melaza de caña de azúcar. El principal contaminante de las fermentaciones de melaza es *Leuconostoc mesenteroides*, que es una bacteria que polimeriza las moléculas de sacarosa en cadenas de dextrano. Esto provoca la pérdida en el rendimiento del proceso de producción de bioetanol, y la formación de espuma en los fermentadores. Así mismo, otra bacteria que ocasionalmente se presenta es *Zymomonas mobilis*. Esta bacteria aunque puede fermentar los azúcares a etanol, tiene un efecto secundario, el cual es reducir los compuestos de azufre y generar un olor a sulfuro de hidrógeno, que en el caso de la producción de bebidas alcohólicas, disminuye la calidad de éstas al afectar las propiedades organolépticas (Piggot, 2003).

4. Microorganismos más relevantes en la contaminación del agua

a. Coliformes totales. Pertenecen a la familia *Enterobacteriaceae* y se caracterizan por ser lactosa positiva. Son clasificadas dentro del grupo de las bacterias Gram-negativo y tienen una morfología de bacilo. Tienen la capacidad de fermentar glucosa, también. Son usualmente monitoreados en el agua, debido a que son indicadores de contaminación. Indican la posible presencia de microorganismos patógenos, virus y protozoos. Los miembros de coliformes totales pueden estar en las heces humanas, pero algunos también pueden estar presentes en el estiércol animal, el suelo y material lignocelulósico. Constituyen el estándar usado para agua potable ya que indica que hay una fuente de contaminación externa (United States Environment Protection Agency, 2012).

b. Bacterias heterotróficas. Son microorganismos que requieren carbono orgánico para su crecimiento. Están presentes en todo tipo de aguas. En las aguas subterráneas los niveles son más bajos porque la disposición de carbono orgánico disponible es limitado. Los altos niveles de bacterias heterotróficas indican la presencia de altas concentraciones de bacterias viables en el agua (Bartram *et al.*, 2003).

c. Mohos y levaduras. Los hongos son un grupo de organismos eucariotas, heterótrofos, esencialmente aerobios con capacidades anaeróbicas. Pueden ser levaduras, mohos o una combinación de ambos. Son microorganismos que tienen requisitos ambientales relativamente versátiles, pueden sobrevivir a pH que van desde 2 hasta 9. Su rango de temperatura es amplio, desde 10 a 35°C. Las levaduras son formas unicelulares que se reproducen por gemación, mientras que los mohos forman hifas multicelulares. Los hongos pueden utilizar un número diferentes de fuentes de carbono para satisfacer sus necesidades para la síntesis de carbohidratos, lípidos, ácidos nucleicos y proteínas (McGinnis y Tyring, 1996).

E. Métodos usados para cuantificar la carga microbiana del agua

1. Técnica de filtrado de membrana. Con este método se utiliza una membrana con un poro de alrededor 0.45 μm , la cual atrapa a las bacterias sobre su superficie. La membrana se coloca sobre un medio que permite el crecimiento y diferenciación de los organismos. La ventaja de este método es que es rápido y los resultados son precisos, ya que se agregan 100 mL de muestra o de la dilución de agua. Sin embargo, no puede usarse con agua muy turbia (Pepper *et al.*, 1995).

2. Método del mililitro directo (PetrifilmTM). A través de Petrifilm, se puede realizar conteo directo, de coliformes/ *Escherichia coli* y mohos y levaduras al agua. Petrifilm es un medio seco hidratado unido a un papel cubierto con polietileno. Su uso consiste en agregar 1 mL de la muestra de agua o de la dilución al medio. Es un método fácil de usar ya que la preparación de medios no es necesaria. La desventaja es que al agregar solamente 1 mL hay menos probabilidad de detectar microorganismos en muestras poco contaminadas (Pepper *et al.*, 1995).

F. Métodos microbiológicos para el análisis de materias primas en producción de bioetanol

Para mantener un seguimiento de la contaminación microbiológica en la fermentación alcohólica se realiza un análisis microbiológico de los sustratos principales que se utilizan en el proceso, en este caso, la melaza y el mosto de caña de azúcar. Por esto, comúnmente se lleva a cabo un recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales para proporcionar una visión general de la contaminación microbiológica (Abubaker *et al.*, 2012; R. Yang, 2012).

1. Recuento de aerobios totales. El recuento de aerobios totales conocido en inglés como “aerobic plate count” (APC) cuantifica las poblaciones de mesófilas en un producto, ya sean aerobios, anaerobios facultativos o aerotolerantes (Ray y Bhunia, 2013). Además, el recuento de aerobios totales es un indicador de la calidad microbiológica de un alimento y mide el nivel de saneamiento que se utilizó durante la manipulación –procesamiento y almacenamiento- de un alimento, al determinar el nivel de microorganismos que hay en un producto (Maturin y Peeler, 2001; Ray y Bhunia, 2013).

Esta técnica mide el número de células viables, la cual se basa en la suposición de que cada bacteria crece y se divide para producir una sola colonia. Sin embargo, este supuesto no siempre se cumple porque las bacterias con frecuencia crecen unidas en forma de cadenas o agregados; ya que comúnmente una colonia no se genera por una sola bacteria sino por segmentos cortos de una cadena o de un agregado bacteriano. Es por ello que, los recuentos de aerobios totales se reportan en unidades formadoras de colonias (UFC) (Tortora *et al.*, 2007).

Para realizar este conteo se puede utilizar el medio de cultivo PCA que se prepara de forma convencional en cajas de Petri, como cualquier otro agar. Así mismo, se puede usar Petrifilm™, los cuales son medios secos unidos a un papel recubierto de polietileno que en su superficie presenta una cuadrícula que facilita el conteo; para utilizarlos solamente se requiere su hidratación con la muestra. La ventaja de Petrifilm™ sobre los medios convencionales es que reduce el tiempo de análisis al eliminar el tiempo que se requiere para preparar y esterilizar por autoclave el medio de cultivo (Pepper *et al.*, 2005). Además, disminuye el espacio de incubación y puede ser almacenado por períodos prolongados antes de ser usado. En este caso, el que se usa es 3M™ Petrifilm™ Aerobic Count Plates el cual posee un colorante indicador que provee precisión y facilita la identificación de las colonias a las 48 horas (3M™ Food Safety Website – Product Catalog, s.f.-a).

2. Recuento de mohos y levaduras. La detección de este grupo de microorganismos es importante debido al problema de contaminación que causan por su capacidad para colonizar diversos alimentos, ya que poseen requerimientos ambientales variables. Pueden adaptarse para crecer en rangos amplios de pH desde 2 hasta arriba de 9, y de temperatura, siendo el rango óptimo de 10 a 35°C; sin embargo, pueden crecer por debajo o encima de estos valores. Así mismo, en el caso de los mohos la mayoría de especies pueden crecer en una actividad de agua relativamente baja (0.85), mientras que las levaduras necesitarán mayor humedad (Tournas *et al.*, 2001).

Para realizar el recuento de mohos y levaduras pueden utilizarse tres métodos la dilución en placa, la siembra directa en placa y Petrifilm™. La diferencia entre las dos primeras técnicas es que la siembra directa es más eficaz para la detección de especies individuales de mohos; sin embargo es menos eficiente para identificar levaduras, y para este fin se prefiere el método de dilución (Tournas *et al.*, 2001). Mientras que la diferencia con Petrifilm™, como se mencionó anteriormente, es que no se requiere preparar los medios de cultivo. Y en este caso se puede utilizar 3M™ Petrifilm™ Yeast and Mold (YM) Count Plates el cual contiene un colorante indicador para proporcionar contraste y facilitar el recuento. Los resultados se obtienen de 3 a 5 días y se distinguen las levaduras de los mohos, ya que las primeras producen colonias pequeñas, con bordes definidos, sin focos, de color azul a verde. Mientras que los mohos se observan como grandes colonias de color variable con bordes difusos y focos en el centro (3M™ Food Safety Website – Product Catalog, s.f.).

G. Tratamientos de desinfección del agua usada en procesos industriales

Los tratamientos mencionados a continuación son métodos de desinfección, los cuales reducen de 3 a 6 log los niveles microbianos, es decir, disminuyen de un 99.9% a un 99.9999% la carga microbiana. Cabe destacar que la desinfección no es un mecanismo de esterilización, lo cual requiere la ausencia de microorganismos viables (Aquafine Corporation, s.f.).

1. Lámpara ultravioleta. Se ha establecido como un método de desinfección debido a la habilidad de matar o inactivar microorganismos. El mecanismo de acción de este método consiste en que a longitudes de onda de 240 a 280 nanómetros, la radiación penetra en la pared celular externa de los microorganismos y pasa a través de la célula hasta llegar al material genético, alterándolo y por tanto inactivando a los organismos (Aquafine Corporation, s.f).

Este tratamiento no se le debe aplicar a agua demasiado contaminada con valores de turbidez mayores a 5NTU. Cuando el agua presenta una turbidez alta es necesario que se instale un sistema de prefiltración con filtros de 5 a 20 micras. Es importante recalcar que el tratamiento UV no elimina microorganismos del agua, por lo que estos pueden reparar las lesiones químicas inducidos por la lámpara a través de mecanismos enzimáticos, por lo tanto, es posible que el agua se recontamine una vez ha sido irradiada (Water Research Center, 2015).

A pesar que la luz ultravioleta es un desinfectante muy eficaz, solo puede funcionar dentro de la unidad, por lo que no hay desinfección residual en el agua para inactivar microorganismos después de haber pasado por la lámpara UV. El porcentaje de microorganismos destruidos depende de la intensidad de la luz UV, del tiempo de contacto, calidad del agua y mantenimiento adecuado del equipo. Entre los requerimientos del uso de lámparas UV se mencionan: turbidez menor a 5NTU, dureza entre 85 – 100 mg/L CaCO₃, contaminación microbiana no mayor a 1000 CFU/100 mL (Agriculture and Agri-Food Canada, 2015).

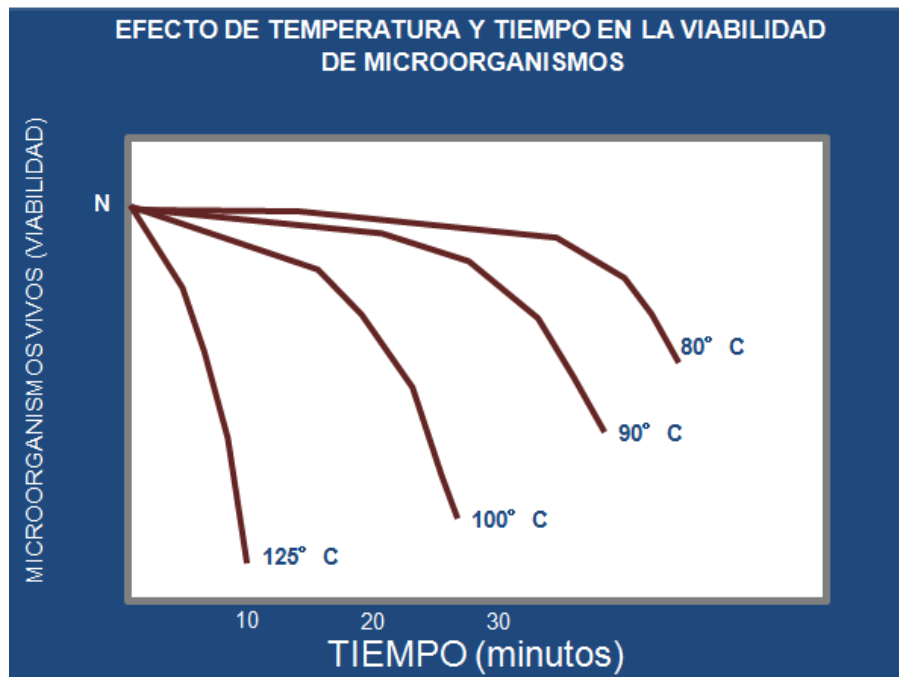
2. Cloración. La cloración es el método de desinfección más usado en el mundo y consiste en la disminución de bacterias y virus presentes en el agua. En la industria es usado para controlar el crecimiento de microorganismos en el agua usada en el proceso. El cloro se usa de forma sólida, líquida o gaseosa, siendo éste último el más usado debido a su bajo costo. La cantidad de cloro va disminuyendo conforme va desinfectando, pero antes que el agua entre al proceso es importante remover las trazas de cloro residuales, para lo cual se usan filtros de carbono (US EPA, 1991). El mecanismo de acción del cloro consiste en que al ser un oxidante selectivo reacciona con avidez con una variedad de componentes celulares y afecta a los procesos metabólicos de los microorganismos, por lo que se debe de utilizar la concentración adecuada, con el fin de inactivar células (Virto *et al.*, 2005). Para llevar a cabo este método se necesita un tanque de retención para lograr un tiempo de contacto apropiado ya que un mayor contacto entre el cloro y los microorganismos significa un tiempo de contacto apropiado (Oram, 2015).

3. Ozonificación. El ozono es un gas inestable que comprende tres átomos de oxígeno y es usado para desinfectar agua. Consiste en el mejor tratamiento para controlar el crecimiento microbiano, mostrando

reducciones logarítmicas de 3.3, 3.0 y 1.2 log para bacterias ácido lácticas, coliformes y bacterias anaeróbicas, respectivamente. Además de controlar el crecimiento microbiano, tiene la capacidad de disminuir las concentraciones de hierro, manganeso y azufre, ya que reacciona con estos compuestos y forman óxidos metálicos insolubles que se retiran en un proceso de post-filtración (Ozone Solution, 2015). Tiene la desventaja que requiere un tratamiento previo de reducción de dureza para evitar la formación de incrustaciones de carbonato. Además se requiere un monitoreo del pH del agua, debido que a pH menor a 6, el ozono está principalmente en su forma molecular. Sin embargo, conforme el pH aumenta, la descomposición de ozono para producir el radical libre hidroxilo es más rápida.

4.Efecto de temperatura y tiempo en la viabilidad de microorganismos. Se ha identificado una dependencia directa entre el tiempo de exposición al calor, la temperatura de exposición y la cantidad de microorganismos presentes en la melaza como se describe en la siguiente figura:

Figura 4. Efecto de la temperatura y tiempo de tratamiento en la presencia de microorganismos



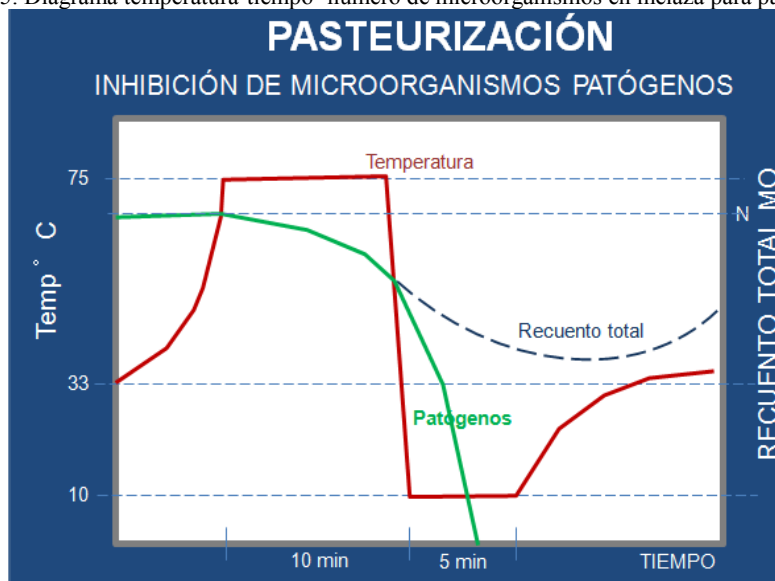
(Espinoza, 2015).

Existen dos mecanismos principales para la realización del tratamiento térmico para la reducción de microorganismos los cuales son:

- Pasteurización
- Esterilización

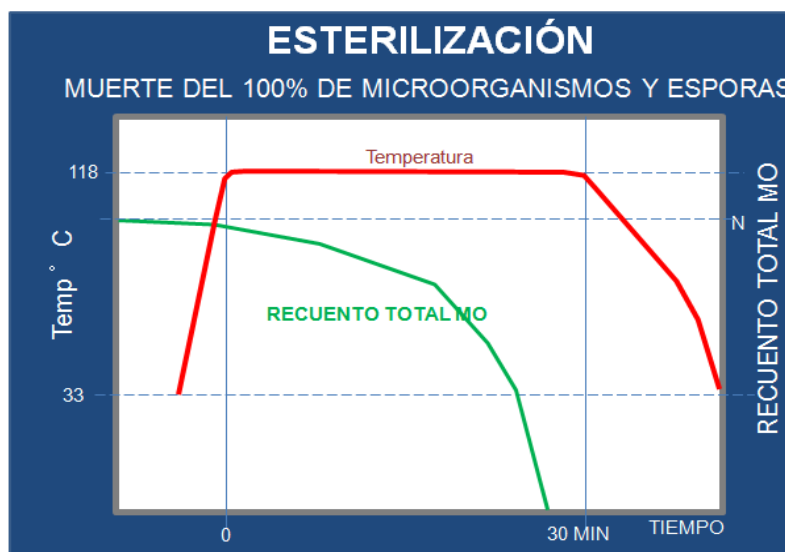
El primero se caracteriza porque no necesita temperaturas muy altas para su realización, en cambio necesita un choque térmico severo para lograr un fuerte estrés en los microorganismos acabando con ellos en un tiempo corto (Espinoza, 2015).

Figura 5. Diagrama temperatura-tiempo- número de microorganismos en melaza para pasteurización



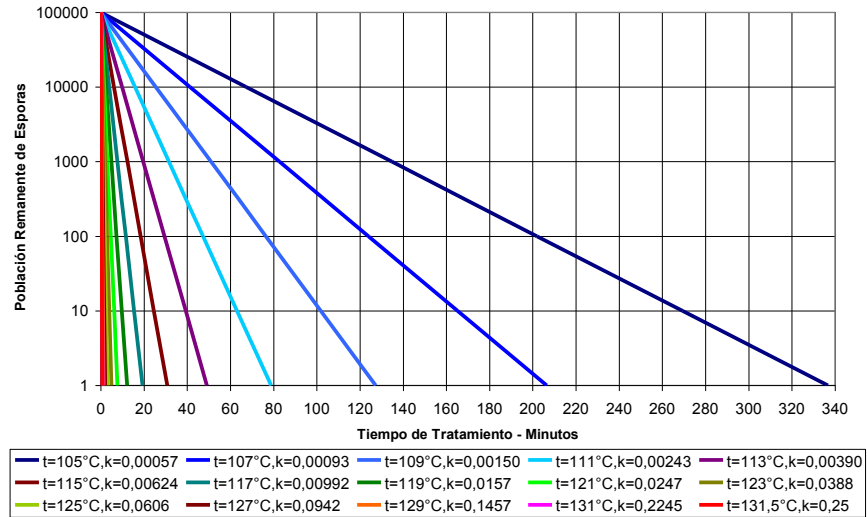
Por otro lado la esterilización necesita un calentamiento a temperaturas relativamente más altas, comparadas con la pasteurización, pero no necesita del choque térmico, es suficiente con el calentamiento por un tiempo prolongado de tiempo para acabar con los microorganismos (Espinoza, 2015).

Figura 6. Diagrama temperatura-tiempo-número de microorganismos en melaza para esterilización



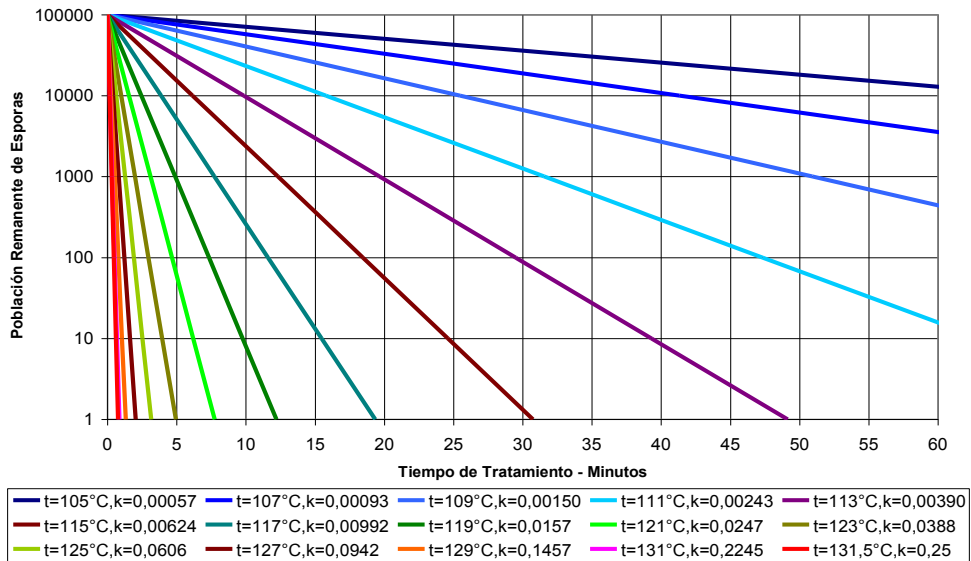
Como recomienda (Alberú, 2015) en pasteurización y esterilización de melaza es necesario 2-5 minutos de tiempo de residencia a una temperatura de 130°C para la melaza, esto para asegurar la esterilización de la melaza. Para ilustrar lo anterior se ha tomado como ejemplo las esporas del “*Bacillus Stearothermophilus 1518*”. Se toma como partida una población inicial de 10^5 UFC/mL. (Alberu, 2015).

Figura 7. Supervivencia de las esporas al tratamiento térmico 1.



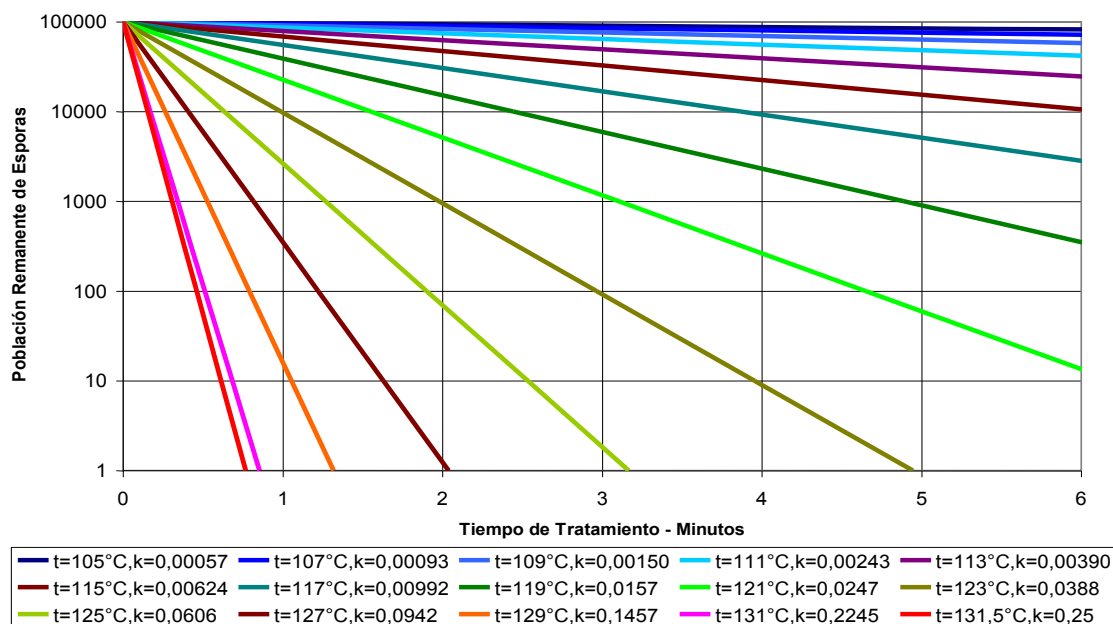
(Alberu, 2015)

Figura 8. Supervivencia de las esporas al tratamiento térmico 2.



(Alberu, 2015)

Figura 9. Supervivencia de las esporas al tratamiento térmico 3.



(Alberu, 2015)

H.Fluido

Es aquella sustancia que no puede resistir un esfuerzo cortante, ya que se deforma y lo sigue haciendo mientras este esfuerzo esté presente. Esto genera un movimiento por parte del fluido el cual hace que cambie de posición respecto a un contorno sólido (Saldarriaga, 2007). Dependiendo del comportamiento de la densidad ante una determinada presión, los fluidos pueden clasificarse como incompresibles y compresibles. En el caso de los primeros, estos tienden a modificar de una manera no apreciable su densidad ante presiones muy elevadas. En cambio, los fluidos compresibles este valor sí cambia al ser sometidos a diferentes valores de presión por lo que las ecuaciones a utilizar son diferentes a las usadas para los fluidos anteriores. En las industrias, el flujo de fluidos no compresibles es más común. (McCabe *et al.*, 2007).

1.Flujos. Es el movimiento de un fluido en relación a un sistema inercial, por ejemplo el de agua subterránea a través del subsuelo y el movimiento de un líquido a través de una tubería. Existen tres variables básicas que describen el movimiento que son: desplazamiento, velocidad y aceleración. Estas tres pueden variar en función del espacio: fluidos uniformes (cuando las propiedades anteriores no cambian) y fluidos no uniformes (propiedades sí cambian). Además, las propiedades pueden variar en función del tiempo: fluidos estacionarios (propiedades permanecen constantes a lo largo del tiempo) y fluidos no

estacionarios (propiedades cambian). Estas variaciones de tiempo y espacio pueden darse o no simultáneamente (Saldarriaga, 2007).

El tipo de flujo que no está sometido a límites sólidos, no es compresible y tiene viscosidad cero se le conoce como flujo potencial. Además de lo anterior, en estos flujos no hay remolinos ni fricción. En regiones muy cercanas a los límites sólidos se puede decir que existe flujo potencial pero de lo contrario las fuerzas de corte son apreciables. Los fluidos que van a velocidades bajas y poseen viscosidades grandes el efecto que tiene el sólido sobre el fluido es apreciable únicamente en una región, conocida como capa límite. El resto va en flujo potencial (McCabe *et al.*, 2007).

En tuberías, es necesaria la descripción de las variables velocidad, tensión de corte y la relación entre ellas: viscosidad. Para explicarlas mejor, primero se ilustrará cómo cambia la velocidad del fluido en un campo dentro de la tubería. En la interfase líquido-sólido la velocidad del fluido es cero y a medida que este se aleja de los límites de un sólido la velocidad tiende a aumentar, lo que genera un perfil de velocidad. Para analizar este fenómeno, es recomendable considerar que el fluido se mueve en diferentes capas o planos, de manera que cada uno tiene diferentes velocidades mientras se aleja de la superficie. La razón de este fenómeno es la transferencia de momento, la cual ocurre desde regiones de alta velocidad hacia las de menores. Este gradiente de velocidad es la fuerza motriz de flujos de fluidos (McCabe *et al.*, 2007).

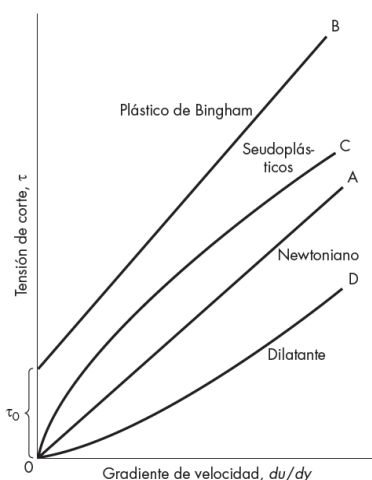
Es muy importante definir también la tensión de corte, que se refiere a la fuerza ejercida por el fluido de una capa superior por un área del plano de corte. La capa límite es la parte del fluido que está alterada debido a un límite sólido. En tubos rectos, la capa límite comienza a formarse en la entrada y a medida que el fluido se adentra el espesor de la capa aumenta. A medida que sigue avanzando el fluido, esta capa alcanza el centro del tubo, en donde el tubo alcanza su distribución final que se denomina flujo totalmente desarrollado.

I.Reología

Dependiendo las propiedades de los fluidos, la relación de tensión de corte y velocidad de corte varían, presentando diferentes comportamientos. Cuando esta relación es lineal, el fluido se denomina newtoniano. Los líquidos más simples como el agua entran en esta categoría. Los fluidos que no forman parte del grupo anterior se clasifican como no newtonianos. Entre estos se incluyen: plásticos de Bingham, fluidos pseudoplástico y fluidos dilatantes. Un ejemplo de un fluido que se comporta como el primero es el agua residual lodosa. El látex de caucho ilustra a los fluidos pseudoplásticos mientras que las arenas movedizas suelen clasificarse como fluidos dilatantes. A continuación se ilustra el comportamiento de la tensión de corte y gradiente de velocidad de los fluidos anteriormente descritos. Es importante mencionar que algunos fluidos modifican sus propiedades al ser sometidos por un determinado tiempo a una tensión de corte. Por

ejemplo, los líquidos tixotrópicos cambian su viscosidad al ser sometidos a una tensión de corte por un largo tiempo (McCabe *et al.*, 2007).

Figura 10. Relación de tensión y velocidad de corte para diferentes de fluidos.



(McCabe *et al.*, 2007)

Algunos ejemplos de fluidos newtonianos utilizados en la planta productora de alcohol son: agua, etanol y metanol. El agua es un compuesto muy común en la naturaleza. Su característica más sobresaliente es su capacidad para disolver ciertos materiales, como las sales, al formar soluciones iónicas. El agua se puede encontrar en estado líquido, sólido o gaseoso normalmente, dependiendo de la temperatura y presión a la que se encuentre. El diagrama de fases del agua permite predecir en qué fase se encontrará el agua según las diferentes condiciones de temperatura y presión. El punto normal de ebullición de este compuesto es de 100 °C, mientras que su punto de fusión es de 0°C (Barrow, 1975).

El etanol es un alcohol inflamable de fórmula C_2H_5OH el cual es usado primariamente como solvente, principalmente en productos de resinas, farmacéuticos, cosméticos, perfumes, combustibles, entre otros. Este es un líquido incoloro, volátil y con olor y sabor a alcohol. Otras de sus propiedades físicas y químicas son las siguientes: punto de ebullición de 78.3°C, punto de fusión de -114°C, presión de vapor de 43 torr a 20°C, peso específico relativo de 0.780 a 20°C, soluble en agua, acetona, éter, cloroformo y benceno. Su toxicidad es mucho menor que la del metanol y propanol. La ingestión es más peligrosa que su inhalación. La ingestión de 250-500mL puede ser fatal para el sistema nervioso central. No se recomienda inhalar concentraciones de vapor de etanol superiores a 10,000ppm. Punto de auto ignición es de 363°C (Patnaik, 2007).

El metanol es el primer miembro de los alcoholes alifáticos. Este compuesto es usado en la producción de formaldehído, ácido acético, ter-butil metil éter y otros químicos intermediarios. Asimismo, puede utilizarse como un combustible alternativo al diésel. Es un líquido incoloro con un olor suave. Entre sus propiedades físicas y químicas se encuentran que su punto de ebullición es de 65.1°C, punto de fusión de -93.9°C, peso específico relativo de 0.7914 a 20°C. Es miscible en agua, éter, acetona, benceno y cloroformo. Su ingestión en bebidas alcohólicas puede provocar la muerte, ya que es altamente tóxico. Se recomienda exposiciones de vapores a concentraciones menores de 2000 ppm ya que de lo contrario se podrían presentar problemas en el tracto respiratorio debido a inhalación. Es muy inflamable y su punto de auto ignición es de 240°C (Patnaik, 2007).

J. Viscosidad

Para fluidos newtonianos, la viscosidad (μ) se define como la constante de proporcionalidad entre la relación de corte y la velocidad de corte. En el SI, la viscosidad se expresa en kilogramos por metro-segundo, en el cgs como gramos por centímetro-segundo o Poise y en el sistema inglés como lb/ft*s. En los líquidos la viscosidad suele aumentar con el peso molecular y contrario a lo que sucede con los gases, suele disminuir a medida que aumenta la temperatura. La viscosidad cinemática es la relación entre la viscosidad absoluta y la densidad del fluido y se representa con la letra ν . En el SI se expresa en metros cuadrados por segundo, en el cgs en stoke (ST) y en el inglés en pie cuadrado por segundo (McCabe *et al.*, 2007). La variación de la viscosidad de un líquido debido a la presión puede ser despreciada (Castro, 2005).

K. Número de Reynolds

Es un número adimensional que permite determinar clasificar el flujo de un fluido en tuberías para aplicar determinadas ecuaciones. Esto se hace a partir de la relación de cuatro variables que son: diámetro del tubo, viscosidad, densidad y velocidad promedio del líquido. A continuación se muestra la ecuación para determinar el número de Reynolds (Re):

$$Re = \frac{D\bar{V}\rho}{\mu}$$

(Ecuación 1)

Donde D es el diámetro del tubo, \bar{V} es la velocidad promedio del líquido, μ es la viscosidad del líquido, ρ representa la densidad del líquido y ν la viscosidad cinemática del líquido. Es importante indicar que en caso la tubería no sea circular es posible también utilizar la expresión anterior (y otras que dependan del diámetro) para tubos y tuberías no circulares, siempre y cuando se encuentre una expresión análoga para el diámetro. Esta nueva magnitud se conoce como diámetro equivalente (D_{eq}) y es igual a cuatro veces el

radio hidráulico (r_H). Este radio es la división entre el área transversal del conducto entre el perímetro que está en contacto con el fluido (McCabe *et al.*, 2007).

A partir del número de Reynolds, los fluidos pueden clasificarse como laminar, turbulento y crítico o de transición. Si el número es menor a 2100 se dice que es laminar. Cuando es mayor a 4000 se dice que es turbulento. El estado crítico ocurre cuando el número de Reynolds se encuentra entre 2100 y 4000. En el flujo laminar, se dice que el fluido se desplaza entre las capas del fluido, lo que ayuda a que el flujo ocurra sin remolinos o turbulencia visible. Los flujos turbulentos vienen acompañados por remolinos y otras perturbaciones. La zona de transición es un poco complicada, ya que el régimen del fluido puede poseer tanto características como del flujo laminar como del turbulento (Shashi, 2005).

L. Balance de masa en flujo de fluidos

Existen dos ecuaciones básicas para el flujo de fluidos, las cuales provienen de un balance de masa y energía. Las ecuaciones se conocen como continuidad y Bernoulli, respectivamente. En el balance de masa resulta útil saber que la mayoría de fluidos en tubos son generalmente líquidos y estos son casi incompresibles. De esta forma, es posible considerar su densidad constante a lo largo del trayecto sin algún error apreciable. En una tubería, la ecuación de continuidad se convierte en esta forma (McCabe *et al.*, 2007):

$$\dot{m} = \rho_a \bar{V}_a S_a = \rho_b \bar{V}_b S_b = \rho \bar{V} S$$

(Ecuación 2)

En el caso que la tubería sea circular:

$$\frac{\rho_a \bar{V}_a}{\rho_b \bar{V}_b} = \left(\frac{D_b}{D_a} \right)^2$$

(Ecuación 3)

M. Balance de energía en flujo de fluidos

Al realizar un balance de energía en dos tramos de tubería es posible obtener la ecuación de Bernoulli. En esta relación, cada término es escalar y sus dimensionales son unidades de energía por unidad de masa. Los términos gZ representan la energía potencial del sistema, $u^2/2$ la energía cinética y p/ρ indica el trabajo mecánico realizado sobre el fluido (McCabe *et al.*, 2007).

$$\frac{P_a}{\rho} + gZ_a + \frac{u_a^2}{2} = \frac{P_b}{\rho} + gZ_b + \frac{u_b^2}{2}$$

(Ecuación 4)

Esta ecuación se puede corregir debido a la fricción, añadiendo el término h_f al lado derecho de la ecuación anterior. Sin embargo, esto implica una corrección en los factores de la energía cinética α .

$$\frac{P_a}{\rho} + gZ_a + \frac{\alpha_a \bar{V}_a^2}{2} = \frac{P_b}{\rho} + gZ_b + \frac{\alpha_b \bar{V}_b^2}{2} + h_f$$

(Ecuación 5)

El término de corrección debido a la fricción está en función de la trayectoria de a hacia b , mientras que los demás están en función de los puntos iniciales a y finales b . Además, es importante aclarar que el signo es siempre positivo, es por esta razón que se coloca del lado derecho de la ecuación. Este factor incluye dos tipos de fricción en los fluidos que son: fricción de superficie y forma. La primera se debe a las fuerzas de corte entre las capas límite. Las últimas corresponden a la formación de estelas en el fluido.

Adicional a la fricción, es posible añadir el trabajo de bomba en la ecuación de Bernoulli con el objetivo de aumentar la energía mecánica del fluido. Debido a que la bomba presenta fuentes de fricción como en los cojinetes y sellos, es necesario definir la eficiencia de la bomba, a cual está representada por η :

$$\eta = \frac{W_p - h_{fp}}{W_p}$$

(Ecuación 6)

Posteriormente se puede añadir el trabajo de bomba del lado derecho de la ecuación de Bernoulli:

$$\frac{P_a}{\rho} + gZ_a + \frac{\alpha_a \bar{V}_a^2}{2} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + gZ_b + \frac{\alpha_b \bar{V}_b^2}{2} + h_f$$

(Ecuación 7)

Cabeza total del sistema: se define como la diferencia entre la cabeza total de descarga menos la cabeza total de succión. Tanto la carga de succión como de descarga tienen tres componentes que son: cabeza de altura, cabeza de presión y cabeza de velocidad que a menudo es afectada por fricción, por lo que se le conoce como cabeza dinámica (American Association of Drilling Engineers, 1999).

Cabeza de altura: es la distancia vertical de la superficie del líquido en el tanque de succión sobre la línea central de la bomba. Si la superficie del líquido está por debajo de la línea central, este valor es negativo lo que se conoce como altura de aspiración o suction lift en inglés. Análogamente, la cabeza de altura de descarga es la distancia vertical a la superficie del líquido más alta en la sección de descarga sobre la línea central de la bomba. Esta puede ser una altura de un líquido dentro de una tubería o bien una altura en un tanque de descarga, dependiendo de cuál es mayor. A partir de los manómetros también es posible determinar la cabeza estática, solo que esta incluye también la presión superficial (American Association of Drilling Engineers, 1999).

1.Cabeza de presión superficial. Los compartimientos de la succión y/o de la descarga pueden estar a una presión diferente que la atmosférica, razón por la cual es necesario analizar bien el sistema. Tanto la presión superficial de succión como la de descarga se convierten a pies de líquido. Una relación muy útil para determinar la relación entre cabeza en pies y la presión absoluta o manométrica surge al relacionar la presión del agua, la altura de su columna estática y corrección para cualquier fluido (McAllister, 2013).

$$\text{Presión en pies} = \frac{(\text{Presión en psia o psig}) \times (2.31)}{\text{Gravedad específica}}$$

(Ecuación 8)

2.Cabeza dinámica. Esta cabeza está ligada a la energía debido al movimiento en el fluido, además de las pérdidas por fricción. Existen tres diferentes formas de perder presión debido a la fricción en una tubería: expansión y contracción de la sección transversal, así como instalación de válvulas y accesorios. Estas se pueden sumar en una sola ecuación para determinar a h_f en la ecuación de Bernoulli. Esto se hace a través de la siguiente ecuación:

$$h_f = \left(4f \frac{L}{D} + K_c + K_e + K_f \right) \frac{\bar{V}^2}{2}$$

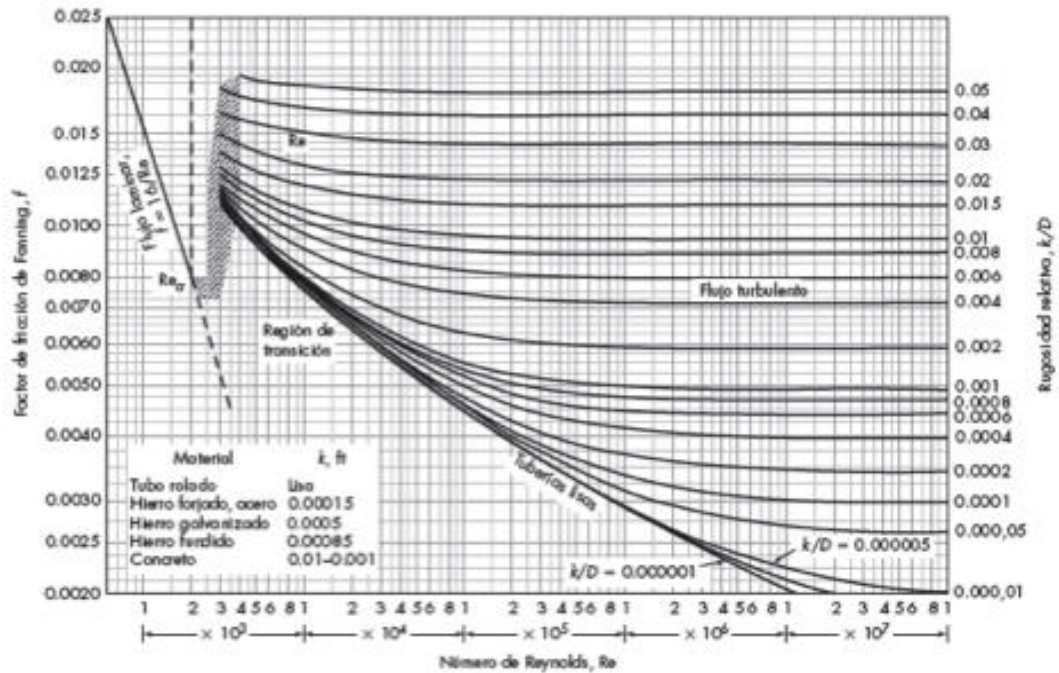
(Ecuación 9)

El primer término de la ecuación anterior, es el factor de fricción. Las ecuaciones para el cálculo de este varía en función del régimen del flujo (laminar o turbulento) y la rugosidad de la tubería.

a.Efecto de la rugosidad en tuberías. Existe un parámetro de rugosidad k que se utiliza para determinar que tanto una tubería difiere de una tubería lisa. Para tuberías limpias y nuevas este factor no es cero. La carta gráfica del factor de fricción, también llamada Diagrama de Moody es útil para diseño de

tuberías circulares lisas y rugosas para fluidos newtonianos, a partir de la relación del coeficiente de fricción de Fanning y el número de Reynolds. A continuación se muestra la carta gráfica del factor de fricción (McCabe *et al.*, 2007).

Figura 11. Carta gráfica del factor de fricción para tuberías.



(McCabe *et al.*, 2007)

Pérdidas debido a la expansión de una sección transversal: el fluido se separa de la pared y luego se expande en forma de chorro. A una determinada distancia vuelve a ocupar por completo la sección transversal, lo cual ocasiona que se cree un espacio que tiene fricción apreciable. Para determinar el coeficiente de pérdida por expansión se recomienda utilizar la siguiente relación (McCabe *et al.*, 2007):

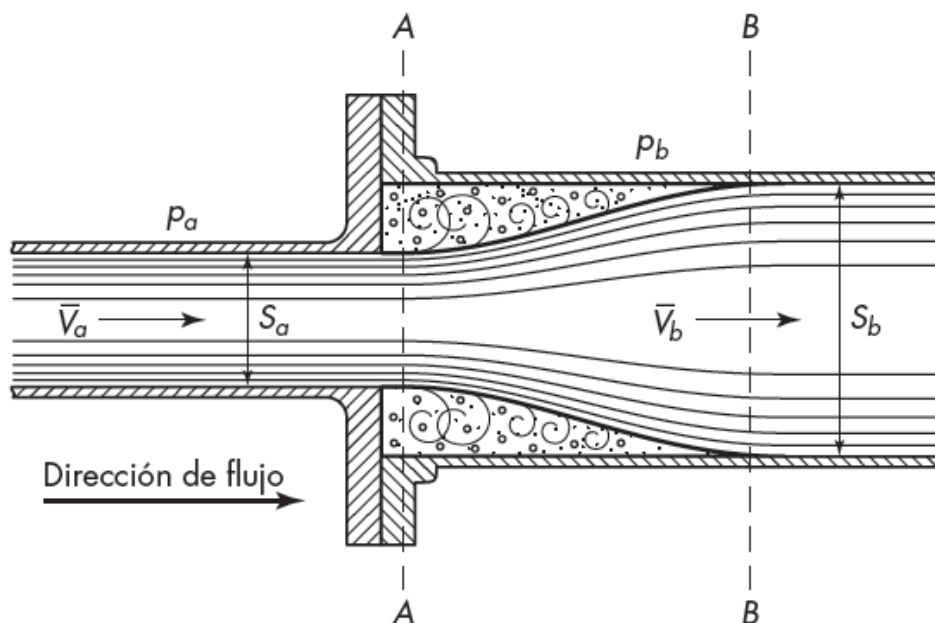
$$K_e = \left(1 - \frac{S_a}{S_b}\right)^2$$

(Ecuación 10)

Donde K_e es el coeficiente de pérdida por expansión, S_a es el área de la sección transversal antes de la expansión y S_b el área luego de la expansión. A continuación se ilustra el fenómeno de expansión

considerando un volumen de control. Entre la línea AA y BB la fricción es considerable debido a la formación de remolinos.

Figura 12. Expansión súbita en una tubería



(McCabe *et al.*, 2007)

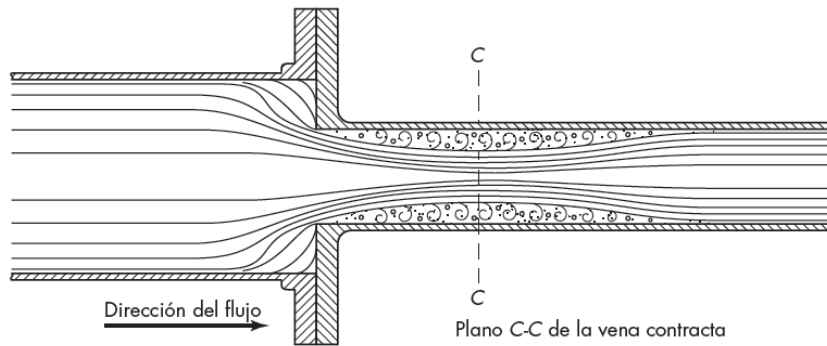
Pérdidas debido a la contracción de una sección transversal: en este caso, el fluido no se mantiene pegada a la pared de inmediato, sino más bien pierde el contacto por una determinada longitud. El flujo se contrae hasta un área mínima denominada vena contracta y luego se reestablece hasta ocupar toda el área transversal. Se forman vórtices a lo largo de la contracción y expansión que ocurre. Para determinar el coeficiente K_c se usa la siguiente ecuación (McCabe *et al.*, 2007):

$$K_c = 0.4 \left(1 - \frac{S_a}{S_b} \right)$$

(Ecuación 11)

Donde K_c es el coeficiente de pérdida por contracción, S_a es el área de la sección transversal antes de la contracción y S_b el área luego de la misma. En la siguiente figura, se ilustra el fenómeno de contracción donde la línea CC muestra la vena contracta.

Figura 13. Contracción súbita en una tubería



(McCabe *et al.*, 2007).

Efectos de válvulas y accesorios: estas modifican las trayectorias del fluido, produciendo fricción. Mientras más válvulas y accesorios existan en un tramo, más será la pérdida ocasionada por estos. El factor K_f se obtiene de manera experimental y para los accesorios más comunes se presenta la siguiente figura:

Figura 14. Valores de coeficientes de fricción para diferentes accesorios

Accesorio	K_f
Codo estándar	
45°	0.35
90°	0.75
T	
En líneas rectas	0.4
Usados como codo	1.0
Retorno, 180°	1.5
Válvula de compuerta	
Semiabierta	4.5
Completamente abierta	0.17
Válvula de ángulo, completamente abierta	2.0
Válvula de globo, completamente abierta	6.0

(Perry y Green, 2001).

N. Tipos de válvulas

Las válvulas son dispositivos que disminuyen o detienen totalmente el flujo de un fluido a partir de colocar un obstáculo en la trayectoria del fluido, lo que genera una gran caída de presión. Algunas válvulas

funcionan abiertas o cerradas por completo, mientras que otras pueden graduarse para aumentar o disminuir secuencialmente la presión o velocidad del fluido. Entre los tipos más comunes de válvulas se encuentran las de compuerta, globo, pistón, bola, entre otras.

Las válvulas de compuerta son uno de los dos tipos más comunes utilizados en la industria debido a que al estar completamente abierta genera sólo una pequeña caída de presión. Esto se debe a que cuando se abre totalmente, el disco se eleva dentro del cabezal, evitando la interrupción del fluido. Sin embargo, estas válvulas no son recomendables para regular el flujo así que solo pueden estar completamente abiertas o cerradas.

Las válvulas de globo son otro tipo muy común en la industria y su nombre se debe a que los primeros diseños eran esféricos. Estas son utilizadas para controlar velocidad del flujo, pero debido a que el fluido pasa por una abertura menor al de la tubería y cambia de dirección, se genera una considerable caída de presión. En la automatización, las válvulas de control automático son similares a las de globo excepto por el volante manual que es cambiado por un activador neumático o eléctrico.

Las válvulas de pistón tienen dos grandes ventajas frente a otras, lo que las hace únicas e imprescindibles para procesos químicos. Primero, su diseño minimiza la caída de presión del fluido al estar completamente abierta. Y segundo, no es necesario girar completamente el volante para que esté totalmente abierta o cerrada. Basta con un cuarto de vuelta para poder efectuar ambos cambios de estado completamente. Puede operar en condiciones de hasta 250°C y es usada también para regular flujos.

Las válvulas de bola tienen menos problemas de alineación y congelación respecto a la válvula de pistón debido a su mecanismo. Estas pueden ser de orificios múltiples y se pueden usar en lugar de dos o tres válvulas rectilíneas. Además, permite ser utilizada como una válvula de regulación o estrangulación. Entre sus ventajas es que son rápidas para operarlas, mantenimiento fácil, no se requiere de lubricación y su caída de presión es baja (Lamadrid y Fernández, 1999).

Las válvulas de retención o de cheque permiten únicamente el flujo en una dirección por medio de un mecanismo de abertura cuando el fluido esté hacia dirección y cerrarse cuando el fluido se detiene o invierte su dirección. Esto lo hace por medio de un sistema de gravedad o resorte. Depende de la forma del disco móvil pueden ser por elevación (izquierda), bola (centro) o bisagra (derecha).

O. Tuberías y tubos

No es posible identificar ambos claramente, aunque sí existen algunas características propias de tuberías y tubos. Entre las características de las primeras se tiene que poseen pared gruesa, diámetros grandes,

longitudes de entre 6 a 12 metros, paredes rugosas y se conectan entre ellos por collarines o bridas, tornillos de roscas y piezas soldadas. Por otro lado, los tubos tienen paredes más delgadas, longitudes de varios cientos de pies, paredes lisas y son unidos por accesorios de compresión, avellanados y soldados. Ambos están hechos de materiales como metales y aleaciones, madera, cerámica y plásticos (McCabe *et al.*, 2007).

Existen dos criterios de clasificación: según diámetro y espesor de pared. Debido a que las tuberías de acero son más comunes, se toman como base en las clasificaciones. Las tuberías tienen diámetros nominales entre 1/8 a 30 pulgadas. Sin considerar el espesor de pared, todas las tuberías tienen el mismo diámetro exterior para que se puedan intercambiar accesorios. Es por ello que existe la nomenclatura que se conoce como IPS (Iron pipe size) o NPS (Normal pipe size) en donde se conocen los tamaños estándar de las tuberías. Asimismo, esta nomenclatura al estar en algún material que no sea el acero, permite saber que comparte el mismo diámetro exterior con tuberías de acero. Por otro lado, el espesor de pared para tubería se indica por medio del número de norma, el cual incrementa con el grosor. Son diez números de norma para tuberías mayores a ocho pulgadas, pero son solo cuatro números para menores a esta longitud. En el caso de tubos, debido al poco grosor, el diámetro nominal es aproximadamente igual al diámetro externo real. Para determinar el espesor de pared se usa el número BWG (Birmingham wire gauge). A continuación se muestran diferentes propiedades para diámetros nominales de tubería desde 1/8 de pulgada hasta 12 pulgadas, para cédulas 40 y 80 según The American Society for Testing and Materials (ASTM) (McCabe *et al.*, 2007).

P.Bombas

Son dispositivos que incrementan la energía mecánica del fluido sin cambiar apreciablemente la densidad del mismo. Esto lo pueden hacer por medio de la transferencia directa de presión positiva (bombas de desplazamiento positivo) o bien a partir de la transferencia de energía por mecanismos rotatorios (bombas centrífugas). Para expresar el trabajo por unidad de masa que efectúa una bomba comúnmente se expresa en unidades de longitud (metros o pies) y se le conoce como carga o cabeza desarrollada por la bomba. La carga se puede expresar como sigue en el sistema internacional (McCabe *et al.*, 2007):

$$\frac{H}{g} = \frac{p}{\rho g} + Z + \frac{\alpha \bar{V}^2}{2g}$$

(Ecuación 12)

Donde H es la carga o cabeza desarrollada en metros, g es el valor de la constante gravitacional, p es la presión del fluido a bombear, ρ es la densidad del líquido, Z es la altura a bombear y \bar{V} es la velocidad del fluido.

Es necesario indicar que en las bombas es muy importante diseñarlas teniendo una presión de vapor mucho mayor que la presión atmosférica, esto con el objetivo de que el líquido no se evapore súbitamente. Con ello se evita tener presiones inferiores y levemente superiores a la atmosférica, ya que en caso contrario puede provocar erosión. Este fenómeno se conoce como cavitación y existe una forma de determinar el valor mínimo requerido, que se conoce como carga neta de succión positiva (NPSH) que varía en función de la bomba (McCabe *et al.*, 2007):

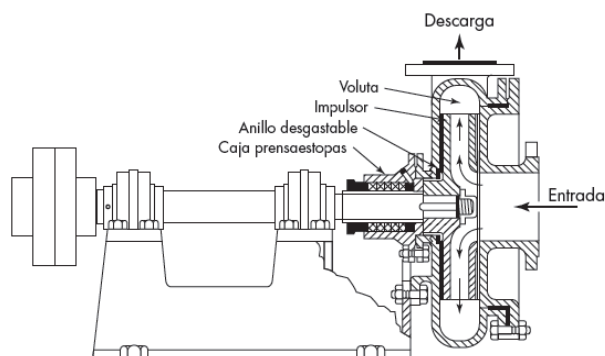
$$NPSH_A = \frac{P_{abs}}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} - \frac{p_v}{\rho g} - \frac{h_{fs}}{g} + Z$$

(Ecuación 13)

Donde P_{abs} es la presión absoluta en la superficie del depósito, p_v es la presión de vapor, h_{fs} es la fricción en la línea de succión, v_1 es la velocidad promedio en la línea de succión y Z es la altura a la que se encuentra en fluido por encima del nivel de suelo (McCabe *et al.*, 2007).

Existen dos grandes tipos de bombas: las de desplazamiento positivo y las centrífugas. En las bombas de desplazamiento positivo el fluido es transferido desde una cámara de menor presión a otra de mayor presión y se subdividen en bombas reciprocantes que contienen un pistón o émbolo y en rotatorias. Las bombas centrífugas proveen de energía mecánica al sistema por medio de transferencia de energía cinética desde un impulsor o rotor que gira a alta velocidad. En estas bombas la entrada y la descarga del fluido son perpendiculares, ya que el líquido es recibido y la misma fuerza centrífuga expulsa el fluido atrapado entre las aspas hacia una cámara (voluta) y luego a una conexión tangencial de salida. Estas bombas son bastantes usadas en las industrias y debido a la fricción del flujo la eficiencia es un poco menor al 100%. Asimismo, en ocasiones resulta útil acoplar en series dos o más bombas centrífugas con el fin de aumentar la carga de salida (McCabe *et al.*, 2007). A continuación se ilustra una bomba centrífuga de succión sencilla.

Figura 15. Partes de una bomba centrífuga común



(McCabe *et al.*, 2007).

Es importante mencionar que las bombas no operan solas. Necesitan de un motor y de energía eléctrica para operar ese motor. Tanto la bomba como el motor no son 100% eficientes. Existen pérdidas por fricción las cuales hacen que se le dé más potencia a la bomba para realizar el mismo trabajo, y mucha más potencia al motor para poder funcionar óptimamente (Hauser, 1995).

1. Potencia y eficiencia de una bomba. La potencia se refiere a la cantidad de energía por unidad de tiempo que debe de suministrarse a una bomba para que opere. La unidad más común para expresar la potencia en una bomba es el hp o horsepower, es por esta razón que pueden obtenerse tres diferentes potencias. La potencia de agua o wáter horsepower (WHP) se refiere a la salida de trabajo realizado por la bomba hacia un líquido con una determinada gravedad específica, un flujo dado y una cabeza determinada. La potencia de freno o brake horsepower (BHP) es la potencia que debe suministrarse a la bomba para poder mover cierto flujo a la cabeza deseada. Usualmente el BHP es mayor que el WHP dado que la bomba no es totalmente eficiente. Existe una tercer forma de llamar a la potencia y se le conoce como entrada al motor de potencia o motor input horsepower (EHP). Esta última es propia del motor y no de la bomba, por lo que es importante diferenciarla (Volk, 2013).

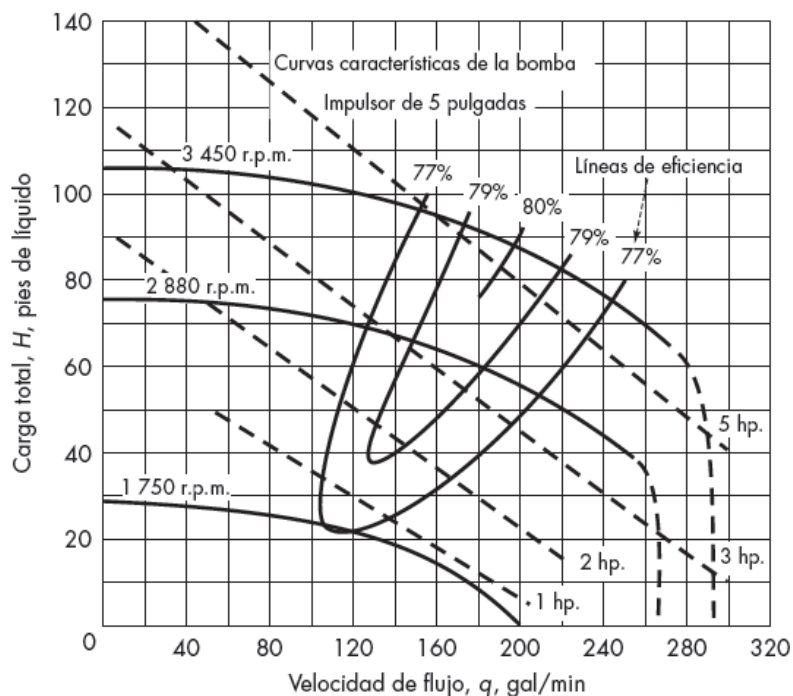
La eficiencia es la potencia producida por el dispositivo dividida entre el poder usado para producirlo. Muchas bombas operan entre 60-85% de eficiencia mientras que los motores son entre el 80 al 90% de eficiencia. Esto se debe a que el motor combina más mecanismos eléctricos mientras que la bomba es más mecánico. Al multiplicar la eficiencia del motor por la de la bomba se obtiene una eficiencia total (Hauser, 1995).

Algunas causas de pérdida de eficiencia en una bomba centrífuga se describen a continuación. Primero, las pérdidas hidráulicas consideran todas aquellas mermas que ocurren en impelente y voluta o difusor. Existe fricción en los pasajes de líquido dentro de la bomba además de cambios de dirección del fluido, lo que dificulta en ocasiones ser bombeado. Las pérdidas volumétricas ocurren cuando pequeñas cantidades de líquido desde el lado de la descarga pasan a la succión y el líquido pasa por medio de los empaques del impelente. Esto ocasiona que incluso puede generarse erosión en la bomba, además de incrementar el BHP, reducción de flujo y cabeza producida. Las pérdidas mecánicas se refieren a las pérdidas debido a la fricción de partes móviles que están en contacto dentro de la bomba. Mientras menos piezas móviles tengan la bomba, es mucho mejor debido a mantenimiento, desgaste y eficiencia. Por último, existe una resistencia del impelente a rotar debido a la proximidad con la carcasa, lo que genera una pérdida de eficiencia rotacional conocida como fricción de disco (Volk, 2013).

La eficiencia de una bomba usualmente aumenta con la velocidad de flujo en velocidades bajas, es máxima cerca de la capacidad dada por el fabricante y disminuye al seguir aumentando. La curva

característica es una curva de la capacidad de carga de bomba y son dadas usualmente por el fabricante. Permiten relacionar velocidades de flujo, cargas totales, eficiencia y potencia requerida. Es necesario conocer bien estas curvas para cada bomba en específica y maximizar la eficiencia de estas. Como se explicará posteriormente, existen ciertas relaciones entre flujo, carga total y eficiencia que se pueden establecer.

Figura 16. Ejemplo de una curva característica para una bomba centrífuga con impulsor de 125mm.



(McCabe *et al.*, 2007).

2.Relaciones fundamentales de las bombas centrífugas. Las curvas características para una bomba son válidas únicamente para una determinada velocidad de giro (n) sin variar su diámetro. Cuando se le hace trabajar a diferentes velocidades, se generan cambios en las variables de caudal, cabeza, potencia de entrada de la bomba (bhp) las cuales están regidas por leyes de semejanza o ley de afinidad (Royo y Hasta, 1996).

El caudal (Q) de la bomba cambia proporcionalmente a la velocidad de rotación de la bomba. De esta forma se puede obtener (Royo y Hasta, 1996):

$$Q_2 = Q_1 \left(\frac{n_2}{n_1} \right)$$

(Ecuación 14)

Por otro lado, la carga total de la bomba cambia según el cuadrado de la velocidad de rotación. De esta forma se obtiene (Royo y Hasta, 1996):

$$H_2 = H_1 \left(\frac{n_2}{n_1} \right)^2$$

(Ecuación 15)

La potencia de entrada a la bomba (bhp) cambia con el cubo de la velocidad de rotación, por lo que se obtiene (Royo y Hasta, 1996):

$$P_2 = P_1 \left(\frac{n_2}{n_1} \right)^3$$

(Ecuación 16)

El NPSH es proporcional al cuadrado de la variación de la velocidad, al igual que la carga total (Royo y Hasta, 1996):

$$NPSH_{R2} = NPSH_{R1} \left(\frac{n_2}{n_1} \right)^2$$

(Ecuación 17)

El rendimiento, a diferencia de las propiedades anteriores, permanece constante al cambiar la velocidad de rotación (Royo y Hasta, 1996).

3. Diseño y selección de bombas. Primero, es necesario conocer bien el sistema o condiciones donde operará la bomba. Esto implica determinar a qué altura se va a colocar, la tubería involucrada, pérdidas de presión por accesorios, propiedades del líquido a bombear, entre otras. Para ello se puede recurrir a diagramas de tubería e instrumentos, así como las hojas de flujo de proceso. Posteriormente se podrán establecer los criterios para la selección de la bomba (Saldarriaga, 2007).

Un criterio típico para seleccionar el tipo deseado se fundamenta en la eficiencia de la bomba. Para ello es necesario conocer variables como velocidad en rpm de la bomba, etapas, NPSH requerido, diámetro de impulsor nominal, inversión inicial, entre otras. En este caso se puede hacer un cálculo de cuanta energía se consumirá en una unidad de tiempo y de esta forma justificar la inversión inicial contra los gastos que se

tendrán debido al consumo. El segundo criterio consiste en determinar el NPSH de la bomba para ver qué tipo es el adecuado en función de las especificaciones dadas por el fabricante. En este caso es muy importante analizar las pérdidas de fricción y recordar que en algunos casos es más conveniente aumentar o acortar tamaños de tubería para un mejor resultado. Otro criterio consiste en verificar la capacidad de la bomba, para determinar que existan disponibles en el mercado. (Saldarriaga, 2007).

Típicamente, las bombas se diseñan para que acero inoxidable esté en contacto con el fluido y también la mayor cantidad de piezas que la conforman. Específicamente los aceros tipo 304 y 316, ya que resisten bastante a la corrosión. Sin embargo, otros materiales como aleaciones a base de níquel, carbón, vidrio, porcelana, caucho, plomo y plásticos pueden ser usados. Esto con el objetivo de maximizar el tiempo de vida útil de las piezas de la bomba. Conocer los materiales de los que está hecha la bomba, así como las propiedades del fluido a bombear es lo más recomendado. Los aceros inoxidables son usados con productos corrosivos, como ácidos (excepto HCl y HF) y cualquier sustancia oxidante, aunque también pueden manejar ácidos orgánicos y sales neutras-alcalinas. Si se tiene un producto muy corrosivo se recomienda un acero inoxidable con aleaciones, por ejemplo el Alloy 20. En caso no se pueda usar hierro en la estructura de la bomba, se recomienda utilizar aleaciones a base de cobre, aluminio, titanio y níquel aunque estos tienen un costo mayor. Si las condiciones de operación es bastante abrasivo se recomienda un revestimiento de caucho como el Neopreno. Actualmente se utilizan plásticos en las bombas debido a que soportan la corrosión como el acero inoxidable a precios más económicos. Ejemplos de estos plásticos son: politetrafluoroetileno (PTFE) y etileno-propileno fluorado (FEP). Si se tienen condiciones de altas temperaturas se recomienda utilizar cerámica o vidrio, aunque es necesario recordar que aunque ayudan a no interactuar con el fluido son muy frágiles (Saldarriaga, 2007).

Las bombas centrífugas son usadas mayoritariamente en las industrias químicas debido a que están hechas de una variedad de materiales resistentes a la corrosión. Se estima que un 80% de la producción de bombas son centrífugas. Tienen capacidades entre 5000y 6000gpm. Suelen tener cargas entre 500 a 600 pies. La instalación puede ser horizontal, vertical, inclinadas, etc. La transferencia de energía entre el impulsor y el líquido es independiente de la densidad del líquido. (Saldarriaga, 2007).

4. Ahorro energético en bombas. A continuación se describirán tres métodos que consisten en la disminución de caudal nominal de la bomba para su operación. Estos métodos son: arranque parada, estrangulación por válvulas de control y el uso de variadores de velocidad.

El método arranque-parrada se necesita de la instalación de un tanque de almacenamiento grande ubicado en la succión de la bomba, con tal que cuando la bomba esté encendida pueda bombear con un rendimiento máximo y cuando esté apagada se pueda llenar nuevamente el tanque sin que haya consumo de

energía en la bomba. Este método es empleado usualmente en circuitos abiertos de bombeo por ejemplo en plantas de tratamiento de aguas municipales (Royo y Hasta, 1996).

Las válvulas de control son usadas siempre en la línea de descarga de bombas centrífugas. Esta válvula controla la cantidad de líquido entregada en el proceso al generar una caída de presión entre la presión suministrada por la bomba y la requerida por el proceso. Sin embargo, esta caída de presión desperdicia la energía de la bomba y reduce la eficiencia de la bomba ya que no cambia la velocidad de rotación de la bomba. Las válvulas de control están compuestas de cinco partes que son: un cuerpo, orificio u orificios, conexión del orificio al actuador, un conducto que deja pasar la conexión al actuador y un actuador. Es importante indicar que de las válvulas ya mencionadas, se prefieren como cuerpo de las válvulas de control las de tipo globo, mariposa y bola (Karassic *et al.*, 2001).

Los variadores de velocidad o VSD (por sus siglas en inglés) son dispositivos electrónicos que controlan la velocidad de rotación del motor de manera segura y silenciosa. En este tipo de control, la operación no es cambiada para hacer que concuerda con el punto de operación, tal como lo hacen las válvulas de control. En lugar de ello, la velocidad de la bomba es alterada para modificar la curva de operación de la bomba en función de la velocidad de la bomba, carga y la energía de entrada de la bomba. Al sustituir las válvulas de control por variadores de velocidad se pueden obtener beneficios principalmente al eliminar la gran caída de presión generada por la válvula y accesorios que conlleva y al reducir la velocidad de rotación del motor de la bomba (Royo y Hasta, 1996).

Q. Equipos para medición de variables de operación:

El manómetro es un dispositivo que sirve para medir la presión y en las bombas resulta muy útil al colocarlo en la descarga de la bomba. El más común es el manómetro de Bourdon el cual permite medir presiones bajas o elevadas con gran exactitud. Consiste de un tubo metálico cerrado por un extremo y que se curva en forma de C. El extremo abierto del tubo se une a un soporte mientras que el cerrado se conecta a una aguja que sirve para indicar por medio de un sistema mecánico multiplicador. Al aumentar la presión dentro del tubo el sistema mecánico genera un movimiento de la aguja, la cual está sobre una escala calibrada por el fabricante (Cromer y Fernández, 1986).

Los termómetros son ampliamente utilizados en la industria, siendo los más comunes los de tipo bulbo y capilar, los cuales constan de un bulbo conectado por un capilar a una espiral con un fluido en el interior. Cuando el gas o el líquido del bulbo se expanden, la espiral se desenrolla lo que genera un movimiento de una aguja sobre una escala calibrada por el fabricante. Existen cuatro clases de termómetros de este tipo: termómetros actuados por líquido (Clase 1), actuados por vapor (Clase 2), actuados por gas (Clase 3) y

actuados por mercurio (Clase 4). Estos dispositivos son colocados en la descarga de la bomba para poder medir la temperatura del fluido con gran exactitud (Creus, 2012).

La medición de flujo es uno de las aplicaciones más importantes que se requieren en las industrias, ya que se asegura la consistencia del producto. Mediciones precisas de flujo pueden dar indicaciones de la eficiencia de un proceso basado en las entradas y la cantidad de producto producido. Existen cuatro tipos de medidores de flujo según su principio de funcionamiento: presión diferencial, velocidad, máscos y de desplazamiento positivo o volumétricos. Los de presión diferencial basan su funcionamiento en la ecuación de continuidad y la relación de Bernoulli. Aquí figuran los medidores de orificio, de pitot, Venturi y rotámetro. Los medidores de velocidad miden la rapidez de un punto del fluido en movimiento y según el mecanismo de detección se suelen clasificar. Los tipos más comunes son: magnético, vórtice, turbina y ultrasónico. Entre los medidores que miden el flujo máscico figuran: Coriolis y térmicos. Finalmente, los medidores volumétricos utilizan principios mecánicos y de gran caída de presión para medir el flujo. Entre estos figura el medidor de flujo de discos (Rosemount Inc., 2003).

R. Fundamentos de automatización

Control en procesos se refiere a la regulación de todos los aspectos de un determinado proceso. Estos van desde un preciso control del nivel, temperatura, presión y flujo. La importancia de un buen control radica en reducir variabilidad en el producto final, incrementar la eficiencia del proceso y mejorar la seguridad del mismo. Para mantener un buen control se requiere de uno o varios lazos de control, que permiten ajustar una variable según un punto a conveniencia (setpoint). Esto se logra a través de una medición, una comparación y un ajuste. Usualmente las variables de proceso controladas son: presión, flujo, nivel, temperatura, densidad, pH, interfase de líquidos, masa y conductividad (Rosemount Inc., 2003).

El primer paso para un lazo de control es utilizar un elemento primario o un sensor para medir la variable de proceso. Esto se puede hacer por ejemplo utilizando termocuplas, RTDs, medidores de orificio, tubos de pitot, medidores de flujo tipo vortex, entre otros. Es importante mencionar que la instalación de estos dispositivos puede afectar levemente las condiciones de operación del proceso. Luego, un transductor y convertidor es capaz de convertir la señal mecánica de los sensores en señales eléctricas. Un transmisor puede convertir la señal de un sensor o transductor en una señal estándar para transmitirla hacia un monitor o controlador. Es importante mencionar que existen tres tipos de señales utilizadas en las industrias que son: señal neumática (3-15psig), señal analógica (4-20mA) y señal digital. Los indicadores son dispositivos que muestran la información del proceso ya que dan la medida hecha por el sensor. Esto es opcional de los equipos y usualmente aumenta el costo de los mismos. Un controlador es un dispositivo que recibe la información de un instrumento, lo compara con un setpoint y si es necesario manda señales a un elemento

de control para tomar acción correctiva. Ejemplos de controladores son los PLCs y DCSs. Los elementos finales de control son dispositivos que actúan físicamente para cambiar la variable controlada. Usualmente suelen ser válvulas que tienen actuadores en respuesta de señales de control. Pueden ser operadas neumática, hidráulica eléctricamente (Rosemount Inc., 2003).

S.Introducción a la transferencia de calor

El calor se define como la forma de energía que se puede transferir de un sistema a otro debido a un gradiente de temperatura (Cengel & Ghajar, 2011).

La transferencia de calor comprende la dirección del calor, hacia un sistema y desde éste, el tiempo en que se enfría o calienta el mismo, así como la variación de la temperatura. Para que exista una transferencia de calor es indispensable la presencia de una diferencia de temperatura; esta diferencia es la fuerza motriz para la transferencia neta de calor, es decir un fenómeno de no equilibrio.

La energía se puede transferir por dos mecanismos: calor y trabajo. La interacción de energía se transfiere por calor si su fuerza motriz es una diferencia de temperatura. De otra forma es trabajo; ejemplos de cómo se da este tipo de mecanismo de transferencia de energía son: un pistón en movimiento, una flecha rotatoria o un alambre eléctrico (Cengel & Ghajar, 2011).

De acuerdo a Cengel y Ghajar (2011:10) la energía interna en forma de energía sensible y latente se puede transferir debido a una diferencia de temperatura y se les conocen como calor o energía térmica. La dosis de calor transferido durante un proceso se denota Q . La cantidad de calor por unidad de tiempo es llamada razón de transferencia de calor y se denota \dot{Q} . La razón de transferencia de calor por unidad de área perpendicular a la dirección de la transferencia se le conoce como flujo de calor (W/m^2) y se expresa:

$$\dot{q} = \frac{\dot{Q}}{A}$$

(Ecuación 18)

1.Balance general de energía. La primera ley de la termodinámica expresa que la energía no se crea o se destruye, sólo se transforma (principio de conservación de la energía). Es por ello que cualquier cantidad de energía, por pequeña que sea, debe tomarse en cuenta durante el curso de un proceso (Cengel & Ghajar, 2011).

Según Himmelblau (2002:400), la ley de la conservación de la energía o balance de energía se desarrolla y aplica desde el punto de vista macroscópico. El balance de energía para cualquier sistema se puede expresar como sigue:

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{Acumulación} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{Transferencia} \\ \text{de energía al} \\ \text{sistema a través} \\ \text{de su frontera} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{Transferencia de} \\ \text{energía hacia} \\ \text{afuera del sistema} \\ \text{a través de su} \\ \text{frontera} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{Generación de} \\ \text{energía dentro} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{Consumo de} \\ \text{energía dentro} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\}$$

(Ecuación 19)

a. Balance de energía para sistemas cerrados (sin reacción química). En los sistemas cerrados (o por lotes) se hace un inventario de la cantidad de energía que posee el sistema, que corresponde a la expresión de acumulación de energía de ecuación (2); además se deben considerar los dos términos de transferencia mediante calor (Q) y trabajo (W). La acumulación de energía o energía total se divide en tres categorías: energía interna (U), energía cinética (K) y energía potencial (P). Es importante mencionar que Q y W se definen como transferencia neta de calor y trabajo respectivamente, entre el sistema y su entorno. La ecuación (Ecuación 19) en símbolos para este sistema e ignorando el flujo de masa se convierte en (Himmelblau, 2002:402):

$$\Delta E = \Delta U + \Delta K + \Delta P = Q + W$$

(Ecuación 20)

b. Balance de Energía para Sistemas Abiertos o Continuos (sin reacción química). De acuerdo a Himmelblau (2002:403), la expresión para el balance de energía para sistemas abiertos incluye la energía asociada a la masa que entra y sale del sistema. El acento circunflejo (^) indica el término de energía por unidad de masa, y m con subíndice 1 ó 2 representa un flujo constante de masa en el punto 1 ó 2, respectivamente. La representación de energía para este sistema basada en términos de la ecuación ((Ecuación 19) es la siguiente:

Energía que entra con el flujo de masa: $(\hat{U}_1 + \hat{P}_1 + \hat{K}_1)m_1$

Energía que sale con el flujo de masa: $(\hat{U}_2 + \hat{P}_2 + \hat{K}_2)m_2$

Transferencia neta por el flujo de calor que entra: Q

Transferencia neta por el trabajo mecánico o eléctrico que entra: W

Transferencia neta de flujo (energía de flujo): $(P_1\hat{V}_1m_1 - P_2\hat{V}_2m_2)$

Los términos $P_1\hat{V}_1$ representan el “trabajo PV ” o energía de flujo, este significa el trabajo que realiza el entorno para poder introducir una unidad de masa en el sistema; $P_2\hat{V}_2$ indica el trabajo realizado por el sistema sobre el entorno para sacar una unidad de masa. Donde P son las presiones y V el volumen por unidad de masa. Si se introducen las expresiones anteriores a la (Ecuación 19) se tiene (Himmelblau, 2002:404):

$$\Delta E = (\hat{U}_1 + \hat{P}_1 + \hat{K}_1)m_1 - (\hat{U}_2 + \hat{P}_2 + \hat{K}_2)m_2 + Q + W + (P_1\hat{V}_1m_1 - P_2\hat{V}_2m_2)$$

(Ecuación 21)

Según Himmeblau (2002:404) para simplificar la (Ecuación 21) se le sumará a \hat{U}_1m_1 y \hat{U}_2m_2 el término $P_1\hat{V}_1m_1$ y $P_2\hat{V}_2m_2$ respectivamente. Haciendo uso de la siguiente expresión:

$$\Delta U + \Delta PV = \Delta H$$

(Ecuación 22)

$$\hat{U}_1m_1 + P_1\hat{V}_1m_1 = \Delta H_1$$

(Ecuación 23)

$$\hat{U}_2m_2 + P_2\hat{V}_2m_2 = \Delta H_2$$

(Ecuación 24)

Se sustituye la (Ecuación 23) y (Ecuación 24) en la (Ecuación 21) para una expresión más sencilla:

$$\Delta E = Q + W - \Delta[(H + K + P)]$$

(Ecuación 25)

En donde: ΔH , ΔK y ΔP significa la diferencia en el sistema (salida menos entrada). Es importante mencionar que las ecuaciones establecidas son para un solo flujo de entrada y de salida; si existe más de una corriente de salida y entrada la (Ecuación 25) se convierte en (Himmelblau, 2002:404):

$$\Delta E = \sum_{\text{entrada}} m_i(\hat{H}_i + \hat{K}_i + \hat{P}_i) - \sum_{\text{salida}} m_o(\hat{H}_o + \hat{K}_o + \hat{P}_o) + Q + W$$

(Ecuación 26)

El subíndice i y o representan una corriente de entrada y salida respectivamente.

En muchas ocasiones se omiten los términos de energía cinética y potencial, ya que estas son despreciables. Las excepciones son: toberas, aparatos de medición, túneles de viento y estaciones hidroeléctricas. Si ambas formas de energía se desprecian la (Ecuación 25) se reduce a:

$$\Delta H = Q + W_s$$

(Ecuación 27)

Esta expresión de la primera ley de termodinámica aplica para un proceso estacionario y de flujo estable (Smith, Van Ness, Abbott, & Alatorre Miguel, 2007).

c.Efecto del calor sensible. La transferencia de calor en un sistema en donde no existen cambios de fase, ni reacciones químicas o algún cambio en su composición, causa únicamente un cambio en la temperatura del sistema. «Cuando el sistema se encuentra de forma homogénea de composición constante, la regla de la fase indica que al fijar los valores de dos propiedades intensivas se establece su estado.» Por esta razón, la energía interna molar o específica de una sustancia se puede expresar como una función de dos variables de estado (Smith *et al.*, 2007).

La entalpía molar o específica se expresa en función de las propiedades intensivas: temperatura y presión. En este caso:

$$dH = C_p dT + \left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_T dP$$

(Ecuación 28)

Donde C_p es la capacidad calorífica a presión constante. El término final se convierte en cero cuando la presión permanece constante sin importar la sustancia o si la entalpía de la sustancia es independiente de la presión (Smith *et al.*, 2007).

Para la transferencia de calor en intercambiadores de flujo estable donde la energía cinética y la energía potencial son insignificantes y si no hay ningún trabajo de flecha:

$$Q = \Delta H = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$$

(Ecuación 29)

Si en el análisis se supone que el sistema no intercambia energía a sus alrededores o genera calor entonces la (Ecuación 29) se convierte en:

$$\dot{Q}_{ganado} = -\dot{Q}_{perdido} = \dot{m} c_p \Delta T$$

(Ecuación 30)

T.Mecanismos de transferencia de calor

1. **Conducción.** La conducción es la transferencia de energía de las partículas más energéticas de una sustancia hacia las adyacentes menos energéticas, como resultado de interacciones entre partículas. En los gases y líquidos la conducción se debe a las colisiones y a la difusión de las moléculas durante su movimiento aleatorio. La rapidez de transferencia de calor a través de un medio depende de la forma geométrica, espesor y material con el cual se encuentra constituido, así como el gradiente de temperatura (Çengel & Ghajar, 2011:18).

La razón de la conducción de calor en estado estacionario a través de una placa plana es proporcional a la diferencia de temperatura través de ésta y al área de transferencia de calor; sin embargo, es inversamente proporcional al espesor, es decir.

$$\dot{Q}_{cond} = -kA \frac{\Delta T}{\Delta x}$$

(Ecuación 31)

Donde la constante k es la conductividad térmica del material, que es una medida de la capacidad de un material para conducir calor. x representa el grosor de la capa, en donde se da el cambio de temperatura de uno a otro lado de la pared. Se ha observado que los diferentes materiales almacenan calor en distinta magnitud, a esta propiedad se la ha definido como calor específico c_p . Esta es una medida de la capacidad de un material para almacenar energía térmica. Por ejemplo, el calor específico del agua es 4.18 J/kg*°C y 0.45 J/kg*°C para el hierro; a temperatura ambiente, indica que el agua puede almacenar aproximadamente diez veces más energía que el hierro por unidad de masa. De la misma forma, la conductividad térmica, k representa la capacidad de un material para conducir calor. El agua y el hierro poseen una k de 0.607 W/m*°C y 80.2 W/m*°C, respectivamente. El hierro conduce el calor aproximadamente cien veces más rápido que el agua, ya que este contiene una conductividad térmica más elevada (Çengel & Ghajar, 2011:19).

Otra propiedad relacionada a la transferencia de calor por conducción es la difusividad térmica α , la cual representa cuán rápido se difunde el calor por un material. Es importante diferenciar los términos. La k representa lo bien que un material conduce calor y la difusividad, cuánto calor es capaz de propagar cierto material. Entre mayor sea α , más rápida será la propagación de calor por el medio. Un valor pequeño significa que la mayoría del calor es absorbido por el material y una pequeña cantidad de ese calor será conducida a través de él (Çengel & Ghajar, 2011:23).

$$\alpha = \frac{k}{\rho c_p}$$

(Ecuación 32)

2. **Convección.** La transferencia de calor por convección se define como el modo en que la energía se transporta entre una superficie sólida y el líquido o gas adyacente que se encuentra en movimiento y comprende los efectos combinados de la conducción y el movimiento de fluidos. Entre mayor es la rapidez de un fluido, mayor es la transferencia de calor por convección. Cuando un fluido no está en movimiento masivo, la transferencia de calor se da por conducción. La convección requiere la presencia del movimiento de fluidos (Çengel & Ghajar, 2011:26).

La transferencia de calor por convección se puede clasificar en: convección forzada y convección natural. La convección forzada se da cuando el fluido es forzado a fluir sobre alguna superficie mediante medios externos como un ventilador, bomba o el viento. Clasifica como convección natural cuando el fluir de un fluido es causado por las fuerzas de empuje que son inducidas por las diferencias de densidad debido a las variaciones de temperatura en ese fluido. El cambio de fase en un sistema se da por convección, debido al movimiento inducido del fluido durante el proceso. La convección se define como (Çengel & Ghajar, 2011:23):

$$\dot{Q}_{conv} = hA_s(T_s - T_\infty)$$

(Ecuación 33)

Donde h es el coeficiente de transferencia de calor por convección ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$), A_s el área superficial, T_s es la temperatura de la superficie y T_∞ la temperatura lo suficientemente alejado de la superficie. Es importante mencionar que el coeficiente de convección no es propiedad del fluido. Depende netamente de la configuración geométrica de la superficie, la naturaleza del fluido (laminar o turbulento), las propiedades de éste y la velocidad (Çengel & Ghajar, 2011:26).

El movimiento del fluido mejora la transferencia de calor por convección, debido a que pone en contacto partes más calientes y más frías de ese fluido, iniciando índices más altos de conducción y por lo tanto de convección. La razón de transferencia de calor a través de un fluido es mucho más alta por convección que por conducción; entre mayor es la velocidad de un fluido, la transferencia de calor se da más rápido (Çengel & Ghajar, 2011:374).

Según Çengel & Ghajar (2011:26) el estudio de la transferencia de calor por convección es complicado, ya que comprende el movimiento del fluido así como de conducción de calor; ambos fenómenos se encuentran presentes. Previamente se mencionó que la convección depende del coeficiente de transferencia de calor por convección y este varía según sea la naturaleza o tipo de fluido. El fluido se clasifica como turbulento o laminar.

Como se comporta un fluido depende en gran manera si éste está o no delimitado o bajo la influencia de límites sólidos. En la región donde la influencia de la pared es pequeña, la tensión de corte se considera despreciable, y el fluido se empieza a comportar como un fluido ideal, es decir que no es compresible y su viscosidad es mínima o cero. Cuando el fluido está lejos del límite sólido es posible que exista un flujo ideal. «Un principio general introducido por Prandtl establece que el efecto del límite sólido sobre el flujo se limita a una capa de fluido inmediatamente adyacente a la pared sólida. Esta capa tiene como nombre capa límite, y tanto la tensión de corte como las fuerzas de corte únicamente existen en esta parte del fluido. Lejos de esta capa límite prevalece un flujo ideal». Este principio no aplica a aquellos flujos que poseen bajas velocidades y altas viscosidades. (McCabe *et al.*, 2007:47).

$$Pr = \frac{\text{movimiento del fluido}}{\text{velocidad de transferencia de calor}} = \frac{\rho \times c_p}{k}$$

(Ecuación 34)

Según (Çengel & Ghajar, 2011:26) existe una capa que se adhiere a la superficie del sólido como consecuencia de los efectos viscosos. Esta capa es la responsable de desacelerar la capa adyacente de fluido, debido a las fuerzas viscosas entre las capas del fluido, por lo tanto una capa desacelera la siguiente, y así sucesivamente. La condición de no deslizamiento es el responsable de generar el perfil de velocidad. Una consecuencia de la zona de no deslizamiento es que la transferencia de calor de la superficie del sólido hacia la capa siguiente, y así sucesivamente se da por conducción pura.

a. Número de Nusselt . Un número importante en el estudio de la transferencia de calor es el número de Nusselt. Este se concibe como el coeficiente adimensional de transferencia de calor por convección (Çengel & Ghajar, 2011:374):

$$Nu = \frac{h \times L}{k}$$

(Ecuación 35)

En donde L es la longitud característica. Si se tiene un tubo con algún fluido, la transferencia de calor a lo ancho de la capa de fluido (diámetro) será por convección cuando ésta tenga algún movimiento y por conducción cuando esté estática. «Nusselt representa el mejoramiento de la transferencia de calor a través

de una capa de fluido como resultado de la convección en relación con la conducción a través de la misma capa. Entre más grande es Nusselt, más eficaz es la convección» (Çengel & Ghajar, 2011:376).

b. Flujo turbulento en tubos. Para tubos lisos, el factor de fricción en el régimen turbulento se puede determinar a partir de la primera ecuación de Petukhov dada como:

$$f = (0.790 \ln Re - 1.64)^{-0.2}$$

(Ecuación 36)

El número de Nusselt para el flujo turbulento está relacionado con el factor de fricción a través de la analogía de Chilton-Colburn, se expresa como:

$$Nu = 0.125 \times f \times Re \times Pr^{1/3}$$

(Ecuación 37)

Cuando se tiene el factor de fricción, se puede utilizar la ecuación para tubos lisos y ásperos. Las ecuaciones dadas puedan dar errores tan grandes como 25%. Este error se puede reducir de manera considerable, hasta menos de 10%, la ecuación de Gnielinski (Çengel & Ghajar, 2011:488):

$$Nu = \frac{(f/8)(Re - 1000)Pr}{1 + 12.7(f/8)^{0.5}(Pr^{2/3} - 1)}$$

(Ecuación 38)

c. Flujo turbulento en canales. La ecuación para la transferencia de calor por convección forzada es utilizada para los intercambiadores de placas. La expresión de Nusselt es la siguiente (Sinnott *et al.*, 2006:760):

$$Nu = \frac{h \times d_e}{k} = 0.26 Re^{0.65} Pr^{0.4}$$

(Ecuación 39)

En donde d_e es el diámetro equivalente (hidráulico), calculado como el doble de la distancia entre platos (Sinnott *et al.*, 2006:760).

3. Radiación. La radiación es la energía emitida por la materia en forma de ondas electromagnéticas o fotones como resultado de los cambios en las configuraciones electrónicas de los átomos o moléculas. La transferencia de calor por radiación es la más rápida (a la velocidad de la luz). La radiación térmica es la radiación emitida por los cuerpos debido a un gradiente de temperatura. La radiación es un fenómeno volumétrico y todos los sólidos, líquidos y gases emiten, absorben o transmiten radiación en diversos

grados (Çengel & Ghajar, 2011:28).

U. Intercambiadores de calor

Un intercambiador de calor es un dispositivo usado para transferir energía térmica (entalpía) entre dos o más fluidos, dentro de una superficie sólida y un fluido o dentro de partículas sólidas y un fluido, a diferentes temperaturas y en contacto térmico. En un intercambiador de calor, comúnmente no existe una fuente externa de calor ni trabajo. Aplicaciones típicas involucran calentamiento o enfriamiento de alguna corriente de fluido y la evaporación o condensación de una única corriente o varias. En algunos intercambiadores, la transferencia de calor entre fluidos se da a través de una barrera física que los separa; los fluidos no se mezclan o existen fugas (Shah & Sekulić, 2003:1).

El mecanismo de transferencia de calor es el siguiente: el calor se transfiere del fluido caliente hacia la pared del equipo por convección, luego es transferido a través de la pared por conducción y finalmente, de la pared hacia el fluido frío de nuevo por convección. Los efectos de la radiación suelen incluirse en los coeficientes de transferencia de calor por convección. Ya que este proceso comprende dos formas de transferencia de calor, existen dos resistencias térmicas asociadas, entonces la resistencia térmica total, incluyendo la resistencia térmica de la pared es (Çengel & Ghajar, 2011:633):

$$R = R_{interna} + R_{pared} + R_{exterior} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{2\pi \ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{2\pi k L} + \frac{1}{h_o A_o}$$

(Ecuación 40)

En donde L es la longitud del tubo, A_i y A_o es el área de la superficie interna y externa, respectivamente. El término de en medio aplica para intercambiadores de calor tubos concéntricos y de coraza y tubos; cuando k de la pared es alto este término desaparece. Para el intercambiador de placas el área es la misma, por lo que esta variable desaparece de la (Ecuación 40). Es conveniente expresar las resistencias térmicas en una sola R y expresar la transferencia de calor entre dos fluidos como (Çengel & Ghajar, 2011:633):

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T_{ml}}{R} = U A_s \Delta T_{ml}$$

(Ecuación 41)

A U se le conoce como el coeficiente de transferencia de calor global y posee las mismas dimensionales que el coeficiente de calor por convección ($W/m^2 \cdot ^\circ C$) (Çengel & Ghajar, 2011:633):

$$\frac{1}{U A_s} = R = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{2\pi \ln(D_o/D_i)}{2\pi k L} + \frac{1}{h_o A_o}$$

(Ecuación 42)

El rendimiento de los intercambiadores suele depreciarse con el transcurso del tiempo y el uso, debido a la acumulación de suciedad sobre la superficie de transferencia de calor. La capa de depósitos representa una resistencia adicional en la (Ecuación 40); este ensuciamiento es responsable de la disminución en la transferencia de calor. Este es representado como R_f :

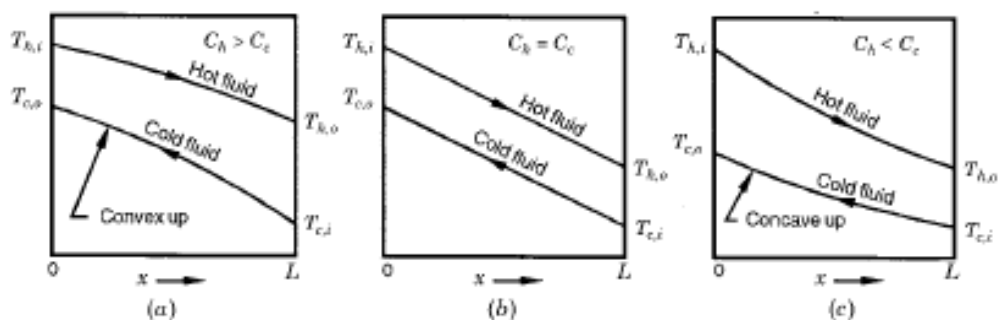
$$\frac{1}{UA_s} = R = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{R_{f,i}}{A_i} + \frac{2\pi \ln(D_o/D_i)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_o A_o} + \frac{R_{f,o}}{A_o}$$

(Ecuación 43)

El cómo son transportados los flujos dentro de un intercambiador puede ser distinto: a contracorriente, en paralelo y flujo cruzado.

1. Flujo a contracorriente. En el flujo a contracorriente en un intercambiador, dos fluidos fluyen de forma paralela pero en direcciones opuestas. La variación de la temperatura en ambos fluidos es superior a cualquier otro arreglo de flujo, es decir que hay mayor transferencia de calor. Es el arreglo más eficiente, produciendo una diferencia de temperatura alta en cada fluido. Este arreglo produce un mínimo estrés térmico en la pared del equipo (Shah & Sekulić, 2003:58).

Figura 17. Distribución de la temperatura a flujo contracorriente

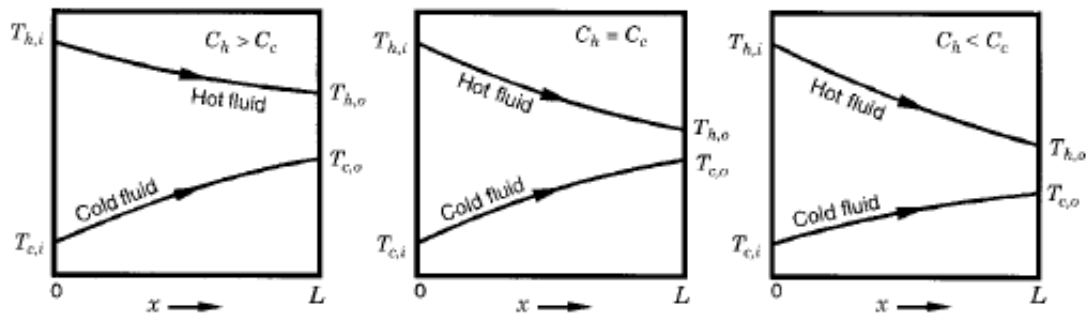


En donde Hot fluid es el fluido caliente, Cold fluid es el fluido frío, Convex up indica que la gráfica es convexa y Concave up indica que la gráfica es cóncava. (Shah & Sekulić, 2003)

La Figura 17 muestra $C_h = mc_p$ como la capacidad calorífica del fluido caliente cuando esta es mayor a la capacidad calorífica del fluido frío. (b) es el diagrama de distribución de temperatura cuando la C_h es igual a la C_c del fluido frío. Se observa que la diferencia de temperatura es uniforme a lo largo de la distancia de transferencia de calor. (c) muestra la distribución de la temperatura a lo largo del intercambiador; como la capacidad calorífica del fluido caliente es menor a la de la corriente fría la mayor diferencia de temperatura al inicio es mayor que al final (Shah & Sekulić, 2003:58).

2. **Flujo paralelo.** En un arreglo en paralelo en un intercambiador, las corrientes de los fluidos entran juntas en un extremo, fluyen de manera paralela en la misma dirección, y salen juntas en el otro extremo. Las variaciones en la temperatura del fluido son menores, este arreglo tiene la menor efectividad de intercambio de calor para los intercambiadores de un solo paso; sin embargo, algunos intercambiadores multipaso pueden tener una eficiencia de intercambio aún más pequeña que los de un único paso. Un intercambiador de flujo paralelo posee grandes cambios en la temperatura en la entrada, pero esta diferencia se va reduciendo a la salida de ambas corrientes. El súbito cambio en la entrada puede inducir alto estrés térmico en las paredes del intercambiador (Shah & Sekulić, 2003:58).

Figura 18. Distribución de la temperatura en flujo paralelo



Hot fluid es el fluido caliente y Cold fluid es el fluido frío (Shah & Sekulić, 2003)

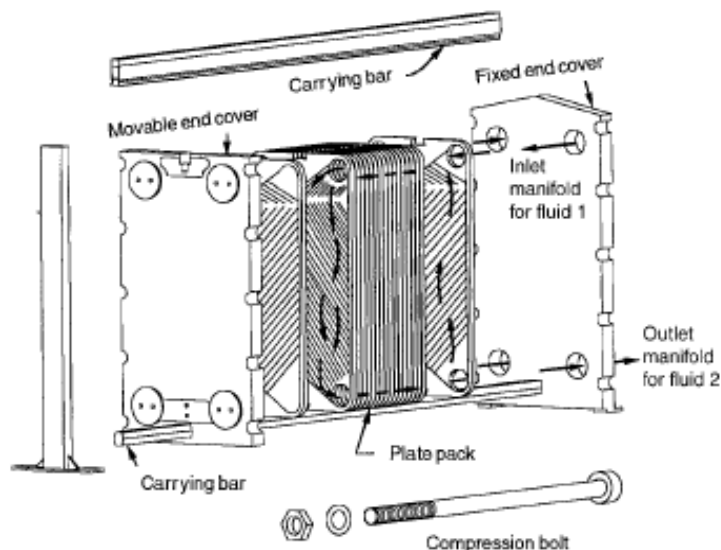
Se observa en la Figura 18 que la distribución de la temperatura a lo largo de intercambiador permanece prácticamente invariable, a pesar que las capacidades caloríficas poseen un comportamiento distinto. El gradiente de la temperatura de salida es menor cuando las capacidades caloríficas son iguales para el fluido caliente y frío. El cambio de temperatura para la salida es mayor si la capacidad calorífica del líquido/gas caliente es mayor que la del frío (Shah & Sekulić, 2003:59).

3. Intercambiadores de placas, y de coraza y tubos

a. **Intercambiadores de placas.** Un intercambiador de placas consiste en varios platos rectangulares delgados puestos a muy corta distancia entre sí, sujetos en un marco. Usualmente el marco tiene una cubierta fija montada en los puertos de los platos y una cubierta final móvil. En el armazón, los platos están suspendidos en una barra de soporte y son guiados por una barra en el fondo, ello con el propósito de garantizar una alineación adecuada. Las barras son más largas que el montón de platos juntos, para que cuando se retiren la cubierta final móvil, los platos puedan ser separados para inspeccionarlos y

limpiarlos (Shah & Sekulić, 2003:23).

Figura 19. Intercambiador de placas

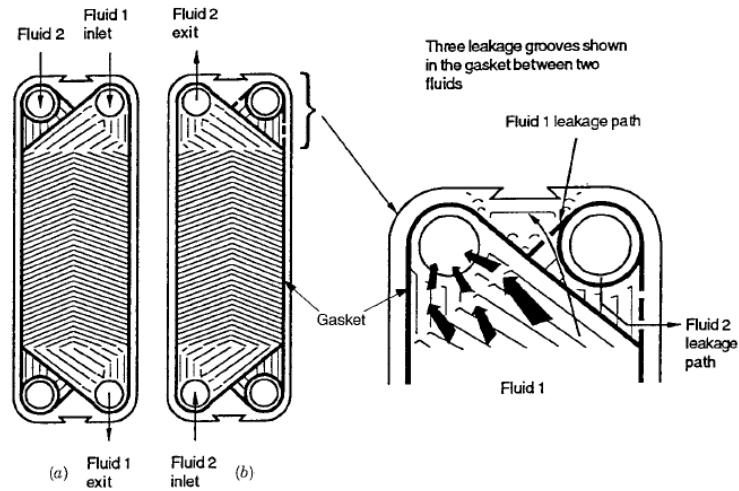


(Shah & Sekulić, 2003)

Un empaque delgado sella las esquinas redondeadas de los platos. El grosor de los platos normalmente es de 0.5 a 3 mm y la brecha entre ellos es de 1.5 a 5 mm. El tamaño de un intercambiador de platos varía, puede ser tan pequeño que tienen un área de 0.03m^2 y muy grande con área de 1500m^2 . El flujo máximo permisible es de aproximadamente $2500\text{m}^3/\text{h}$. Puertos (orificios) en las esquinas direccionan el flujo de plato a plato. Los platos en la superficie poseen patrones (crestas), lo cual incrementa la rigidez del plato y mejora la transferencia de calor. Los platos están disponibles en una amplia variedad de materiales, incluyendo acero, aluminio y titanio (Sinnott *et al.*, 2006:756).

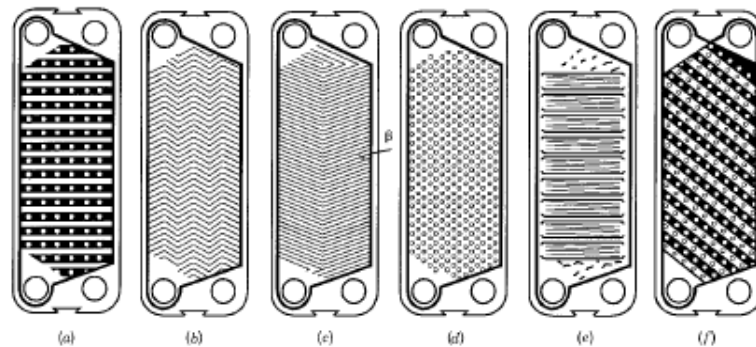
Los intercambiadores de placas se usan cuando se manejan flujos elevados y las ventajas son: fácil mantenimiento, pueden usarse flujos con temperaturas tan bajas como 1°C , mayor versatilidad en cuanto a aumento de área de transferencia de calor (más platos pueden ser añadidos), son más apropiados para materiales viscosos, el ensuciamiento es menor en estos intercambiadores (Sinnott *et al.*, 2006:757).

Figura 20. Empaques alrededor de los puertos



(Shah & Sekulić, 2003)

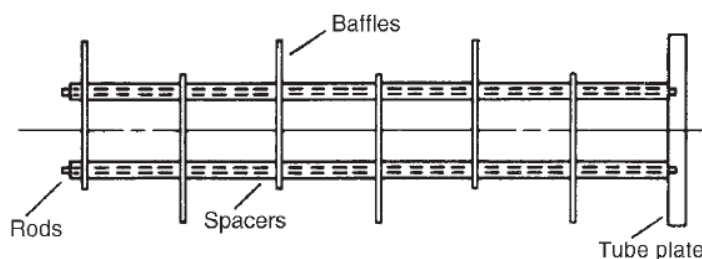
Figura 21. Varios patrones en los platos



(Shah & Sekulić, 2003)

b. Intercambiadores de coraza y tubos. Este tipo de intercambiador es el más usado en la industria. El equipo consta de una coraza y un haz de tubos; el grupo de tubos se encuentra dentro de un cilindro (coraza). Cierta fluido viaja dentro de los tubos y fuera de estos, es decir en la coraza. Los tubos están sujetos al final con una “hoja de tubos”, la cual separa el fluido en el lado de la coraza y los tubos. Baffles son provistos en la coraza para direccionar el flujo y darle soporte a los tubos (ver Figura 22) (Sinnott *et al.*, 2006: 641).

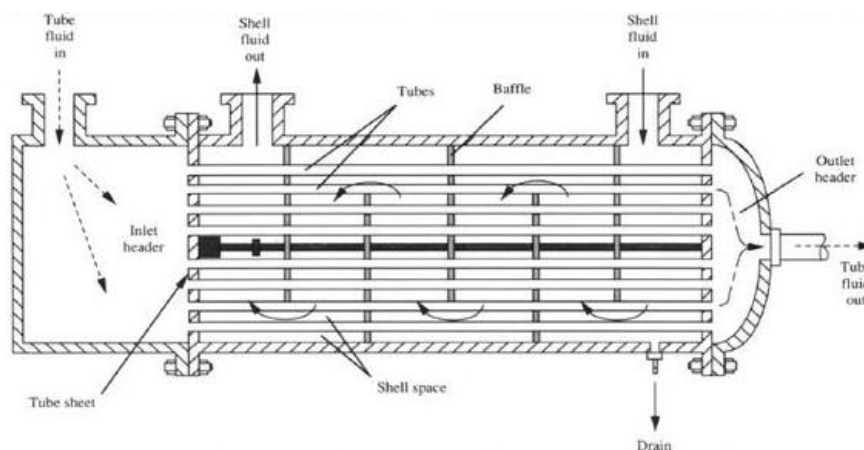
Figura 22. Placas deflectoras o “baffles” separadores y hoja de tubos



Baffles son las placas deflectoras, rods son las varillas, spacers son los espaciadores y tube plate es la placa de tubos (Sinnott *et al.*, 2006)

Algunas ventajas de usar este intercambiador de calor son: área superficial grande, soportan altas presiones de operación, la variedad de materiales para construir el equipo es grande, relativamente sencillo en mantenimiento, entre otros. El intercambiador de coraza y tubos se usa con mayor frecuencia para líquidos y elevadas presiones de operación (Sinnott *et al.*, 2006: 641).

Figura 23. Intercambiador de calor de coraza y tubos



(Sinnott *et al.*, 2006)

V. Torres de enfriamiento

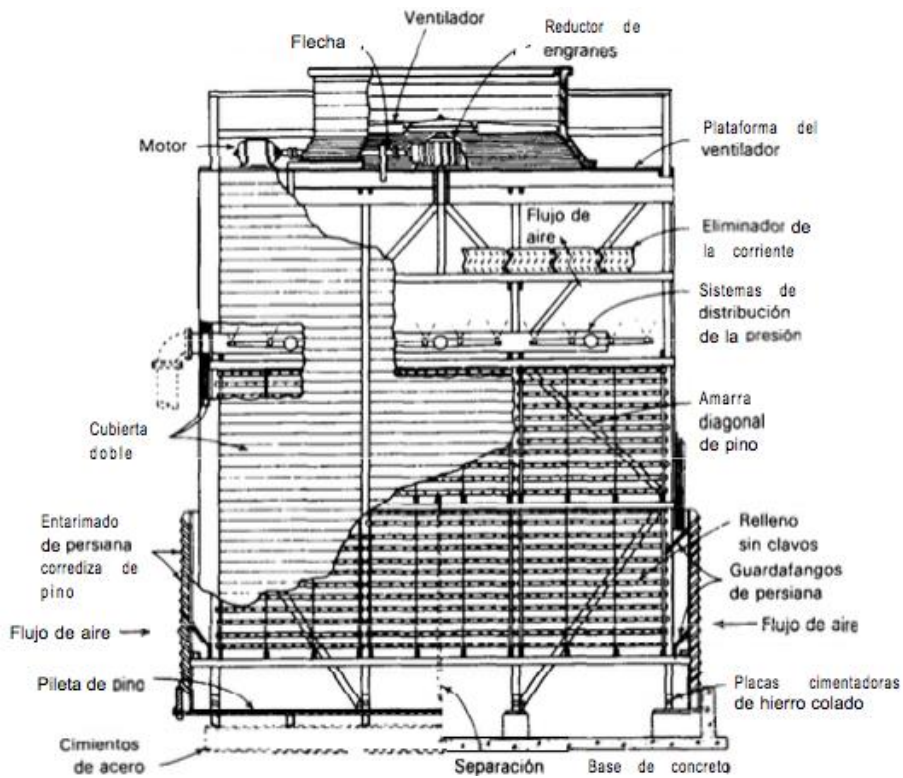
Estas torres son equipos que combinan las operaciones unitarias de transferencia de calor y transferencia de masa. Su objetivo principal es enfriar agua utilizando aire. El funcionamiento de éstas se basa en que al estar en contacto el agua caliente con un gas insaturado (aire), parte del agua se evapora utilizando gran cantidad de energía, cede su calor y su temperatura desciende. La energía que lleva el agua

evaporada se transfiere al aire, el cual sale más húmedo y con mayor temperatura (McCabe, Smith, & Harriott, 2007).

Las torres de enfriamiento constan de distintos tipos de empaque, el cual es útil para aumentar el área de contacto y retarda el tempo de caída del agua para mejorar la transferencia de calor y masa. La distribución y geometría de éste determina la altura de la torre (Miranda & Martínez, 1997).

Se utiliza recirculación del agua ya que esto requiere de un mantenimiento relativamente sencillo mediante el control de la calidad del agua. Además, ambientalmente es una forma responsable de utilizar el agua reduciendo la contaminación por el consumo y desecho de agua de proceso (Perry, 2001).

Figura 24. Partes de una torre de enfriamiento Marley de tiro inducido



(Treybal, 1980)

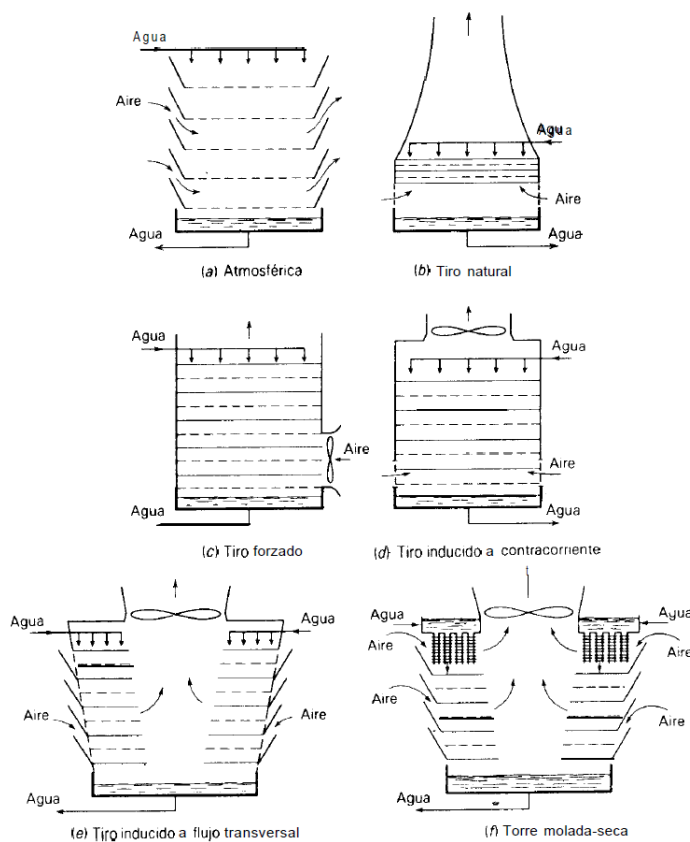
Entre las influencias externas que afectan la operación de la torre están: la recirculación, la restricción del flujo de aire y la velocidad y dirección del viento. La primera produce un aumento en la temperatura de bulbo húmedo del aire que entra a la torre de enfriamiento, el cual está por encima de la temperatura de bulbo húmedo del aire ambiental. Asimismo, produce un mayor enfriamiento en el agua que sale de la torre. Es necesario indicar que las altas velocidades de entrada de los fluidos favorecen la recirculación, mientras que altas velocidades en los flujos de salida no la favorecen (Salas, 2009).

Una disminución en el flujo de aire provoca menor enfriamiento en el agua de salida, mientras que un mayor flujo de aire ayuda a un mayor enfriamiento. Es por esta razón que es importante el diseño de los ventiladores y sus motores, que favorecen la entrada de aire a las torres. Asimismo, es necesario determinar la resistencia del sistema para que pueda ingresar aire. Esto se conoce como presión estática y cuanto más grande sea este valor, más difícil será introducir aire debido a las restricciones de la torre (Salas, 2009).

Altas velocidades favorecen la recirculación como se explicó anteriormente. Se puede crear una zona de baja presión en la salida del aire, lo que provoca un fenómeno conocido como niebla. Esto puede humidificar el flujo de aire de ingreso, haciéndolo menos óptimo para enfriar el agua (Salas, 2009).

1. Tipos de torres de enfriamiento. Existen diferentes tipos de torres según la entrada del aire. Pueden ser de tiro forzado o de tiro inducido, a contracorriente o a flujo cruzado. Los diferentes arreglos se presentan en la Figura 25.

Figura 25. Rearreglos para torres de enfriamiento



(Treybal, 1980)

Las torres de circulación natural cuentan con un movimiento del aire que depende del viento y de la aspiración de los aspersores dentro de la torre. Estas se utilizan normalmente en pequeñas instalaciones ya que necesita tener vientos predominantes para el movimiento del aire (Universitat Politècnica de Catalunya).

Este tipo de torre se asemeja a las torres de tiro natural dado que no usan un equipo para hacer fluir el aire. La diferencia entre estas es que las torres de tiro natural se utilizan chimeneas muy altas para obtener el tiro necesario ya que el flujo de aire se obtiene de la diferencia de densidades entre el aire frío y el húmedo (Universitat Politècnica de Catalunya). Los flujos de agua manejados por las torres de tiro natural superan los 20,000 gal/min y la temperatura del agua debe ser lo suficientemente alta para calentar el aire y que se dé la convección natural que se necesita para que se produzca la corriente ascendente del mismo (UTN,2008).

También están las torres de tiro mecánico. El aire utilizado es extraído de la torre por dos formas: por tiro inducido o tiro forzado (Universitat Politècnica de Catalunya, s.f.). Estas permiten un control total sobre el caudal de aire que se suministra a la torre. Son torres compactas, con sección transversal y altura pequeñas, comparadas con las de tiro natural. Como resultado, se puede controlar la temperatura del agua de salida y pueden lograrse valores de acercamiento muy pequeños (Universidad de Valladolid, 2010).

Tal como se puede ver en la Figura 25 (c), las torres de tiro forzado cuentan con un ventilador ubicado en la parte inferior, por el que ingresa el aire y asciende para salir por la parte superior de las mismas. Normalmente se operan en flujo a contracorriente. Este tipo de torres es más eficiente que las de tiro inducido por la presión dinámica que realiza un trabajo útil al convertirse en estática (Universidad de Valladolid, 2010).

En el caso de las torres de tiro inducido el método de contacto entre el aire y el agua puede ser a contracorriente o flujo cruzado. De cualquiera de las dos formas el ventilador se encuentra situado en la parte superior de la torre, tal como se puede ver en la Figura 25 (d) y (e), por el que es succionado el aire. Este tipo de torres es ampliamente utilizado en la industria

2. Equipos complementarios. Las partes de una torre de enfriamiento, independientemente de su diseño son: cimientos, balsa de agua fría, estructura de soporte, envolvente o carcasa, sistema de distribución de agua fría, relleno y separador de gotas. Ahora, si es de tiro inducido, necesitará un deflector de aire; si es de tiro natural inducido, una chimenea; y para las de tiro mecánico, el equipo mecánico (Miranda & Martínez, 1997).

Para que el agua se distribuya uniformemente se utiliza un sistema de distribución de agua que puede funcionar por gravedad o por presión (Miranda & Martínez, 1997). Para distribuir el agua por gravedad se usa una cubeta o balsa que se encuentra sobre el relleno. Cuando el agua llega a la balsa, esta fluye por gravedad a unas toberas móviles que pueden ser de plástico o porcelana (Avallone & Baumeister, 1995). La profundidad de los canales va disminuyendo con la finalidad que, cuando se llene el canal, caiga a la misma velocidad en todos los puntos. Debajo de cada canal se coloca una placa de plástico ondulada para dispersar el agua de mejor manera y uniformemente sobre el relleno (Miranda & Martínez, 1997).

Cuando el agua se distribuye por presión se aumenta el rendimiento de la torre, ya que aumenta el área superficial en donde se da la transferencia de calor (Miranda & Martínez, 1997). Cuando se trabaja con este sistema, el agua se pasa a presión a través de boquillas que atomizan el agua en vez de formar gotas, siendo así como aumenta la eficiencia respecto a una distribución por gravedad (Avallone & Baumeister, 1995).

El empaque o relleno es elemento más importante de las torres, ya que la geometría y distribución de estos determina la altura de la torre. Además, el tipo de empaque y su material influyen significativamente en el costo, tanto de diseño como de operación de la torre. El relleno se usa principalmente por dos funciones: aumentar la superficie de contacto y retardar el tipo de caída del agua. Esto aumenta el intercambio de calor y, por lo tanto, el enfriamiento del agua. Los rellenos se pueden clasificar, tal como se mencionó anteriormente, en: rellenos de goteo o salpicadura, rellenos laminares o de película y rellenos mixtos, que es una combinación de ambos (Miranda & Martínez, 1997).

En el relleno de tipo de goteo o salpicadura el agua cae sobre una serie de pisos superpuestos de rejillas que, al chocar con estos, se va fraccionando en gotas. Mientras tanto, el aire va en flujo a contracorriente o cruzado. El objetivo de usar este tipo de relleno es aumentar el área superficial, fraccionando las gotas de agua. En este tipo de empaque, es importante considerar tanto la distancia horizontal, como la vertical entre cada empaque, para determinar así la que proporcione un máximo rendimiento (Miranda & Martínez, 1997).

Entre sus ventajas está que no se obstruye por suciedad, lo que minimiza su mantenimiento, y son los más adecuados para cambios de más de 15°C. Sin embargo, la superficie de intercambio por unidad de volumen es menor que en los rellenos laminares, por lo que puede que para ciertas condiciones, este relleno requiera de una altura mayor. Además, con estos debe usarse separadores de gotas y los empaques deben estar bien nivelados para que el rendimiento de la torre no disminuya por una mala distribución del agua (Miranda & Martínez, 1997).

Los rellenos laminares o de película se basan en aprovechar las propiedades que ofrece el intercambio de masa por medio de una lámina de agua extendida a lo largo de una superficie. Los empaques de este

tipo dividen al flujo de agua en una gran cantidad de partículas finas, que fluyen sobre una gran área empacada, teniendo máxima superficie de líquidos sin que se formen gotas que impidan el movimiento del aire. Estos empaques pueden ser de cobre, aluminio y acero negro, entre otros (Avallone & Baumeister, 1995).

Una de las ventajas de este tipo de rellenos es que, al ser más compacto que el empaque de goteo, se necesitará menos volumen y por lo tanto será más económica. Además, las pérdidas por arrastre son muy inferiores respecto a los otros. Sin embargo, se acumula suciedad y residuos, y es muy sensible a las variaciones de caudal de agua y aire, lo que hace que requiera que el diseño evite que disminuya el rendimiento de la torre (Miranda & Martínez, 1997).

Existen tres tipos de relleno de película: el relleno formado por la acumulación de objeto, el relleno laminar abierto y el relleno laminar cerrado o de panal. El relleno por acumulación de objeto se puede colocar ordenado o al azar y está constituido por objetos que pueden tener diferentes formas, por ejemplo los anillos de Rasching. Este tipo de empaques se utiliza en la absorción y desorción de gases, no se usan en torres de enfriamiento industriales por los grandes flujos que se manejan (Miranda & Martínez, 1997).

El relleno laminar abierto consiste en grupos de láminas colocadas de forma paralela y a cierta distancia, estas pueden ser planas u onduladas. Suelen ser de fibrocemento o de fibra de vidrio y PVC y se utilizan normalmente en torres de flujo cruzado y a contracorriente. También está el relleno laminar cerrado que son paneles realizados en rejilla de polietileno o polipropileno. Estos rellenos son ligeros y se amontonan hasta la altura requerida del relleno y son usadas habitualmente en torres prefabricadas (Miranda & Martínez, 1997).

Los separadores de gotas tienen como función evitar el arrastre de gotas de agua por el aire que se dirige a la salida de la torre. Esto lo realiza desviando el flujo de aire drásticamente, lo recomendable es una desviación de 60°. Esta variación provoca que las gotas caigan sobre la superficie del separador de gotas, para luego deslizarse al relleno. Las ventajas de contar con separador de gotas son que reduce las pérdidas de agua, evita daños en el entorno de la torre y limita la formación de neblinas (Garrido, 2012).

Los ventiladores son otra parte importante de las torres, estos deben ser resistentes a duras condiciones, ya que están trabajando normalmente en lugares con condiciones de humedad y temperatura alta. Su función principal es crear el flujo de aire. Se compone de motor, transmisión y aspas (Garrido, 2012).

El motor debe estar protegido a la humedad y aislado para altas temperaturas. Siempre que sea posible se debe colocar lejos o resguardado de la corriente del aire de salida que se obtiene caliente y saturado. Para

esto es útil el sistema de transmisión, que dependerá de las necesidades de construcción (cardan, acoplamiento flexible y reductores) (Garrido, 2012).

Las aspas suelen ser de plástico por su bajo costo, su ligereza y resistencia a la corrosión. Mientras más aspas se tengan, menor será la presión que se ejerce en ellas. Además esto supone facilidades para que las aspas mantengan su equilibrio y se eviten así las vibraciones. Su ángulo se puede variar fácilmente y es recomendable equilibrarlo cada tres o cuatro años, por la posible erosión, corrosión o deposición de suciedad que puede haber en ellas (Garrido, 2012).

3.Cálculos relacionados a las torres de enfriamiento. La teoría más aceptada sobre la transferencia de calor en una torre de enfriamiento es la de Merkel. Esta dice que la fuerza motriz es el diferencial entre las entalpías. Su base se fundamenta en que cada partícula de agua está rodeada por una película de aire y que la diferencia de entalpía entre ellas proporciona a que se dé el enfriamiento del agua. La ecuación que expresa este principio es: (Perry, 2001)

$$\frac{KaV}{L} = \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{h' - h}$$

(Ecuación 44)

donde:

K = coeficiente de transferencia de materia

a = área de contacto

V = volumen útil de enfriamiento

L = velocidad superficial del agua

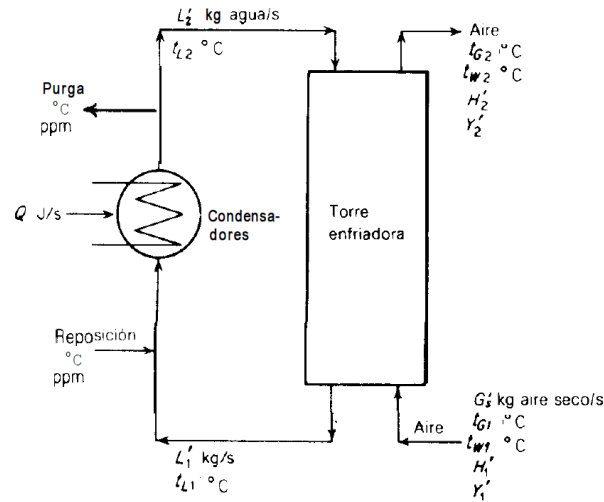
h' = entalpía del aire saturado a la temperatura del agua

h = entalpía de la corriente de aire

T1 y T2 = temperatura de entrada y salida del agua.

La operación del enfriamiento del agua con aire se puede representar con la siguiente figura:

Figura 26. Operación de una torre de enfriamiento



(Treybal, 1988)

La eficiencia de la torre es utilizada para indicar el rendimiento de una torre a partir de sus condiciones de diseño. Se calcula como la relación entre la capacidad de enfriamiento de la torre y la capacidad máxima que podría llegar a tener en su condición de saturación. Esto se representa por la ecuación: (Miranda & Martínez, 1997)

$$\varepsilon = \frac{t_{L2} - t_{L1}}{t_{L2} - t_{w1}}$$

(Ecuación 45)

El factor de enfriamiento L/G puede hallarse a partir del balance global de energía del sistema, mediante los datos de entalpías y temperaturas del líquido en la entrada y salida. Y se puede considerar que su valor es constante, sin errores significativos cuando la evaporación es mínima. Esto se representa con la siguiente ecuación:

$$G_s(H_2 - H_1) = LC_L(t_{L2} - t_{L1})$$

(Ecuación 46)

$$\frac{LC_L}{G_s} = \frac{H_2 - H_1}{t_{L2} - t_{L1}}$$

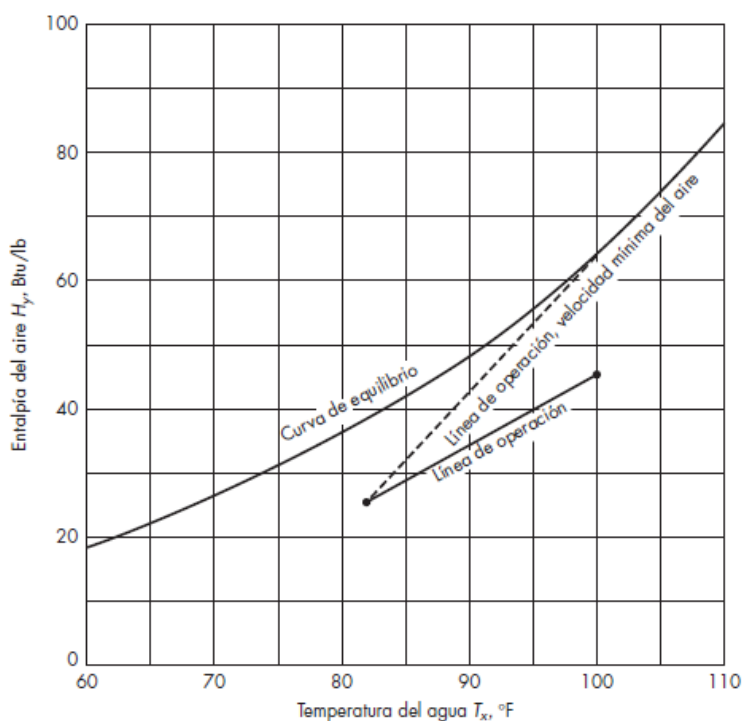
(Ecuación 47)

En donde, G_s es el flujo de gas seco (kg/s), H_1 y H_2 , las entalpías del vapor de agua en la entrada y salida (kJ/kg); L el flujo de agua (kg/s), C_L la capacidad calorífica del agua (se considera constante e igual a 4.187 kJ/kg K), t_{L1} y t_{L2} las temperaturas del agua en la entrada y salida (°C). Para dicha ecuación, se asume

que los cambios de los calores sensibles son despreciables en comparación a los calores latentes y se desprecian (McCabe, Smith, & Harriott, 2007).

A partir de estos datos, se obtiene la línea de operación de la torre cuya pendiente será (LC_L/G_S) . Generalmente, dicha línea se grafica junto con la curva de equilibrio para el aire saturado con vapor de agua. Para las condiciones de operación habrá siempre una pendiente mínima $(LC_L/G_S)_{\min}$, que corresponde a la velocidad mínima de aire que circula en la torre. Esta línea se puede hallar mediante la tangente de la curva de equilibrio. Se suele trabajar a una velocidad de aire de 1.2 a 2.0 veces del valor mínimo (McCabe, Smith, & Harriott, 2007). Esto se muestra en la siguiente figura.

Figura 27. Diagrama de operación de una torre de enfriamiento.



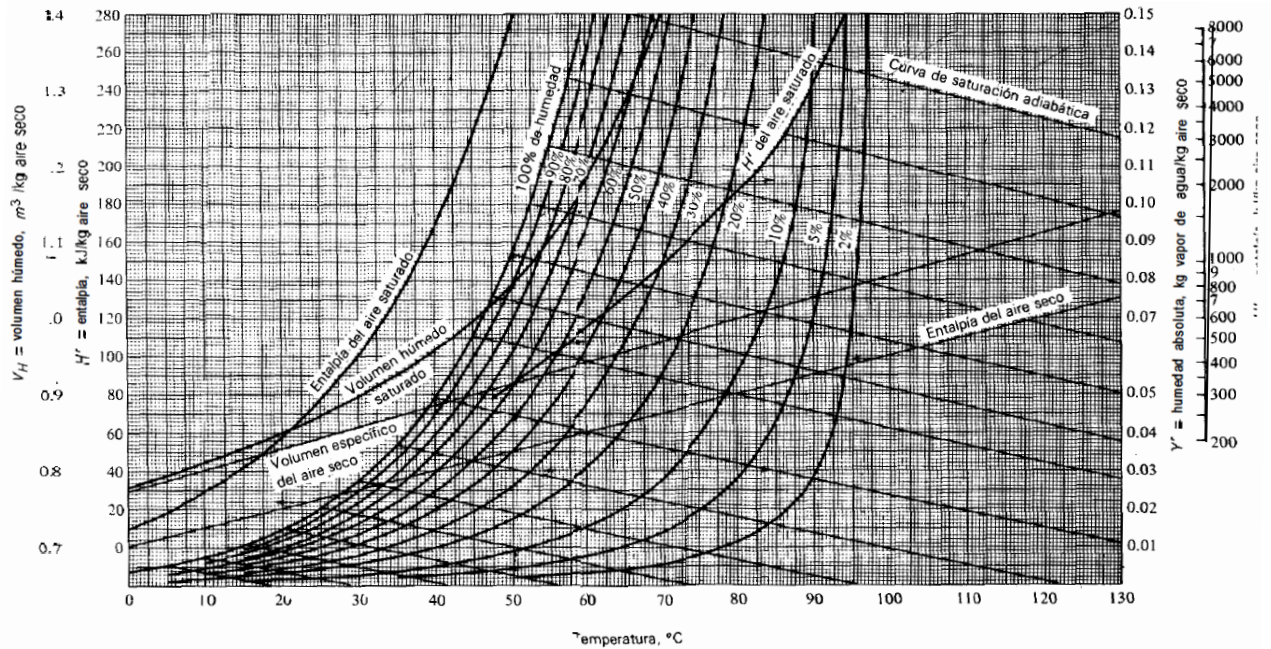
(McCabe, Smith, & Harriott, 2007)

El área comprendida entre la curva de saturación y la línea de operación representa la fuerza motriz de la operación. Por lo tanto, mientras mayor sea el área, mayor será la capacidad de transferencia de calor, y menor el tamaño del equipo.

Para determinar las condiciones de equilibrio y las propiedades del aire se utiliza la carta psicrométrica. Esta se muestra en la Figura 28 y es un diagrama en el que se pueden ver representadas las propiedades de

la mezcla aire-agua de forma gráfica. De esta carta se puede obtener parámetros referentes a una mezcla de aire húmedo como: temperatura, humedad relativa, humedad absoluta, punto de rocío, entalpía específica, calor sensible, calor latente y volumen específico del aire (Treybal, 1980).

Figura 28. Carta psicrométrica a 1 atm



(Treybal, 1980)

Para un sistema de torres de enfriamiento industrial se puede determinar KaV/L como un parámetro de diseño de la torre. Para esto se suelen utilizar distintos métodos de cálculo. Uno de los principales métodos es la ecuación o integral de Merkel. Que supone un valor de $Le = 1$ y permite hallar este parámetro mediante la ecuación:

$$\frac{KaV}{G} = \int_{H_1}^{H^*} \frac{dH}{H^* - H}$$

(Ecuación 48)

Donde, KaV/G el parámetro característico de la torre, H' la entalpía de aire (J/kg) y H^* , la entalpía de aire saturado (J/kg) (Miranda & Martínez, 1997).

De igual manera se puede aplicar la ecuación modificada para determinar KaV/L a partir del flujo de agua en la torre, esta ecuación se denomina característica termodinámica y es directamente proporcional al salto térmico de la torre ($t_{L2} - t_{L1}$) e inversamente proporcional al área entre las curvas de saturación y de operación (Miranda & Martínez, 1997).

Se calcula como:

$$\frac{KaV}{L} = C_L \int_{t_{L1}}^{t_{L2}} \frac{dt_L}{H^{**} - H}$$

(Ecuación 49)

Donde, KaV/L el parámetro característico de la torre, H' entalpía de aire (J/kg) y H^{**} entalpía de aire saturado (J/kg), C_L capacidad calorífica del agua, t_L temperatura del agua.

Otro método aplicable para la determinación de éste parámetro es el método de cuatro puntos de Tchebycheff, cuya ecuación es una simplificación de la integración anterior. Y se calcula como:

$$\frac{KaV}{L} \cong \frac{t_{L2} - t_{L1}}{4} C_L \left(\frac{1}{\Delta H_1} + \frac{1}{\Delta H_2} + \frac{1}{\Delta H_3} + \frac{1}{\Delta H_4} \right)$$

(Ecuación 50)

Donde:

ΔH_1 : entalpía en un punto de la torre donde la temperatura tiene un valor de $t_{L1} + 0.1 (t_{L2} - t_{L1})$

ΔH_2 : entalpía para una temperatura $t_{L1} + 0.4 (t_{L2} - t_{L1})$

ΔH_3 : entalpía para una temperatura $t_{L2} - 0.4 (t_{L2} - t_{L1})$

ΔH_4 : entalpía para una temperatura $t_{L2} - 0.1 (t_{L2} - t_{L1})$

Finalmente, el método más exacto para la determinación del factor es la aplicación de la ecuación característica del relleno. Esta ecuación fue determinada experimentalmente por el fabricante de la torre, y aplica para el tipo de torre específico. Para esto se realizan pruebas en torres de dimensiones más pequeñas, las cuales cuentan con sensores de temperaturas, medidores de caudal y otros instrumentos de medición. Así, mientras se varían algunos parámetros se dejan constantes otros, de manera que se estudia por completo el comportamiento del tipo de empaque. Así, el factor KaV/L dependerá de la relación de caudal del agua y aire, la geometría y dimensión del relleno, además de la temperatura del agua (Miranda & Martínez, 1997). Para los rellenos de salpicadura una ecuación característica para los distintos tipos de rellenos de esta clase es:

$$\frac{KaV}{L} = 0.07 + AN \left(\frac{L}{G} \right)^{-n}$$

(Ecuación 51)

Donde:

A, n: constantes que dependen del tipo de relleno y espaciado entre éstos.

N: número de pisos utilizados.

L/G: relación de flujos máxicos de agua y aire (kg/s m²)

(Miranda & Martínez, 1997)

Para la aplicación estudiada en este trabajo, otra ecuación característica determinada por Lowe y Christie, para rellenos de salpicadura y laminares es:

$$\frac{Ka}{L} = \lambda \left(\frac{L}{G}\right)^{-n}$$

(Ecuación 52)

Donde, λ y n son factores constantes relacionados al tipo de relleno. Dichos autores proveen los valores para los distintos tipos de relleno y estos se muestran en el Cuadro 3.

Cuadro 3. Valores de λ y n para rellenos de salpicadura y laminares

Relleno tipo	Descripción	λ	n
LC1 (salpicadura)	Listones de sección triangular	0.295	0.5
LC2 (salpicadura)	Listones de sección triangular	0.236	0.47
LC3 (salpicadura)	Listones de sección triangular (invertidos)	0.276	0.49
LC4 (salpicadura)	Listones de sección rectangular	0.282	0.52
LC5 (película)	Láminas paralelas con forma plana (2 espaciados distintos)	0.288	0.70
LC6 (película)		0.459	0.73
LC7 (película)	Láminas paralelas con forma ondulada: LC7 ondulado horizontal, LC8 ondulado vertical	0.689	0.69
LC8 (película)		0.360	0.66
LC9 (película)	Láminas paralelas con forma ondulada (ondas opuestas)	0.558	0.58
LC10 (película)	Láminas onduladas con ondas alternadas empaquetadas densamente (2 ondulados distintos)	1.010	0.80
LC11 (película)		0.814	0.79

(continuación Cuadro 3)

Relleno tipo	Descripción	λ	n
LC12 (película)	Paquetes de relleno celular	0.990	0.45
Relleno celular			

Estos valores se utilizan para calcular H_{tOG} que representa la altura equivalente de la transferencia de calor. Esto se realiza empleando la (Ecuación 53 mostrada a continuación (Treybal, 1980).

$$H_{tOG} = \frac{G'_s}{K_a}$$

(Ecuación 53)

En donde G'_s es el flujo de aire seco encontrado con el balance de materia o de energía y K_a se encuentra despejándola de la ecuación 52. Este valor representa la altura equivalente que se necesita para que se dé la transferencia de acuerdo al aire disponible y al diseño de la torre. Esta altura equivalente necesitará reproducirse un número de etapas equivalentes para que se dé la transferencia requerida de acuerdo a las temperatura de operación, a esto se le conoce N_{tOG} . Este se calcula con la siguiente ecuación (Treybal, 1980):

$$N_{tOG} = \int_{H'_1}^{H'_2} \frac{dH'}{H'^* - H'}$$

(Ecuación 54)

Finalmente con estos dos datos obtenidos, para calcular la altura del empaque se deben multiplicar entre ellos de tal forma como lo muestra la (Ecuación 55)(Treybal, 1980).

$$Z = N_{tOG} * H_{tOG}$$

(Ecuación 55)

Se debe resaltar que esta altura encontrada representa únicamente la altura requerida del empaque. Se debe considerar en el diseño de una torre la altura para dejar que entre el flujo necesario de aire, la altura de la pileta que recibe el agua y la altura ocupada por el resto de equipo auxiliar que se mencionó anteriormente.

W. Agua de enfriamiento

El agua de enfriamiento puede requerir solamente un tratamiento mínimo para eliminar incrustaciones, posible corrosión o deterioro del producto. Un mal tratamiento puede causar reducción de transferencia de calor en intercambiadores, reducción de flujo de agua y los problemas mencionados anteriormente. Estos

efectos pueden causar menos productividad en las torres, un mayor costo en consumo de energía por una utilización ineficaz del enfriamiento, por bombeo o por deterioro del producto. Para esto se requiere un tratamiento de mínimo costo que mejore el proceso (Manahan, 2006).

Para el diseño del tratamiento del agua de enfriamiento se debe tomar en cuenta:

- Requerimiento de agua
- Cantidad y calidad del agua disponible
- Ciclos del agua
- Recirculación
- Normas de descarga

Y los aspectos que se deben incluir en un tratamiento son:

- Reacción del oxígeno disuelto con hidracina o sulfito
- Disminución de dureza buscando un componente que deshaga los depósitos de calcio
- Agentes precipitantes como el fosfato
- Tratamiento con dispersantes para evitar incrustaciones
- Inhibidores de corrosión
- Ajuste de pH
- Desinfección para prevenir desarrollo de películas bacterianas y de algas

(Manahan, 2006)

1. Propiedades del agua de enfriamiento que se deben analizar

a. Conductividad. Es una medida que indica la capacidad del agua para conducir la electricidad. En el agua de enfriamiento indica la cantidad de minerales disueltos en ella. La conductividad se mide en microSiemens/cm ($\mu\text{S}/\text{cm}$) y puede variar desde un valor casi nulo para agua destilada hasta 30,000 S/cm para agua de mar (Nalco).

b. pH. Funciona como indicador de la acidez o alcalinidad relativa del agua. La escala de pH va de 0 a 14, donde 0 representa la acidez máxima y 14 representa el máximo nivel de alcalinidad (Nalco).

c. Alcalinidad. En el agua de enfriamiento la alcalinidad se puede ver como los iones de carbonato y de bicarbonato. La alcalinidad actúa como un amortiguador a los cambios de acidez o basicidad (Nalco).

d. Dureza. Se refiere a la cantidad de iones de calcio y magnesio presentes en el agua. Esta tiene un impacto significativo en el consumo de energía de la planta. La dureza se considera como la causa principal de la formación de incrustaciones, con efecto en cadena de conexión a otros factores principales, tales como la evaporación, la alcalinidad, pH, sólidos disueltos totales y la temperatura ambiente que influye en la tasa de formación de incrustaciones (EMSD, 2006).

Las incrustaciones son causadas por la precipitación de partículas minerales en agua para formar un depósito duro en superficies de transferencia de calor. El tipo más común de incrustaciones está formado por carbonatos y bicarbonatos de calcio y magnesio, así como sales de hierro en el agua. El calcio domina en agua dulce mientras que el magnesio domina en agua de mar. Por lo tanto, se requiere la consideración de compensar la composición del agua para seleccionar un método de inhibición de incrustaciones apropiado (EMSD, 2006).

Las incrustaciones conducen a la reducción en la eficiencia de la transferencia de calor debido a la formación de un depósito aislante en la superficie de transferencia de calor y la reducción del flujo de agua resultante de la obstrucción parcial o completa de válvulas, filtros, tuberías e intercambiadores de calor, etc (EMSD, 2006). A continuación se muestra en el Cuadro 4 los costos basados en el exceso de energía requerido según la dureza del agua manejada en una planta en un enfriador que opera 24 horas al día los 365 días del año. En este se puede observar la importancia de controlar la dureza del agua, y es que las incrustaciones formadas por las sales de calcio y magnesio repercuten notablemente en equipos como las torres de enfriamiento y los intercambiadores de calor (Nalco).

Cuadro 4. Costos anuales por incrustaciones según dureza del agua

Costo/kWh (U.S. \$)	10ppm	50ppm	100ppm
\$ 0.04	\$ 8,000/año	\$ 42,200/año	\$ 80,400/año
\$ 0.06	\$ 13,200/año	\$ 63,300/año	\$ 120,600/año
\$ 0.08	\$ 17,600/año	\$ 84,400/año	\$ 160,800/año

e. Corrosión. La corrosión se describe como una reacción entre un metal y su entorno. Varias formas de la corrosión química y mecánica han sido identificadas en los sistemas de refrigeración de agua. Éstas incluyen:

La corrosión galvánica: Esta es la corrosión de dos metales diferentes que están acoplados juntos en un ambiente húmedo.

La corrosión general: Esta es la corrosión uniforme de las superficies metálicas que se traduce en adelgazamiento metal.

Corrosión fuerte: Esta es la corrosión localizada que puede ocurrir en cualquier tipo de depósito en la superficie de un metal.

Corrosión de grieta: Este término se aplica a la corrosión que se produce en una ligera separación entre dos piezas de metal, tal como cuando dos placas han sido unidas entre sí.

Corrosión influenciada microbiológicamente (MIC): depósitos microbiológicos y limos pueden crear un ambiente que es corrosivo para el acero y otros metales. Los organismos producen ácidos como un subproducto de su metabolismo. Los ácidos son muy corrosivos y atacan el metal.

Corrosión erosión: El agua se mueve a gran velocidad o agua que contiene sólidos en suspensión puede físicamente desgastar la superficie de metal. En general, esto se revela como el adelgazamiento del metal en las curvas en la tubería del sistema o en otros puntos donde el flujo de agua se acelera sobre el metal (EDF, 2013).

2.Requerimientos del tratamiento de agua de enfriamiento. La eficiencia de enfriamiento de la torre se puede mejorar mediante la adición de ciertos productos químicos de tratamiento de agua para aumentar la solubilidad de las sales de calcio, mitigar la corrosión, minimizar el ensuciamiento y controlar el crecimiento de organismos microbiológicos como las algas, bacterias, moho y hongos. La lista de productos químicos de tratamiento de agua, equipos y dispositivos no químicos es extensa. Los requisitos que se presentan son los más comunes utilizados actualmente en el tratamiento de agua de enfriamiento (EDF, 2013).

a.Productos químicos. Los sistemas de enfriamiento con recirculación abierta pueden requerir la adición de varios tipos de productos químicos para minimizar corrosión, incrustaciones y ensuciamiento. Los productos químicos se añaden en proporción al agua de reposición de torre de enfriamiento. La dosis química se expresa generalmente como partes por millón del producto en el agua de recirculación o purga. Las dosis para productos químicos del agua de refrigeración generalmente están dentro del rango de 50 ppm a 300 ppm. Se debe tomar en cuenta que si el químico se añade al agua ya tratada, su concentración aumenta en la torre de enfriamiento por un factor igual a los ciclos de concentración. Esto hace que el requerimiento sea menor conforme pase el tiempo (EDF, 2013).

b. **Inhibidores de incrustaciones.** Los inhibidores de incrustaciones pueden trabajar de dos maneras. O bien el químico puede mantener la impureza formante de la incrustación en solución o lo hace precipitar como un lodo no adherente que se puede quitar por filtración o purga. Estas son útiles para eliminar las sales de calcio poco soluble típicos anteriormente mencionados (EDF, 2013).

El método de solubilidad es el enfoque de tratamiento de agua más común. Esto se logra mediante la adición de cualquier inhibidor de incrustaciones químico tal como un fosfonato o polímero para aumentar la solubilidad de las sales de calcio o por la adición de ácido para reducir la alcalinidad de carbonato y controlar el pH. Sin embargo, debido al peligro asociado con el almacenamiento, la manipulación y la aplicación de ácidos fuertes, este enfoque es menos popular que el método de inhibidor de incrustaciones no ácido (EDF, 2013).

El método de precipitación permite que las impurezas de formación de incrustaciones precipiten como un lodo que puede ser eliminado por filtración o purga. Los polímeros se utilizan para mantener el fluido de lodos y dispersados para la eliminación más fácil del sistema. La clave del éxito con este método incluye asegurarse que el sistema de eliminación de sólidos, tales como filtros, se mantienen en buenas condiciones de funcionamiento (EDF, 2013).

Diversos aditivos químicos se utilizan para prevenir o minimizar la deposición de incrustaciones. Los fosfonatos tales como PBTC, HEDP y AMP se utilizan comúnmente para incrementar la solubilidad de las sales de calcio y por lo tanto permitir el funcionamiento de la torre de refrigeración a mayores ciclos de concentración. El uso de fosfonatos en ausencia de calcio, como cuando se utiliza agua blanda como agua de reposición, es innecesario y puede aumentar la corrosión del acero y el cobre (EDF, 2013).

c. **Suavizantes.** Los ablandadores de agua son un medio mecánico para prevenir la deposición de incrustaciones en las torres de refrigeración y en los intercambiadores de calor. Estos funcionan por pre-tratamiento del agua de la torre de enfriamiento para eliminar la dureza causada por calcio y magnesio. La dureza del calcio y el magnesio se elimina a medida que pasa el agua de reposición a través del sistema de ablandamiento. Los iones calcio y magnesio de baja solubilidad se intercambian por iones de sodio, que es muy soluble. Este proceso elimina las limitaciones en los ciclos de concentración impuestas por el calcio. Los suavizantes también eliminan la necesidad de inhibidores químicos de incrustaciones (EDF, 2013).

Los suavizantes tienen una capacidad de intercambio limitada para la dureza. El suavizante debe ser regenerado periódicamente con sal para restaurar la capacidad de ablandamiento. Durante este

procedimiento, la resina de intercambio iónico se lava de nuevo para eliminar la suciedad y los escombros, se regenera con salmuera (EDF, 2013).

d. **Inhibidores de la corrosión.** Un inhibidor de la corrosión es cualquier sustancia que disminuye eficazmente la velocidad de corrosión cuando se añaden a un medio acuático. Un inhibidor puede ser identificado con mayor precisión en relación con su función: la eliminación de la sustancia corrosiva, pasivación, precipitación o adsorción (EDF, 2013).

Se utilizan dos métodos comunes para el control de la velocidad de corrosión en sistemas de agua de refrigeración. En el primer método, diversos inhibidores de la corrosión química están disponibles que promueven la formación de una película pasiva sobre la superficie metálica, un ejemplo de estos son fosfatos, y los inhibidores de polisilicato de metal amarillo como azoles (EDF, 2013).

El otro método es para mantener el pH por encima de 8,5 de agua de refrigeración al permitir la torre de enfriamiento aumentar el bicarbonato y la alcalinidad de carbonato. La alcalinidad promueve la formación de una superficie de metal pasivo (menos propenso a la corrosión) sobre el acero, el cobre y el acero inoxidable (EDF, 2013).

e. **Antimicrobianos.** Los biocidas se añaden al agua para proteger las torres de refrigeración y calor intercambiadores contra una infestación y crecimiento biológico. Con frecuencia se aplican biocidas para la circulación de agua de enfriamiento para controlar el crecimiento de microorganismos y algas dependiendo también de la proveniencia del agua (EDF, 2013).

X. Evaluación financiera de proyectos

1. **Criterios para evaluar proyectos.** Existe un sinfín de variables que pueden afectar un proyecto. Estas pueden ser variables que pueden ser controladas así como otras que son imposibles de controlar. Existen varios criterios que se pueden tomar en cuenta en el momento de evaluar un proyecto. Según Sapag Chaín (2007:23), son cinco los criterios que deben tomarse en cuenta para evaluar un proyecto. Estos criterios son los políticos, gestión, viabilidad técnica, económica y legal. En este caso, sólo se hará énfasis en dos de estos criterios: viabilidad técnica y económica.

La viabilidad técnica tiene como objetivo principal determinar si el proyecto puede ejecutarse teniendo en cuenta las características físicas así como los materiales necesarios. La determinación técnica por lo general es realizada por expertos en el área que se realizará el proyecto (Sapag Chaín, 2007). La viabilidad técnica puede requerir la evaluación de la infraestructura de la empresa en donde quiere ejecutarse el proyecto, el espacio disponible versus el espacio necesario para la ejecución del proyecto e incluso, puede

evaluarse la motivación del personal y determinar el grado de aceptación con la ejecución del proyecto. Para este proyecto, la viabilidad técnica de las propuestas generadas en el área de bombas, torres de enfriamiento, intercambiadores de calor y un sistema de tratamiento térmico será realizada por estudiantes de Ingeniería Química para que eventualmente se realice la evaluación económica.

El objetivo principal de la viabilidad económica es determinar si la inversión necesaria para ejecutar el proyecto será rentable (Sapag Chaín, 2007). La viabilidad económica puede medirse comparando los beneficios con los costos. Dentro de la determinación de la viabilidad económica puede involucrarse el factor tiempo. Como se explica en el apartado de Evaluación Económica, el dinero no tiene el mismo valor hoy y mañana. El valor del dinero cambia conforme el tiempo avanza. La viabilidad económica también involucra indicadores financieros propios de la empresa, así como otros utilizados por entidades externas. Estos indicadores pueden ser tasa mínima atractiva de rendimiento (TMAR), costo promedio ponderado de capital (CPPC, o WACC por sus siglas en inglés), entre otros. Los indicadores financieros así como medidas de comparación serán explicados a continuación ya que estos serán utilizados para evaluar la viabilidad económica de las propuestas generadas a partir de estudios técnicos en el área de bombas, intercambiadores de calor, torres de enfriamiento y un sistema de tratamiento térmico en una planta productora de etanol a partir de melaza.

2.Equivalencia económica. Las propuestas de eficiencia energética siempre tienen como elemento fundamental el ahorro del consumo energético. Este ahorro puede ser significativo o no. Para saber esto, se utilizan distintas medidas de valor y el principio de equivalencia económica para determinar la viabilidad económica de las propuestas de eficiencia energética en el proceso de producción de etanol a partir de melaza.

Las equivalencias son útiles para relacionar una escala con otra. Por ejemplo, si se quiere saber cuál es la equivalencia entre pulgadas y metros. De la misma manera, la equivalencia económica permite determinar la relación entre el valor de distintos montos de dinero, en distintos puntos del tiempo (Blank *et al.*, 2012: 19).

a.Otros conceptos importantes

- Interés: es el valor que el dinero gana a lo largo del tiempo
- Tasa de interés: valor porcentual del valor que gana el dinero a lo largo del tiempo
- Tasa mínima atractiva de rendimiento (TMAR): la tasa de interés más pequeña de rendimiento aceptable para aceptar un proyecto

b.Medidas de valor. Según Blank *et al.* (2012:4), las medidas de valor son criterios que permiten elegir la mejor alternativa a partir de un conjunto específico de estimaciones. En otras palabras, son todos

aquellos métodos, que a partir de distintas estimaciones, ayudan a determinar la mejor opción combinando tanto el valor del dinero en el tiempo así como las tasas de interés. Las medidas de valor que se utilizarán para evaluar las propuestas de ahorro energético son:

- Valor presente neto (VPN)
- Tasa interna de retorno (TIR)
- Indicador de valor presente neto (IVPN)

c. Valor presente neto. La medida valor presente neto convierte todos los componentes de un flujo de efectivo a su equivalente económico en el presente. Esto se consigue aplicando la siguiente fórmula:

$$VPN = \sum_{k=0}^n \frac{F}{(1+i)^k}$$

(Ecuación 56)

Siendo:

F: los valores en el futuro

I: tasa de interés

n: número de periodos del análisis

VPN: valor presente neto

Los criterios de aceptación de la viabilidad económica de una o varias propuestas serán los siguientes:

- Si el VPN es mayor o igual a cero, la propuesta es financieramente viable
- Si el VPN es menor a cero, la propuesta NO es financieramente viable

d. Tasa interna de retorno. La tasa interna de retorno de un proyecto es aquella tasa de interés que hace que el valor presente neto de una serie de ingresos y egresos sea igual a cero (Blank *et al.*, 2012: 175). Para determinar esta medida de valor, se utilizará la función TIR del programa Microsoft Excel. Para este trabajo, la notación de la tasa interna de retorno será *TIR* o *i**. El criterio de aceptación de viabilidad económica es el siguiente:

- $TIR > TMAR$ el proyecto es financieramente viable
- $TIR < TMAR$ el proyecto NO es financieramente viable

Según Finnerty (1998:129), el método de la TIR es intuitivamente atractivo y por ello, sea preferible en la práctica. Sin embargo, el método de la TIR tiene algunas desventajas. Cuando los proyectos son mutuamente excluyentes y el tamaño de uno es mayor con respecto a otro, el método de TIR y VPN no necesariamente conducen a la misma decisión. Cuando un proyecto es mayor al otro, por lo general, este tiene una TIR menor pero un VPN mayor, y el otro proyecto tiene una TIR mayor pero un VPN menor. Finnerty (1998:132) sugiere elegir el proyecto con mayor VPN. Según Blank *et al.* (2012: 179), el método de la TIR considera que todos los flujos se reinvierten a la tasa i^* , y esta suposición puede ser irreal cuando el valor de i^* y la TMAR son sustancialmente diferentes. Mientras tanto, el método del VPN considera que todos los flujos se reinvierten con la TMAR. Otra de las desventajas que presenta el método de la TIR es que se pueden presentar distintos valores de i^* para un flujo de efectivo. La cantidad posible de valores múltiples de i^* dependerá de la cantidad de cambio de signos en el flujo. Cuando se presenta una situación como esta, es necesario utilizar un análisis incremental para determinar la TIR verdadera.

e. Índice de valor presente neto (IVPN). El índice de valor presente neto es un indicador financiero utilizado cuando se evalúan proyectos y se quiere decidir la combinación de proyectos y existe una restricción de capital (Sapag, 2007). La forma de calcular el IVPN se resume a continuación:

$$IVPN_j = \frac{VPN_j}{I_{0j}}$$

(Ecuación 57)

En donde:

VPN_j = valor presente neto del proyecto del proyecto j

I_{0j} = inversión inicial del proyecto j en el periodo 0

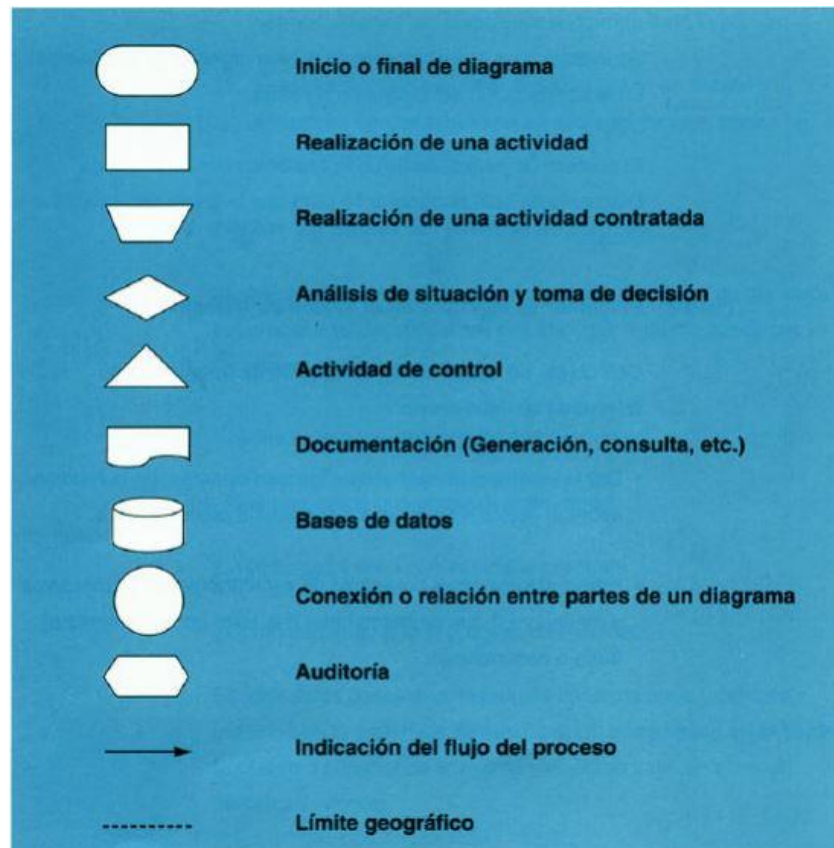
Este índice permite al evaluador saber cuánto aporta cada dólar invertido de forma individual en cada proyecto. La utilización de este índice tiene varias ventajas comparados con los métodos de la TIR y el VPN. En comparación con el método de la TIR, el IVPN permite saber cuánto aporta cada dólar a cada proyecto no importando la cantidad de cambios de signo en los flujos de efectivo de los proyectos. Según Sapag (2007:363), otra ventaja de este método es que permite evaluar proyectos con distintas TMAR (si fuera el caso en que se consideren algunos proyectos con mayor o menor riesgo que otros).

Y. Diseño de sistemas

Según el diccionario online de la Real Academia Española, un sistema se puede definir como un conjunto de reglas o principios que están relacionadas entre sí de forma racional (DRAE, s.f.). A su vez, se puede agregar que este conjunto de principios contribuyen a un objeto. Para este caso, el sistema de evaluación financiera contemplará todas aquellas medidas de valor, que según cada criterio de aceptación

de las medidas de valor, ayudarán a un evaluador a tomar la decisión sobre realizar un proyecto o no. El procedimiento propuesto se plasmará a través de un diagrama de flujo. La Fundación Iberoamericana para la Gestión de Calidad, el desarrollo de un diagrama de flujo sirve para el conocimiento global de un proceso (FUNDIBEQ, 2010). A su vez, el diagrama de flujo establece pasos a seguir durante un proceso de forma lógica y ordenada. Por lo tanto, un diagrama de flujo ayuda a transmitir la forma de ejecutar un proceso y lo hace de una forma clara. La simbología utilizada y sugerida según FUNDIBEQ es la siguiente:

Figura 29. Simbología para elaborar un diagrama de flujo



Cabe mencionar que para diseñar un diagrama de flujo sobre el proceso, el diseñador tiene que tener una idea muy clara sobre los implicados dentro de dicho proceso. A su vez, el diseño debe ser lo más claro posible para que cualquier persona pueda comprenderlo. Por último, el texto utilizado en el diagrama de flujo debe ser legible para cualquier persona y debe solicitarse una revisión por parte de alguno de los usuarios del diagrama de flujo para verificar la utilidad de esta herramienta.

Z. Generalidades de ISO 9000

El estándar ISO 9000 presenta una serie de requisitos para el manejo de la calidad en las empresas de cualquier industria. La implementación de este conjunto de normas busca que las empresas sean más eficientes y satisfagan de la mejor manera posible a sus clientes. En la actualidad se realizó una revisión de ISO 9000 (revisión 2015). Según ISO, las diferentes normas se revisan constantemente para determinar si los requisitos establecidos realmente ayudan a las empresas a satisfacer las necesidades del mercado. (ISO, 2015)

Según ISO, la implementación de la norma 9000 busca generar un sistema de manejo de la calidad en las empresas. Este sistema busca determinar cómo una empresa puede satisfacer todos los requisitos establecidos por el cliente para que un producto y/o servicio sea de calidad. La norma 9000 está basada completamente sobre la mejora continua. La revisión de requisitos, tanto de clientes así como de proveedores, deben ser revisados constantemente. Los requisitos de calidad no son establecidos por ISO ya que estos varían en función de la industria, la empresa y el cliente. Lo que sí establece la norma 9000 de ISO formas de establecer objetivos para mantener satisfecho al cliente y mejorar continuamente.

Los beneficios de implementar la norma ISO 9000 son varios. Dentro de estos beneficios está trabajar de una manera más eficiente, establecer requisitos regulatorios para alcanzar objetivos, expandirse en nuevos mercados e identificar los riesgos de los mercados y la organización y enfrentarlos. Cabe mencionar que el hecho de trabajar bajo normas ISO 9000 genera una mayor confianza en los clientes ya que se vende una imagen de mejora continua y de estandarización de procesos. (ISO, 2015)

V. ANTECEDENTES

La destilería analizada consta de dos plantas de diferente capacidad para producción de etanol. Una de ellas fue comprada a una industria estadounidense e instalada en el 2003, con capacidad de 150,000 L/día de producción. La otra fue comprada a una empresa india, con capacidad de producción de hasta 450,000 L/día. Todos los equipos, planos eléctricos y de tuberías, procesos, entre otros fueron comprados a estas dos empresas. A continuación se describirá el proceso de producción de etanol de la planta estadounidense.

El proceso consiste en fermentación de melaza, la cual es un subproducto que se obtiene en el proceso de fabricación del azúcar. En esta destilería, la melaza es la materia prima la cual se fermenta en cuatro diferentes tanques, utilizando levaduras especiales que maximicen la conversión de azúcar a etanol. Tras pasar 48 horas fermentando, se alcanza un nivel de alcohol deseado y se almacena en un tanque de aproximadamente 1300m³ de capacidad.

Tras la producción de vino por parte de las levaduras, este es sometido a diferentes procesos con tal de obtener la mayor cantidad posible de alcohol, utilizando diferentes columnas de destilación (Cuadro 5). Por esta razón es que el vino es llevado a dos columnas “destrozadoras” o de destilación primaria en donde se obtiene como producto principal una solución alcohólica entre 40 y 50%. La columna T-507 funciona con vacío con el objetivo de minimizar la cantidad de calor a utilizar para la destilación. Por otro lado, la columna T-516 no usa un sistema de vacío por lo que requiere mucho más calor. Del cien por ciento del flujo de vino, generalmente 43% va hacia T-507 y 57% hacia la T-516. Es necesario indicar que el calor usado en ambas columnas proviene principalmente de la energía debido a su temperatura de los productos de otras columnas, como la T-533 que será explicada más adelante.

Cuadro 5. Descripción de las columnas de destilación utilizadas en la empresa

Referencia	Descripción
T-507	Columna de destilación primaria con vacío
T-516	Columna de destilación primaria sin vacío
T-533	Columna concentradora y rectificadora
T-552	Columna hidroselectora
T-557	Columna rectificadora
T-566	Columna destmetilizadora

El producto obtenido de la destilación primaria es llevado a la columna concentradora y rectificadora T-533, en donde se obtiene un grado alcohólico entre 90 y 94%. De esta columna se extraen alcoholes como el de Fusel y el propanol, dejando únicamente una solución alcohólica conocida como alcohol “crudo”. Posteriormente el alcohol puede ser separado para obtener etanol neutro o alcohol deshidratado.

En el primero, se busca separar el etanol de los demás alcoholes hasta obtener un etanol de hasta 96% de pureza, mientras que en el alcohol deshidratado sólo se extrae el agua sin hacer una separación alcohólica. El proceso de producción de alcohol neutro es más complejo, ya que la solución proveniente de la T-533 debe pasar por tres columnas más para obtener el producto final. En la producción de alcohol anhidro, basta con pasar la solución alcohólica concentrada por deshidratadores.

En la producción de alcohol neutro, se busca la separación de etanol dejando únicamente 5ppm de otros alcoholes. Primero, el alcohol entra en una columna hidroselectora (T-552) en donde el alcohol es diluido con agua con el objetivo de maximizar la separación de alcoholes pesados de los simples. En condiciones de 140°C y 80psi se logra obtener una separación de etanol entre 8-14% cuyo resto lo forma metanol, fusel, propanol y agua. Segundo, el alcohol es llevado a la columna rectificadora T-557 en donde se incrementa el grado alcohólico hasta 96%, extrayéndose el fusel y propanol que traía. Tercero, el alcohol producto de la columna rectificadora pasa por una tercera columna llamada desmetilizadora o T566. Es aquí donde finalmente se puede separar el etanol del metanol y de esta forma obtenerse alcohol neutro de hasta 96% de pureza. Ambos componentes separados se almacenan en diferentes tanques de producto terminado.

En la producción de alcohol anhidro, al alcohol proveniente de la columna T-533 se le extrae toda el agua utilizando dos deshidratadores que funcionan alternadamente y con zeolitas. El sistema consiste en una separación por medio de zeolitas que permiten la adsorción del agua y el paso de alcoholes. Luego, por medio de un sistema de vacío se logra extraer el alcohol y finalmente es almacenando en tanques de almacenamiento especiales. Es importante indicar que el alcohol obtenido aquí no es únicamente etanol, es por esta razón que no puede usarse para bebidas alcohólicas pues su ingestión es tóxica.

La mayor parte de bombas utilizadas en la industria son centrífugas, aunque también se cuentan con bombas de desplazamiento positivo en el trasiego de melaza a los fermentadores y de vacío para algunas columnas de destilación. El listado de las especificaciones técnicas de las bombas analizadas se muestra en el Cuadro 6. Es importante mencionar que no existen registros de mantenimiento de las bombas durante la época de zafra (noviembre a mayo).

Cuadro 6. Datos de diseño de las bombas analizadas

Ref.	Desc.	Marca	ω en rpm	\varnothing del impulsor en mm (pulg)	Cabeza Total en m (ft)	Flujo en $\frac{m^3}{h}$ (gpm)	Potencia requerida en kW (hp)	NPSH _R en m (ft)	NPSH _A en m(ft)	Fluido
P508	Hervidor de columna de agotamiento	Sulzer	1180	360 (14.2)	18.3 (60)	704.0 (3100)	47.3 (63.4)	3.11 (10.2)	4.21 (13.8)	Vinasa
P510	Alimentación de crudo a columna destilación primaria	Sulzer	1770	255 (10.0)	28.3 (93)	14.99 (66)	2.16 (2.9)	1.82 (6.0)	6.52 (21.4)	Etanol 33%
P519	Alimentación de alcohol crudo a columna rectificadora	Gouls	3560	250 (9.75)	137.2 (450)	24.98 (110)	20.14 (27)	1.98 (6.5)	12.81 (42.0)	Etanol 34.5%
P536	Reflujo de columna rectificadora	Sulzer	3550	230 (9.0)	85.3 (280)	30.66 (135)	10.22 (13.7)	2.38 (7.8)	3.01 (9.9)	Etanol 94%
P549	Alimentación de crudo a columna hidroselectora	Gouls	3560	250 (9.75)	137.2 (450)	7.267 (32)	15.67 (21)	1.25 (4.1)	2.26 (7.4)	Etanol 93%
P556	Recirculación de fondos de columna hidroselectora	Sulzer	3550	185 (7.25)	51.8 (170)	77.21 (340)	14.40 (19.3)	3.81 (12.5)	23.41 (76.8)	Etanol 3%
P561	Reflujo columna rectificadora	Sulzer	3550	185 (7.25)	57.9 (190)	34.06(150)	7.08 (9.49)	2.53 (8.3)	4.51 (14.8)	Etanol 95%

Ref., referencia. Desc., descripción. ω , velocidad. \varnothing , diámetro.

Para determinar la criticidad de las bombas de la planta y la selección de las mismas, se requirió de una matriz de criticidad de equipos de la planta la cual fue proporcionada por la empresa (Cuadro 7). En esta, se evaluaron seis aspectos con valores entre uno y diez para cada bomba que y ponderaron según criterios de la empresa: riesgo de seguridad ocupacional (15%), riesgo al medio ambiente (15%), indispensabilidad en la producción de etanol (25%), presencia de equipo auxiliar(20%), eficiencia en la producción (15%) y efecto en la calidad de alcohol (10%). Se obtuvo que 40 bombas de las 225 son de alta criticidad ya que exceden de cinco puntos en su resultado final. La prioridad se da en función del puntaje total respecto a las demás bombas.

El criterio de riesgos de seguridad ocupacional se refiere al riesgo potencial que podría tener la bomba en caso de falla para las instalaciones, sus empleados y sus alrededores. Asimismo, bombas que fallan muy seguido según registros tienen alta valorización en este rubro. De esta forma, una bomba de agua de un sistema contra incendios tiene un valor de diez, ya que su falta podría ser perjudicial ante un incidente provocado por la ignición de vapores de etanol. Por otro lado, un dispositivo que funciona para medir densidad del mosto tiene un valor de cero, ya que su fallo no representa un peligro para la seguridad ocupacional.

El criterio de riesgo al medio ambiente se refiere al impacto que podría tener la bomba en caso de fallo para la naturaleza en los alrededores. Estos pueden ser por ejemplo que se propague un incendio, ruido por si ocurriera alguna explosión o bien emisión de gases de chimenea hacia la atmósfera en caso de algún siniestro. Es así como nuevamente una bomba de agua que pertenece a un sistema contra incendios no debe fallar, ya que minimiza la posibilidad que se propague el fuego hacia los alrededores. En cambio, la bomba que forma parte del sistema para medición de densidad del mosto es valorada con cero ya que al fallar no representa un riesgo para el medio ambiente.

El criterio de producción de etanol analiza el impacto que pueda tener la bomba al fallar en el principal objetivo de la planta que es la de producir este compuesto orgánico. Es por esta razón, asimismo, que es ponderada con un valor del 25% que es mayor que cualquier otro criterio de los cinco restantes. Bombas que funcionan para reflujo de una columna a otra, alimentación de una columna, sistemas de vacío de una columna y para la seguridad de la planta que garanticen la producción de etanol son valoradas con un diez. Es necesario indicar, que este valor máximo no solo se otorga a las bombas que manejan en sí el etanol, sino también que funcionan para el vino. Bombas utilizadas para el sistema CIP de la planta, en cambio, no son vitales en la producción de etanol razón por las que con valoradas en cero.

El criterio de presencia de equipo auxiliar analiza si existe o no un equipo que en caso que falle pueda entrar a cubrir las necesidades de esta. Por ejemplo, para la recirculación de agua en las torres de enfriamiento se tienen bombas auxiliares para que en caso que una no funcione la otra se active inmediatamente y pueda cubrir la función de la primera. En este caso, al existir un equipo auxiliar hace que el valor de en este rubro sea cero para las bombas que cuenten con algún sistema de soporte en

caso de emergencia. Por otro lado, bombas que no tienen equipos auxiliares (independientemente de la operación que estén ejecutando) tienen un valor de diez en esta sección.

El criterio de eficiencia en la producción se refiere a qué tan perjudicial o qué tanto es vital una bomba para hacer el proceso que hace de manera eficiente. Por ejemplo, la bomba utilizada para la agitación del mosto es indispensable para homogenizar el mismo y al mismo tiempo dar las condiciones necesarias para una mayor producción de alcohol. Sin esta bomba, este proceso sería ineficiente puesto que no se podrían corregir errores asociados al no propiciar el medio óptimo para producir más etanol. Es por esta razón que este equipo es altamente importante en la producción de etanol como en su eficiencia. Es importante mencionar que la mayoría de las bombas ayudan al proceso en la eficiencia, es por esta razón que la mayoría de las bombas tienen un criterio de diez. Sin embargo, bombas como la del sistema de agua contra incendios no contribuyen a la eficiencia de la planta en cuanto a su objetivo de producción de etanol, por lo que se le reconoce con un valor de cero.

El criterio de la calidad se refiere a qué tanto puede afectar la calidad del proceso la ausencia de la bomba. Las bombas de reflujo y las agitadoras son las que llenan el criterio con un valor de diez, puesto que estas sirven para aumentar la calidad del alcohol que se está produciendo. Por otra parte, bombas que no están involucradas directamente en el proceso de producción usualmente no pueden intervenir en el mejoramiento de la calidad del alcohol, por lo que tienen cero en este criterio. Es necesario indicar que no se consideró asignar algún criterio según la potencia del equipo. Esto pudo haber sido de mucha ayuda ya que se hubiera enfatizado en las bombas que impactan más en el consumo energético de la empresa.

Asiff Raza en su artículo de diseño, especificación y selección de bombas centrífugas (Raza, 2013) analiza el diseño de un sistema de reflujo de alcohol en una planta de destilación que consta. El sistema de reflujo en mención consta de una columna de destilación, un tanque de retorno, una bomba de reflujo, un filtro, una válvula de control, intercambiador de calor y un horno. El autor lo que sugiere es llevar una hoja de cálculo en Excel con los accesorios en la succión y descarga para determinar la caída de presión que estos pueden generar. Asimismo, establece diversas reglas gruesas para aproximar caídas de presión debido a accesorios como válvulas de control para una correcta estimación.

Los principales consejos que se establecen en el artículo son varios. Primero, establece determinar los flujos normales y caudales nominales. Luego, determinar los cálculos de caídas de presión en la succión, diferencial y descarga. La cabeza de presión de succión neta también se debe de calcular teóricamente para evitar este fenómeno. Finalmente, el autor sugiere que para dimensionar bien la bomba es necesario trabajar en conjunto con el proveedor quien puede ampliar más los productos que ofrece además de asesorar en caso de datos que se desconozcan (Raza, 2013).

Cuadro 7. Datos de la matriz de criticidad para selección de bombas a analizar.

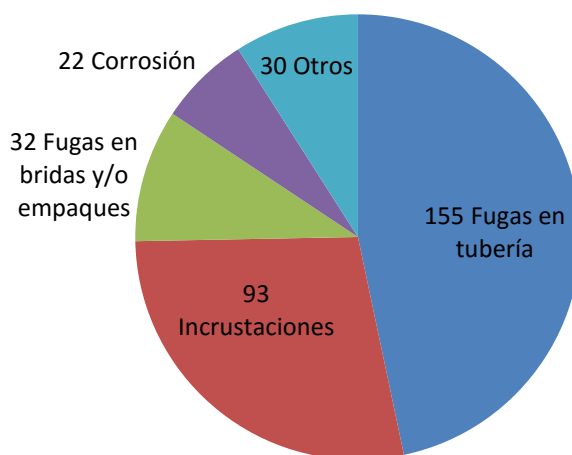
		Riesgo de seguridad ocupacional	Riesgo al medio ambiente	Efecto en producción de alcohol	Presencia o no de equipo auxiliar	Efecto en eficiencia de producción	Afecta la calidad de alcohol		
Prioridad	TAG	15%	15%	25%	20%	15%	10%	Valor	Estado
1	P-561	7	0	10	10	10	10	8.05	Analizado
1	P-563	7	0	10	10	10	10	8.05	No analizado
1	P-565	7	0	10	10	10	10	8.05	No analizado
1	P-569	7	0	10	10	10	10	8.05	No analizado
5	P-510	7	0	10	10	10	5	7.55	Analizado
5	P-511	7	0	10	10	10	5	7.55	No analizado
7	P-1524	10	10	10	10	0	0	7.5	No analizado
8	P-554	3	0	10	10	10	10	7.45	No analizado
8	P-556	3	0	10	10	10	10	7.45	Analizado
10	P-536	7	0	10	10	5	10	7.3	Analizado
11	P-519	7	0	10	10	10	0	7.05	Analizado
11	P-549	7	0	10	10	10	0	7.05	Analizado
13	P-513	0	0	10	10	10	10	7	No analizado
14	P-508	3	3	10	10	10	0	6.9	Analizado
14	P-527	3	3	10	10	10	0	6.9	No analizado

La energía es y continuará siendo una base económica esencial del mundo industrializado. La industria y el sector manufacturero pueden reducir su consumo de energía de manera importante en el curso de los años venideros y sin sufrir pérdidas de productividad. En otras palabras: eficiencia energética significa eficacia de costes, es decir, una ventaja altamente competitiva. «En todos los sectores industriales a nivel global existen unos potenciales inmensos con relación al aumento de la eficiencia energética por medio del mejoramiento de los procesos. Los períodos de amortización se encuentran por debajo de los dos años en la mayoría de los casos, mientras que el rendimiento del capital se sitúa por encima del 25%. Por estos motivos, las medidas destinadas a aumentar la eficiencia energética son sumamente atractivas para las empresas desde el punto de vista económico» (Ministerio Federal de Economía y Tecnología de Alemania, 2010:5).

Para alcanzar una mayor eficiencia energética, en la mayoría de los casos es necesario optimizar la tecnología de los equipos. Un ejemplo de cómo se puede conseguir un potencial de ahorro de energía es la utilización de motores de bajo consumo energético. Otra posibilidad que se debería considerar es la realización de conceptos de cogeneración. Además, frecuentemente se desperdicia la energía a causa de un aislamiento térmico insuficiente. Otra posibilidad importante de ahorro de energía la ofrece la recuperación de calor (Ministerio Federal de Economía y Tecnología de Alemania, 2010:5).

Según Stewart & T. Lewis (2013), las principales pérdidas de energía en un intercambiador se deben a ensuciamiento, fugas en las bridas o coplas, corrosión en el equipo y fugas en la tubería. Los intercambiadores de calor son muy susceptibles a estos problemas, a pesar de no tener partes móviles. Los problemas pueden limitar el rendimiento del equipo. Estas conclusiones fueron extraídas al estudiar 332 casos en un período de 5 años, cortesía de Chevron.

Figura 30. Causas típicas de pérdidas de calor en intercambiadores de calor (Stewart & T. Lewis, 2013)



Se consultó directamente con el Instituto Nacional de Sismología, Vulcanología, Meteorología e Hidrología (INSIVUMEH) sobre las condiciones ambientales del viento durante las fechas en las que se realizaron las mediciones. Esto se realizó para poder validar los datos tomados experimentalmente si estos estaban en el rango. La información brindada por el INSIVUMEH se muestra en el Cuadro 8. Entre la información brindada se obtuvo que los datos fueron medidos en la estación meteorológica Finca Camantulul. Dado a que no es una estación justo en la posición en la que se encuentran las torres los datos no son exactamente iguales, además que no se contaba con la temperatura a cada hora. A pesar de esto la temperatura media del aire se asemeja a la temperatura media de la entrada del aire a las torres.

Cuadro 8. Condiciones del aire según estación meteorológica *Finca Camantulul*

Fecha	Temperatura máxima (°C)	Temperatura mínima (°C)	Temperatura media (°C)	Velocidad media (m/s)
28/03/2015	32.2	22.4	26.1	1
29/03/2015	33.0	21.6	25.3	2
30/03/2015	33.0	21.6	26.4	2
18/04/2015	31.0	23.0	26.2	2
19/04/2015	32.2	22.0	27.1	3
25/04/2015	33.4	23.0	28.2	1
26/04/2015	33.4	23.0	28.0	2
01/05/2015	33.4	21.6	27.8	2
02/05/2015	32.2	23.4	26.4	3
03/05/2015	32.5	22.6	25.8	2

(INSIVUMEH, 2015)

NOTA: La estación meteorológica se encuentra a 6 km de la planta evaluada

La destilería en la que se realizó el estudio energético de las torres de enfriamiento está compuesta de dos plantas clasificadas de acuerdo a su capacidad. Se cuenta con una planta estadounidense instalada en el 2003 que tiene una capacidad de producción de 150,000 L/día. Del mismo modo se tiene una planta de diseño hindú con capacidad de producción de 400,000 L/día.

Ambas plantas se dedican a la producción de etanol a partir de fermentación de melaza. Se producen dos tipos de etanol, neutro y anhidro. El alcohol neutro se lleva al 96% de pureza y es vendido para ser utilizado como alcohol potable para bebidas alcohólicas. Por su parte el alcohol anhidro se lleva a una pureza del 99.9% y se utiliza como combustible.

El análisis del enfriamiento de la torres se basó en el flujo para el que están diseñadas. Esto pudo haber influido ya que no se cuenta con medidores de flujo de agua en ninguna de las torres. La planta cuenta con 5 torres de enfriamiento distribuidas según como lo indica el Cuadro 9. Las torres de la planta con capacidad de 150,000 L diarios no cuentan con sensores de temperatura del agua de entrada, por lo que las mediciones se realizan por medio de termómetro láser.

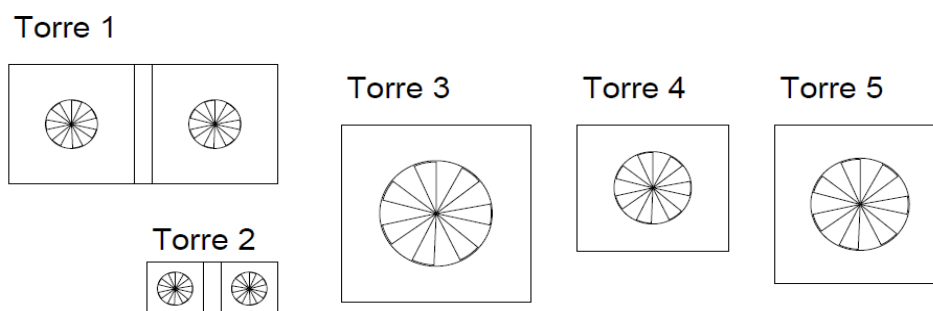
Se cuenta con un cuarto de control desde el que se puede monitorear las temperatura de entrada y salida del agua para las torres de la planta con capacidad mayor y solamente la temperatura de salida de las torres de la planta pequeña. Desde dicho cuarto se monitorea también el uso del ventilador y el nivel de la pileta que recibe el agua enfriada.

Cuadro 9. Distribución de torres de enfriamiento

Torre	Capacidad de la planta	Proceso al que pertenece
1	150,000 L	Destilación
2	150,000 L	Fermentación
3	400,000 L	Evaporación y tamices moleculares
4	400,000 L	Fermentación
5	400,000 L	Destilación

Las cinco torres analizadas se encuentran con entrada de aire en diferentes lados de ellas. Para conocer la localización de las torres se presenta un mapa representativo de la distribución de éstas en la siguiente imagen.

Figura 31. Distribución de torres de enfriamiento vista planta



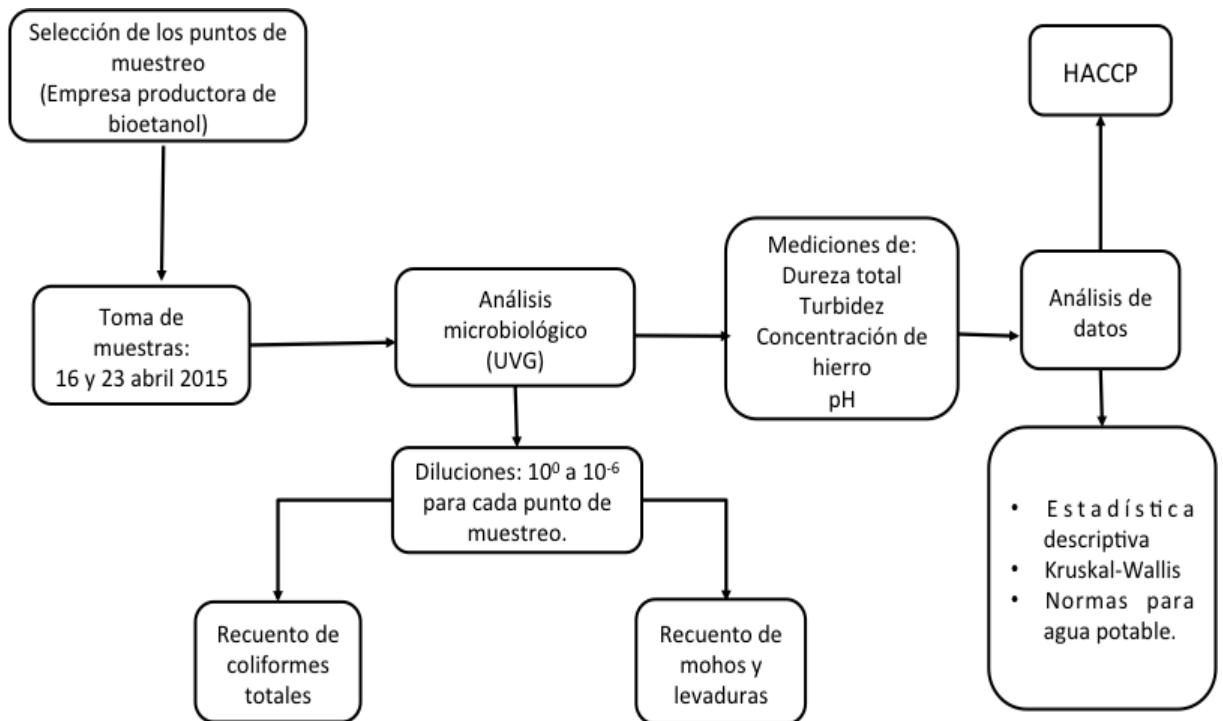
(Elaboración propia)

VI. METODOLOGÍA

A. Módulo I: Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol

A continuación se describe la metodología que se llevó a cabo para la realización de este módulo, la cual se resume en la Figura 32. Consultar Anexo A (No. 1) para visualizar los recursos materiales utilizados.

Figura 32. Diagrama de flujo de la metodología llevada a cabo en este módulo para el muestreo y análisis de agua.



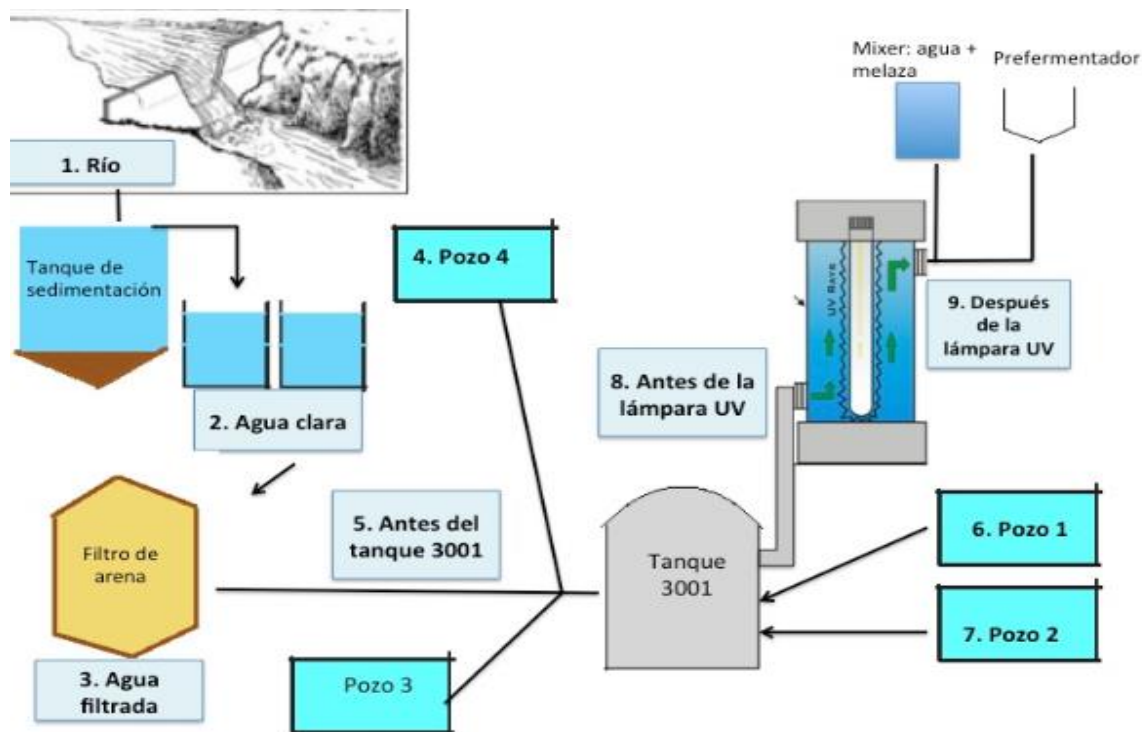
1. Determinación de la carga microbiológica del agua usada en el proceso

a. Descripción del sitio de estudio. Este estudio se llevó a cabo en una empresa productora de bioetanol ubicada en Escuintla. La planta tiene una capacidad de producción diaria de 150,000 L de etanol, el cual consiste en alcohol carburante (etanol para automóviles) y de alta calidad (etanol usado para bebidas). La materia prima utilizada por esta empresa como fuente de azúcares fermentables es la melaza, producida por un ingenio ubicado en el mismo sector, esto les permite reducir los costos asociados con el transporte y compra de la materia prima. Por otro lado, el agua utilizada para la producción de mosto proviene del río ubicado en la fábrica y que está aledaño a la planta de bioetanol y de pozos. En esta empresa cuentan con dos plantas (planta 1 y planta 2), pero en este estudio se evaluará únicamente el agua que alimenta a la planta 1.

Con respecto al agua usada en el proceso, el agua del río (agua cruda) pasa a una fosa de captación, luego a un tanque de sedimentación. El rebalse del tanque pasa a otros dos tanques (3 y 4), los cuales contienen agua clara que luego pasa por filtros de arena para remover los sólidos que no fueron eliminados durante la sedimentación. El agua filtrada y la que proviene de los pozos 3 (el cual no tiene punto de muestreo) y 4 se unen antes de caer en el tanque 3001. Estos tres sitios, además los pozos 1 y 2 alimentan al tanque 3001 (Figura 33).

b. Selección de los puntos de muestreo. Durante la zafra 2014-2015 se realizaron visitas a la empresa productora de bioetanol y se llevó a cabo recorridos en la planta 1 para identificar puntos de muestreo para las tomas de agua. El agua muestreada es útil para diluir la melaza en el “mixer” y en el prefermentador, con el objetivo de obtener mosto con 10-12° Brix. Los puntos de muestreo identificados fueron: agua del río; agua clara (agua del río después del proceso de sedimentación); agua filtrada (agua clara después de su paso por filtros); pozo 4; punto donde se une el agua de planta, pozo 3 y pozo 4; pozo 1; pozo 2; tanque 3001 (en el cual se une agua de la planta y del pozo 1, 2, 3, y 4); antes y después de que el agua pasa por la lámpara UV (ver mapa en Figura 33). Esta agua alimenta al “mixer” para llevar al mosto a 32°Brix y también al prefermentador para diluir al mosto hasta llevarlo a tener 10-12°Br.

Figura 33. Esquema con los sitios de muestreo de agua que entra al proceso en la planta 1 (los sitios muestreados son los que tienen numeración).



Fuente: Elaboración propia

c. Muestreo de las tomas de agua. El muestreo para determinar la carga microbiológica del agua de los puntos analizados se realizó abril para la zafra 2014-2015. Se realizaron dos repeticiones para cada sitio una vez por semana durante dos semanas para un total de cuatro muestras de agua por cada punto seleccionado. Para la toma de muestra, se utilizaron válvulas de bola ubicadas en el sitio de muestreo. Antes de tomar las muestras de agua, las boquillas de las mismas se desinfectaron con alcohol etílico al 70% (v/v) y algodón regular, con la finalidad de evitar contaminación externa. Una vez limpia, la válvula se abrió y se dejó fluir el agua durante aproximadamente tres minutos para que todo el sistema de distribución y tubería se lavaran. Luego se ajustó a una corriente suave y se tomó la muestra con una bolsa estéril marca *Whirl Pak*® previamente identificada con el sitio y fecha de toma. La bolsa se colocó de forma que no tocara el borde de la válvula para prevenir una posible contaminación con microorganismos presentes en ella.

d. Transporte de las muestras. Las muestras de agua se colocaron en una hielera Rubbermaid® con capacidad para 9.5 litros conteniendo paquetes con hielo para mantenerlas frías. Las muestras fueron transportadas al laboratorio de análisis ubicado en la Universidad del Valle de Guatemala (Campus Central), el mismo día en el que se tomaron dentro de un tiempo no mayor a cuatro horas. La importancia del transporte rápido y en frío radica en que se desear representar las mismas características del agua

muestreada, por lo que se debe de preservar adecuadamente para evitar que pierda sus características fisicoquímicas y microbiológicas.

e. Análisis microbiológico. El análisis microbiológico se realizó en duplicado, debido a restricciones de presupuesto para la compra de suministros de laboratorio. El análisis microbiológico del agua se realizó de acuerdo a la metodología siguiente.

f. Preparación de material para diluciones. Para la preparación de diluciones se utilizaron botellas para jalea que fueron lavadas previamente con agua y jabón líquido casero y enjuagadas con agua destilada. Posteriormente, dichas botellas se llenaron con 225 mL de agua destilada y se esterizaron con autoclave a 121°C durante 15 minutos.

g. Preparación de diluciones. Con las muestras de la primera semana se prepararon diluciones a partir de la siembra directa hasta 1:1,000,000 (10^{-6}) para cada uno de los sitios muestreados. Para la preparación de la solución inicial se agregó 225 mL de agua estéril y 25 mL de la muestra de agua (dilución 10^{-1}). Para la siguiente dilución se agregó 225 mL de agua y 25 mL de la dilución anterior. De esta forma se prepararon diluciones seriadas hasta llegar a 10^{-6} . Para la semana restante de la zafra 2014-2015 se usaron menos diluciones.

h. Filtración por membrana. El análisis microbiológico se llevó a cabo a través de la técnica de filtración por membrana. Para ello se usó el sistema *55-Plus™ Monitor* (Millipore, JBRMHWG05505). Para el proceso de montaje del sistema y de la aplicación de la muestra o la dilución de la misma al sistema se siguieron las instrucciones del fabricante (Anexo B número 1).

i. Análisis microbiológico de aerobios totales. Para este análisis se usaron ampollas con extracto de glucosa triptona con cloruro de trifeniltetrazolio (TGE con TTC) (Millipore, MHA00P2TT). Posterior a la filtración de agua a través de la membrana se agregará el contenido de la ampolla al filtro tal y como lo indican las instrucciones del fabricante. La placa se dejó incubando a 32°C durante 48 a 96 horas (Anexo B: número 1).

j. Análisis microbiológico de coliformes totales. Para este análisis se usaron ampollas con m-ENDO, caldo nutritivo para detectar coliformes totales en agua (Millipore, MHA000P2E). Se procedió a agregar la ampolla y a formar la placa, tal como se indicaron en la sección anterior. Ésta se dejó incubando a 35°C durante 22-24 horas.

k. Análisis microbiológico de mohos y levaduras. Para ello, se usaron ampollas que contiene m-Green (MHA000P2M). Se procedió a agregar la ampolla de medio y a formar la placa, tal como se indica en la sección 7 apartado a). Ésta se incubó a 30-32°C durante 48-96 horas.

l. Conteo de las unidades formadoras de colonias de heterótrofos totales. En el medio TGE con TTC, los aerobios formaron colonias de color rojo, producto de la reducción del cloruro del tetrafeniltetrazolio. Para el registro de los resultados, se realizó el conteo de las colonias con estas características para determinar las unidades formadoras de colonias en 100 mL de agua. En el Anexo H: número 1 se muestra un ejemplo.

m. Conteo de las unidades formadoras de colonias de coliformes totales. En el medio los coliformes forman colonias de color rojo oscuro con brillo metálico ya que son fermentadoras de lactosa. Sin embargo, en el caso de *KleibSELLA*, *Citrobacter* y *Enterobacter*, el color rojo menos intenso en comparación con el color rojo oscuro metálico que presentan algunas coliformes. En la Figura 34 se muestra los diferentes tonos de las colonias que crecen en el medio Endo y que son coliformes. Se contaron las colonias con estas características y se determinaron las unidades formadoras de colonias en 100 mL de agua. En el Anexo H: número 1 se muestra un ejemplo.

Figura 34. Características de las colonias de coliforms que crecen en el medio Endo



(Modificado de Universidad de Salamanca, 2015).

n. Conteo de las unidades formadoras de colonias de mohos y levaduras. Para esta determinación se usó el medio M-Green en el que se observan levaduras como colonias opacas de color verde, mientras que los mohos son verdes y filamentosos. El color verde se debe a que el verde bromocresol se difunde en las colonias. Se contaron las colonias con estas características y de esta forma se tienen las unidades formadoras de colonias en 100 mL de agua. En el Anexo H: número 1 se muestra un ejemplo.

2.Determinación de la o las tomas de agua que se necesitan tratar. Las tomas de agua a tratar se reportaron según estándares usados para agua potable. A continuación se muestran los límites de carga microbiológica para muestras de agua potable (Cuadro 10). Las tomas de agua que sobrepasen esos límites se analizaron para determinar si son un punto estratégico para que se haga el tratamiento.

Cuadro 10. Límites de carga microbiológica para agua potable según estándares guatemaltecos internacionales.

Heterótrofos	Mohos y levaduras	Coliformes totales
Según estándar para agua potable proveniente de agua superficial y subterráneas la concentración de bacterias heterótrofas no debe ser mayor a 100 UFC/mL. (EPA, 2002; 67 FR 1811).	100 UFC/ 100 mL (Normativa sueca para agua potable: SLVFS 2001)	1 UFC en 100 mL de agua (Coguanor NGO 29 001).

3.Determinación de algunos parámetros en el agua que pueden afectar el funcionamiento de las lámparas UV. Estos datos fueron medidos el 24 de noviembre del periodo de zafra 2014-2015 y se realizaron en duplicado.

a.Determinación de pH. Se utilizó el medidor de pH Oakton Waterproof pHTestr 30, según las instrucciones del fabricante (Anexo B: número 2).

b.Determinación de la dureza del agua. Se utilizó el kit de Dureza Total Aquamerck® (Número de catálogo: 1.08047.0001). La determinación de la dureza de la muestra se realizó según las instrucciones del fabricante (Anexo B: número 3).

c.Determinación de la turbiedad. Se usó el colorímetro DR/890 marca HACH. Para determinar la turbiedad se utilizó el método 8237 para agua, agua residual, y agua de mar (Anexo B: número 4).

d.Determinación de la concentración de hierro. Se usó el colorímetro DR/890 marca HACH. Para determinar la concentración total de hierro se usó el método 8146 para agua, agua residual y agua de mar del manual del colorímetro (Anexo B: número 5).

4. Plan de análisis de datos. A través de la (Ecuación 58, se obtuvo el promedio de las Unidades Formadoras de colonia del duplicado que se hizo cada semana. La dilución utilizada para obtener este dato, se eligió dependiendo del número de colonias contadas en cada placa, eligiéndose las diluciones que tuvieron un conteo entre 20 a 80 (para coliformes) y de 25 a 250 (para heterótrofos y mohos y levaduras).

$$\frac{UFC}{100mL} = \frac{\text{Suma de colonias en todas las muestras}}{\text{Suma de volúmenes originales de todas las muestras}} * 100$$

(Ecuación 58)

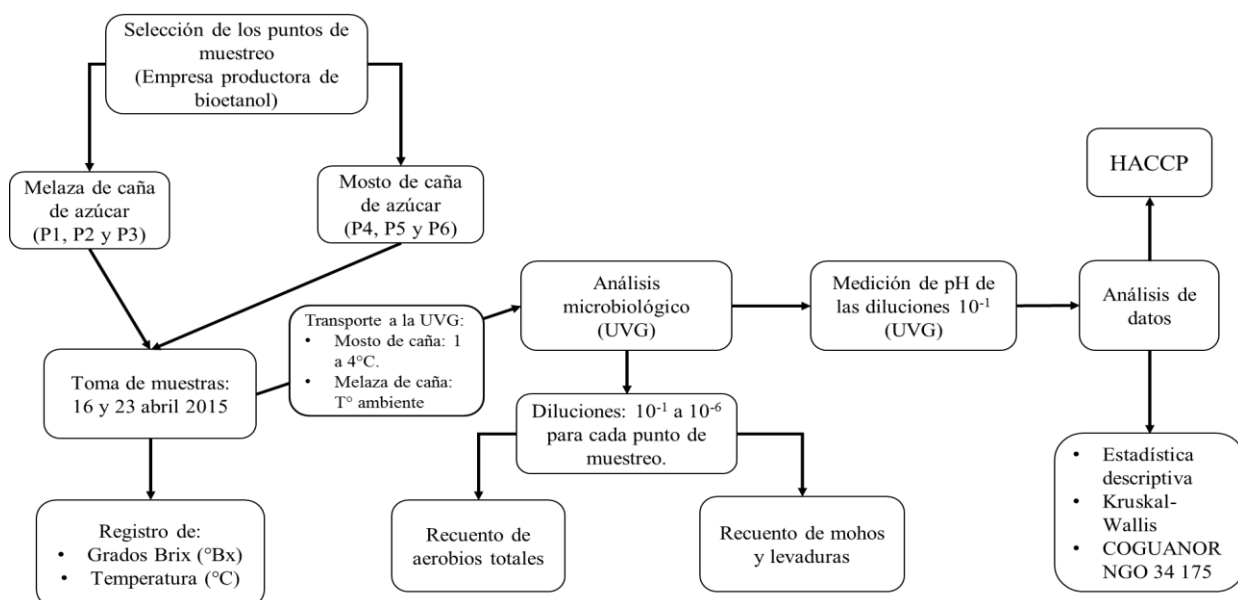
Con los datos de UFC/100 mL se realizaron gráficas de barras para visualizar mejor los sitios con mayor carga y si hubo cambio entre las semanas. Además utilizando IBM SPSS Statistics versión 21, se realizó la prueba estadística no paramétrica para más de dos grupos independientes de Krustal Wallis para determinar con un nivel de significancia de 0.05 si las medianas de las UFC/100 mL de heterótrofos, o coliformes, o mohos y levaduras son iguales entre los puntos de muestreo. Además utilizando IBM SPSS Statistics versión 21, se realizó la prueba estadística no paramétrica para más de dos grupos independientes de Krustal Wallis para determinar con un nivel de significancia de 0.05 si las medianas de las UFC/100 mL de heterótrofos, o coliformes, o mohos y levaduras son iguales entre los puntos de muestreo.

La elección de los sitios más contaminados a tratar se realizará usando las normas de agua potable. Los sitios con un número de colonias en 100 mL mayor al estándar establecido serán los posibles sitios a tratar. Para determinar dichos sitios también se hará uso del conocimiento de la posición del sitio y de aspectos estratégicos (Figura 33).

B. Módulo II: Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala

A continuación se describe la metodología que se llevó a cabo en este módulo, la cual se resume en la Figura 35; consultar el Anexo A: No. 2 para mayor información de los recursos materiales utilizados.

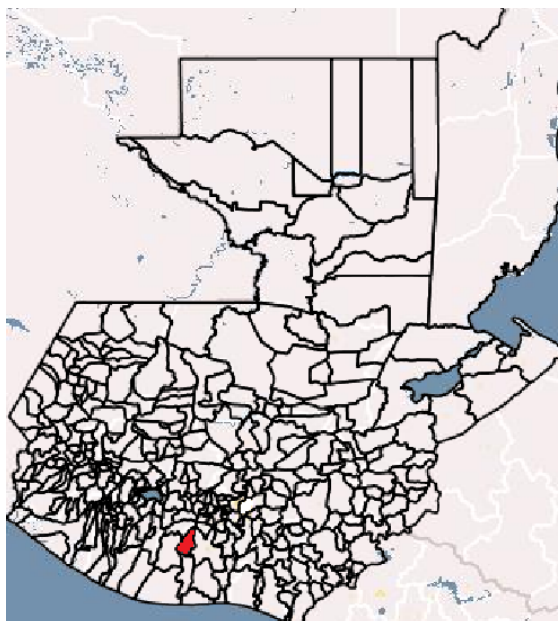
Figura 35. Diagrama de flujo de la metodología que se llevó a cabo en este módulo de megaproyecto.



1. Sitio de estudio. El estudio se realizó en una planta productora de bioetanol, ubicada en Escuintla (Figura 36). El clima del lugar es cálido tropical y según el INSIVUMEH en el año 2003 la temperatura máxima absoluta del departamento de Escuintla fue de 36.8 °C y la temperatura mínima absoluta fue de 19 °C.

Para la elaboración del bioetanol, la empresa recibe la melaza de caña de un ingenio azucarero ubicado en el mismo municipio. Es por ello que los puntos de muestreo se ubicaron en la planta 1 de producción de bioetanol y en el ingenio azucarero que les provee de melaza de caña de azúcar; estos puntos se especifican en la sección 2 denominada: Toma de muestra.

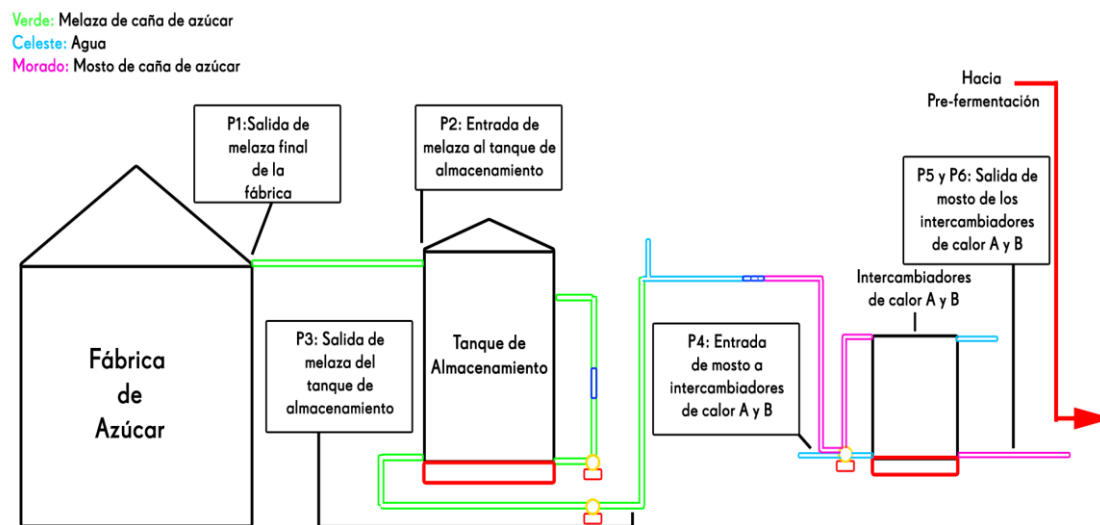
Figura 36. Ubicación del municipio de Siquinalá, departamento de Escuintla, Guatemala



(Modificado del Instituto Geográfico Nacional de Guatemala, 2015).

2. Toma de muestra. Para la selección de los puntos de muestreo de melaza y mosto de caña de azúcar se realizaron visitas a la empresa productora de bioetanol durante la zafra 2014 – 2015 para identificar puntos de muestreo de los procesos anteriores a la fermentación alcohólica. Por lo que, para elegir los puntos de muestreo no se realizó un cálculo de tamaño de muestra, ya que se utilizó el método de muestreo de conveniencia, principalmente, el criterio de selección fue el acceso a los puntos de muestreo. Se buscó que hubiera un dispensador (válvula de bola) donde obtener la muestra de melaza o mosto de caña de azúcar en la entrada y salida de los tanques de almacenamiento; así como las salidas y entradas de las etapas del proceso previas a la pre-fermentación; para lo cual se requirió el asesoramiento del ingeniero de planta de la empresa productora de bioetanol. En total se muestrearon seis puntos, de los cuales tres fueron de melaza de caña de azúcar y tres de mosto de caña de azúcar. Para la melaza, se tomó la melaza final del ingenio azucarero que suple a la empresa (P1), la entrada (P2) y salida (P3) del tanque de almacenamiento de la melaza de caña de azúcar en la planta 1 de producción de bioetanol; como se muestra en la Figura 37. Para el mosto de caña de azúcar, se tomó antes (P4) y después de pasar el mosto por los intercambiadores de calor A (P5) y B (P6) en la planta 1 de producción de bioetanol (Figura 37).

Figura 37. Diagrama esquemático de los puntos de muestreo de melaza de caña (P1, P2 y P3) y mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6).



(Elaborado por: J. Ayala, 2015).

El muestreo se efectuó dos veces. Las primeras dos se tomaron en dos semanas de abril del 2015, durante la primera zafra (2014 - 2015). El primer muestreo fue el día jueves 16 de abril 2015, y el segundo el jueves 23 de abril 2015. Con las muestras obtenidas, se realizó un monitoreo microbiológico de todos los puntos de muestreo con el propósito de determinar los puntos con mayor contaminación microbiológica.

Para la recolección de las muestras de melaza y mosto de caña de azúcar, se utilizaron recipientes autoclaveables de 250 mL con tapadera de rosca, previamente esterilizados en la autoclave a 121°C y 1 atmósfera de presión por 15 minutos. Antes de tomar la muestra en cada punto, se desinfectó con alcohol al 70% (v/v) y algodón estéril la salida de la válvula de bola (boquilla), y se dejó totalmente abierta la válvula de bola por lo menos 3 minutos para permitir el lavado de la tubería y el sistema de distribución, luego el recolector se colocó un nuevo par de guantes de látex, midió la temperatura de la muestra y llenó los recipientes hasta 125 mL. Los recipientes con las muestras recolectadas se guardaron individualmente en bolsas plásticas con cierre hermético; debidamente rotuladas con la fecha, punto de muestreo, y nombre del recolector. Todas las muestras de melaza y mosto de caña de azúcar se trasladaron al Laboratorio de Microbiología de la Universidad del Valle de Guatemala. Para su transporte las muestras de mosto de caña de azúcar se almacenaron dentro de una hielera con capacidad de 9.5 L (Rubbermaid) entre 1 a 4°C; para mantener esta temperatura se utilizó hielo, y se monitoreó con un termómetro. Mientras que las muestras de melaza de caña de azúcar se mantuvieron a temperatura ambiente dentro de una hielera con capacidad de 4.8 L (Rubbermaid). En el laboratorio se controló la temperatura en la que fueron transportadas las muestras hasta su análisis, el cual se realizó no después de 24 horas de la recolección de las muestras. Con

el propósito de garantizar la trazabilidad del proceso y permitir conducir al laboratorio una muestra lo más representativa posible, que conserve sus características originales.

Se registraron los grados Brix de las muestras de melaza de caña de azúcar que se tomaron en la salida del tanque de almacenamiento (P3 de la Figura 37), las cuales son mediciones de rutina realizadas, por el personal del laboratorio de la planta productora de bioetanol, por refractometría. Así mismo, se anotaron los grados Brix de las muestras de mosto de caña de azúcar antes de entrar a los intercambiadores de calor A y B (P4 de la Figura 37); ya que estas mediciones también son de rutina y son registradas por el mezclador del agua y la melaza de caña de azúcar el cual tiene un sensor para la medición de grados Brix.

3. Análisis microbiológico

a. Prueba piloto del análisis microbiológico de la melaza de caña de azúcar por la técnica de la placa vertida. Para seleccionar el mejor método de análisis microbiológico se realizó una prueba piloto por la técnica de la placa vertida, en la cual se utilizaron medios de cultivo convencionales: “Plate Count Agar” (PCA, por sus siglas en inglés; marca Merck) para el recuento de aerobios totales, y “Dichloran Rose Bengal Chloramphenicol” (DRBC, por sus siglas en inglés) para el recuento de mohos y levaduras. Para la preparación del medio de cultivo PCA se disolvió 16.45 g de agar PCA (Merck, No. de catálogo: 1054630500) en un litro de agua desmineralizada dentro de un Erlenmeyer de 1 L. Para la preparación del medio de cultivo DRBC se procedió a disolver 31.6 g de agar DRBC (Merck, No. de catálogo: 1004660500) en un litro de agua desmineralizada dentro de un Erlenmeyer de 1 L. Ambos medios de cultivo se calentaron en una estufa con agitación electromagnética hasta alcanzar su punto de ebullición. Una vez alcanzado su punto de ebullición, se retiraron de la estufa y se colocaron en la autoclave a 121°C y 1 atmósfera de presión por 15 minutos. Al finalizar, los medios de cultivo se mantuvieron en un baño de agua a 45 ± 1 °C hasta su uso; para evitar que se solidificaran.

Para llevar a cabo la técnica de la placa vertida, se preparó el material que se especifica en la sección “b” de este apartado y se realizaron las diluciones para melaza de caña de azúcar que se describen en la sección “c” de este apartado. Se limpiaron las superficies internas de la campana de flujo laminar vertical (Labconco) con etanol al 70% (v/v) y toallas de papel mayordomo, se colocaron dentro las micropipetas automáticas de 100 a 1000 μ L (Eppendorf Reference) con sus respectivos “tips”, así como, las cajas de Petri que se iban a utilizar, y se dejó encendida la luz UV por 15 minutos. Luego, se apagó la lámpara UV, se encendió el flujo de aire de la campana, y dentro de la campana de flujo se procedió a rotular las placas de Petri en la parte inferior (no la tapadera) con el nombre de la muestra, factor de dilución, agar que se utilizó, fecha e iniciales del analista. En el centro de cada placa de Petri (debidamente identificada) se inoculó 1.0 mL de cada una de las diluciones (el orden de siembra fue de la dilución más pequeña a la más grande); para ello, se cambió el “tip” de la micropipeta entre cada cambio de placa de Petri. Todas las diluciones se sembraron en duplicado para cada análisis microbiológico: recuento de mohos y levaduras, y

aerobios totales. Posteriormente, se vertió 20 – 25 mL de medio de cultivo respectivo (DRBC o PCA, según el etiquetado), a 45 °C, sobre cada uno de los inóculos. Se tapó la placa, y se agitó de forma suave y uniforme a favor de las agujas del reloj por 5 segundos y luego en contra por 5 segundos; sin ensuciar la tapadera con el medio. Se esperó que el agar solidificara dentro de la campana de flujo laminar vertical (aproximadamente 10 minutos); para ello, se dejó la tapadera inclinada sobre la caja, de forma que quedó una pequeña abertura. Por último, se taparon, invirtieron las cajas de Petri e incubaron a una temperatura de 36 ± 1 °C por 48 ± 2 horas, y de mohos y levaduras de $25^\circ\text{C} \pm 1$ °C por 3 a 5 días. Así mismo, se incubó a las condiciones de tiempo y temperatura respectivas: (1) control del medio de cultivo, es decir, una caja de Petri sólo con agar PCA y otra con agar DRBC; (2) control del agua de dilución, para el cual se inoculó 1 mL de agua desmineralizada estéril usada para las diluciones; y (3) control de ambiente, para el cual se colocó una placa de Petri con agar PCA y otra con DRBC por 30 minutos en el área de siembra bajo la campana de flujo laminar vertical. Una vez concluido el tiempo de incubación se procedió a realizar el recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales que se describe en la sección cinco de este mismo apartado.

b.Preparación del material. Para determinar la carga microbiana de las muestras de melaza y mosto de caña de azúcar, se prepararon matraces de Erlenmeyer de 125 mL con 90 mL de agua desmineralizada, tubos autoclaveables de 15 mL con tapadera de rosca con 9 mL de agua desmineralizada, y cajas de 100 “tips” para micropipetas automáticas de 100 a 1000 μL (Eppendorf Reference). Todo el material fue esterilizado en la autoclave a 121°C y 1 atmósfera de presión por 15 minutos.

c.Preparación de diluciones. Se prepararon diluciones de melaza y mosto de caña de azúcar de 10^{-1} a 10^{-6} . Para la dilución 10^{-1} de melaza de caña de azúcar, se pesó 10 g de muestra y se disolvió en 90 mL de agua desmineralizada estéril. Mientras que para la primera dilución del mosto (10^{-1}) se tomó 1 mL de muestra y se disolvió en 9 mL de agua desmineralizada estéril. A partir de estas diluciones se prepararon diluciones seriadas hasta 10^{-6} . Al finalizar y comenzar con la preparación de cada dilución, las diluciones se agitaron con un agitador tipo vórtex para homogenizar la solución. Para el segundo muestreo se utilizaron cuatro diluciones por punto de muestreo, el rango de dilución fue de 10^{-1} a 10^{-4} o de 10^{-2} a 10^{-5} , sin embargo, éste varió según la carga microbiológica que se observó en el primer muestreo. Todas las diluciones se prepararon con técnicas asépticas, bajo la campana de flujo laminar vertical (Labconco); consultar sección “a” de este apartado para el procedimiento de desinfección de la campana de flujo laminar vertical.

d.Análisis microbiológico con Petrifilm™. Para realizar este análisis se utilizó el equipo y las instalaciones del Laboratorio de Microbiología de la Universidad del Valle de Guatemala (Anexo A: No. 2). Se realizó un recuento de mohos y levaduras, y de aerobios totales. Para ello, se usaron placas deshidratadas con medio de cultivo tipo 3M™ Petrifilm™ Yeast and Mold Count Plates (Merck, No. de

catálogo: 6407), el cual posee verde de bromocresol que es un indicador de pH que al difundirse en las colonias las tiñe de verde; lo que facilita la visualización y conteo de mohos y levaduras, y Aerobic Count Plates (Merck, No. de catálogo: 6400), el cual contiene un colorante indicador: tetrazolio, que las células vivas reducen a formazán (1,3,5-trifenilformazán) de color rojo; por lo que las colonias en el recuento de aerobios totales se identificaron como puntos rojos. Todas las diluciones se sembraron en duplicado (el orden de siembra fue de la dilución más pequeña a la más grande), sin embargo, antes de iniciar con la inoculación de las muestras, se desinfectó la campana de flujo laminar vertical; para ello, se limpiaron las superficies internas de la campana de flujo laminar con etanol al 70% (v/v) y toallas de papel mayordomo. Luego, se colocaron dentro de la campana de flujo laminar las micropipetas automáticas de 100 a 1000 μL con sus respectivos “tips”, y se dejó encendida la luz UV por 15 minutos. De cada dilución se inoculó 1 mL y se esparció en la placa de acuerdo a las instrucciones del fabricante (Anexo B: No. 6 y 7). Así mismo, se tomó en cuenta un control del agua de dilución, para el cual se inoculó 1 mL de agua desmineralizada estéril usada para las diluciones, y un control de ambiente; este último se colocó por 30 minutos en el área de siembra bajo la campana de flujo laminar vertical. Las condiciones y tiempo de incubación para el recuento de aerobios totales fueron de 36 ± 1 °C por 48 horas, y de mohos y levaduras de $25^\circ\text{C} \pm 1$ °C por 3 a 5 días.

e. **Conteo de aerobios totales, y mohos y levaduras.** Para el recuento de aerobios totales se siguieron los lineamientos de la FDA actualizados por Maturin y Peeler (2001) que se basan en el capítulo 3: “Aerobic Plate Count” del “Bacteriological Analytical Manual” de 1998.

Se realizó el conteo de unidades formadoras de colonias (UFC) en las placas que tenían entre 25 a 250 colonias, y se aplicó la (Ecuación 59). Cuando se presentó un número mayor a 250 UFC en ambas placas de la misma dilución, se reportó con las iniciales TNTC que se refiere a “too numerous to count”, y si la placa provenía de una muestra contaminada o insatisfactoria el resultado se escribió como “laboratory accident” (LA).

$$N = \frac{\Sigma C}{[(1 \times n_1) + (0.1 \times n_2) \times (d)]}$$

(Ecuación 59)

En donde:

N = Unidades formadoras de colonias por mL o g de producto [UFC/g(mL)].

ΣC = Suma de todas las colonias en las placas contadas.

n_1 = Número de placas de la primera dilución contada.

n_2 = Número de placas de la segunda dilución contada.

d = Dilución de la primera placa de la que se obtuvo un recuento.

Para el recuento de mohos y levaduras también se siguieron los lineamientos de la FDA actualizados por Tournas y colegas (2001) que se basan en el capítulo 18: “Yeasts, Molds and Mycotoxins” del “Bacteriological Analytical Manual” de 1998.

Se realizó el conteo de UFC en las placas que contenían de 10 a 150 colonias. Se obtuvo el promedio del recuento de los duplicados y se reportaron los resultados en unidades formadoras de colonias por gramo (UFC/g) para la melaza de caña, o unidades formadoras de colonias por mililitro (UFC/mL) para el mosto de caña de azúcar. Para ello, se multiplicó el promedio de UFC con el inverso del factor de dilución respectivo, de acuerdo a la (Ecuación 60).

$$UFC/g(mL) = \bar{X}_{UFC} * 1/FD$$

(Ecuación 60)

En donde:

\bar{X}_{UFC} = Promedio de UFC en una dilución.

FD = Factor de la dilución.

4. Medición de pH. Antes de su uso, el equipo se calibró de acuerdo a las especificaciones del fabricante (Anexo B: No. 8). Se midió el pH de la dilución 10^{-1} de la melaza y mosto de caña de azúcar utilizando un potenciómetro (Thermo Scientific) a temperatura ambiente, por medio de la inmersión directa del electrodo en la dilución. Fue necesario esperar la estabilización del equipo para hacer la lectura del pH, y entre cada una de las mediciones se lavó el electrodo con agua desmineralizada y se secó cuidadosamente con Kimwipes. Se utilizó agua desmineralizada como control.

5. Análisis de datos. Se colocaron en un cuadro las unidades formadoras de colonias por gramo o mL [UFC/g (mL)] semanales del conteo de mohos y levaduras, y aerobios totales de cada uno de los puntos de muestreo; ver apartado de Resultados. Estos resultados se representaron en un gráfico de barras para comparar entre los puntos de muestreo y las semanas en que se realizó el monitoreo microbiológico de todos los puntos de muestreo.

Se obtuvo la estadística descriptiva de los datos (media, mediana, y desviación estándar) y se realizó una comparación entre los puntos de muestreo, para ello se utilizó la prueba estadística no paramétrica de Kruskal-Wallis para k muestras independientes del programa IBM SPSS Statistics versión 20 para Windows 8.1. Para determinar con un nivel de significancia del 5% si las medianas de los recuentos de aerobios totales o mohos y levaduras entre los puntos de muestreo son iguales.

El punto de muestreo al cual se le recomendó aplicar un tratamiento de control, en términos de reducción de la carga microbiológica se seleccionó por comparación de las medianas entre los puntos de muestreo. Este punto se eligió en base a los límites mínimos de la norma guatemalteca obligatoria de calidad COGUANOR NGO 34 175: MELAZA DE CAÑA emitida en 1987, en la cual la melaza de caña para usos industriales como fermentación alcohólica se clasifica como clase 2. Para la clase 2, el recuento total de levaduras osmofílicas no debe ser mayor de 100 UFC/g(mL), y el recuento total en placa no debe sobrepasar 1.50×10^4 UFC/g(mL) (COGUANOR, 1987). Así mismo, un análisis de peligros y puntos críticos de control (HACCP, por sus siglas en inglés).

C. Módulo III: Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol

Para la recolección y determinación de datos se utilizaron diferentes técnicas, tales como observación, medición de variables en la planta, uso de planos de la empresa, análisis de registros de información y búsqueda de información en libros e internet.

A partir de observaciones y registros de información de la empresa se identificarán los flujos de operación para el llenado de los tanques de melaza, estos se determinaron los cuartos de control y el registro de operación de la planta en el Cuadro 213.

También las propiedades características de la melaza a lo largo de todo el periodo de zafra que equivale a seis meses fueron determinados a partir de los registros establecidos en el Cuadro 213. Los valores de tiempo y volumen de llenado de tanque se obtuvieron con la medición durante seis días (4 al 9 de mayo) ver Figura 105 - Figura 107.

Se determinó el comportamiento de la viscosidad de la melaza en función de la temperatura, esta se realizó con una con un viscosímetro de Brookfield modelo DV-E y un termómetro marca PYREX. Se realizó una regresión logarítmica a los datos obtenidos, debido al comportamiento no newtoniano que caracteriza a la melaza.

Por medio de la recolección de información en libros y en artículos de internet se obtuvieron valores característicos para el vapor a 150 psig, propiedades térmicas y cinéticas de la melaza, propiedades del agua de enfriamiento a 29°C que es la temperatura de operación de las torres de enfriamiento según el registro de operación en el Cuadro 213 y procedimientos para el dimensionamiento de intercambiadores de placas y las propiedades específicas que se deben definir.

Asimismo, se determinó un procedimiento utilizando el análisis LMTD para la determinación de coeficientes globales de transferencia de calor, área requerida de transferencia de calor y por medio de iteraciones lograr la convergencia entre el coeficiente utilizado para la selección del intercambiador y el coeficiente determinado por la operación del intercambiador de calor tomando en cuenta las propiedades de los fluidos.

La determinación de los intercambiadores se realizó siguiendo los cálculos de muestra en el anexo D, que recomienda Sinnot para los intercambiadores de placas en Anexo 1, sección E.

D.Módulo IV: Diagnóstico energético en las principales bombas de planta

1.Fermentadora de melaza para producción de etanol. En noviembre de 2014 se realizó la primera visita a la planta para identificar el área y conocer el proceso de producción de etanol. En enero de 2015, se obtuvo la matriz de criticidad que maneja la empresa, la cual se describió anteriormente en el Cuadro 7. A partir de esta matriz, se obtuvo que para el periodo de este estudio era conveniente analizar únicamente quince bombas. Posteriormente, se descartaron ocho bombas las cuales no contaban con manómetro en la línea de descarga. Se midió temperatura, presión y flujo durante seis días de operación normal de la planta (4 al 9 de mayo) para las siete bombas seleccionadas (Cuadro 6). El detalle de los instrumentos utilizados para realizar las mediciones anteriores se detallan en el Cuadro 9. Para ver los resultados obtenidos de tales mediciones, se recomienda ver Cuadro 97, Cuadro 98 y Cuadro 99 en Anexos.

Cuadro 11. Información de los instrumentos para medición de temperatura, presión y caudal

Instrumento	Medición	Marca	Rango	Incertidumbre
Termómetro	Temperaturas de fluidos de bombas P508, P510, P549 y P561	Ashcroft	255-366 K (0-200°F)	±1.8K (1°F)
Termómetro	Temperaturas de fluidos de bombas P519 y P536	Ashcroft	255-422 K (0-300°F)	±1.8K (1°F)
Termómetro	Temperaturas de fluidos de bombas P-556	Ashcroft	255-478 K (0-400°F)	±1.8K (1°F)
Manómetro de Bourdon	Presión de fluidos de bombas P508, P510 y P561	Aschroft	0-690 kPa (0-100 psi)	±6.9 kPa (1psi)
Manómetro de Bourdon	Presión de fluidos de bombas P519, P536,P549 Y P556.	Aschroft	0-2070 kPa (0-300 psi)	±6.9 kPa (1psi)
Medidor de flujo tipo vórtice	Caudal en descarga de bomba P519	Fischer-Rosemount	5-37.5 m ³ /h (22-165 gpm)	±0.003 m ³ /h (0.01gpm)
Medidor de flujo tipo vórtice	Caudal en descarga de bomba P549	Fischer-Rosemount	1.6-12.5 m ³ /h (7-55 gpm)	±0.003 m ³ /h (0.01gpm)
Medidor de flujo tipo vórtice	Caudal en descarga de bomba P556	Fischer-Rosemount	386-2930 m ³ /h (1700-12900 gpm) gpm	±0.3 m ³ /h (1gpm)

Los datos de las propiedades de presión de vapor, viscosidad y densidad se obtuvo a partir de datos proporcionados por el Manual del Ingeniero Químico (Perry y Green, 2008), utilizando como referencia las temperaturas promedio de los fluidos (Cuadro 11). El largo de las tuberías, accesorios e instrumentos de medición colocados en las líneas de succión y descarga se determinaron utilizando los planos de la empresa y se corroboraron por medio de observaciones a la planta. Asimismo, las presiones y temperaturas de operación en el fondo (parte más baja) y cabeza (parte más alta) de las columnas de destilación (Cuadro 5) se obtuvieron a partir de registros de la empresa a lo largo de toda la zafra 2014-2015.

Por medio de la recolección de información en libros y en artículos de internet se obtuvieron las ecuaciones para determinar las caídas de presión dinámica de tuberías y accesorios asociados a las bombas. Posteriormente, se procedió a realizar cálculos de las cabezas totales actuales de las bombas de acuerdo a procedimientos establecidos en la literatura. Asimismo, se determinó un procedimiento para encontrar las cabezas totales mínimas requeridas por cada bomba para poder proponer nuevas condiciones de operación. Las relaciones fundamentales de las bombas características permitieron predecir de manera ideal las nuevas condiciones de operación para la reducción de gasto energético.

E.Módulo V: Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza

1. Medición y recopilación de datos. El objetivo de esta etapa estuvo basado en la obtención de toda la información necesaria para la determinación de la eficiencia energética de cada intercambiador. Para ello fue imprescindible contar con una base de datos, en donde se detalló la transferencia de calor, flujos volumétricos o másicos, temperaturas de los fluidos que ingresan y salen en cada equipo, entre otros.

Además, la información recolectada detalló el funcionamiento de cada intercambiador. Por esta razón se incluyó la siguiente información:

- Diagramas de flujo de todo el proceso y de cada intercambiador a evaluar.
- Planos P&ID pertinentes.
- Listado de intercambiadores de calor.
- Hoja de especificaciones de diseño de cada equipo.

Es importante mencionar que antes de iniciar a recolectar información y efectuar mediciones, fue indispensable hacer una visita previa a la planta productora de etanol, para conocer el proceso general y facilitar el entendimiento del funcionamiento de cada equipo. Luego de que la visita se realizó y se obtuvo la información técnica, se pudo dar inicio a la toma de datos.

2. **Medición de temperatura.** La medición de temperatura se efectuó en la entrada y salida de ambos fluidos que pasan a través de cada intercambiador. La medición se realizó de dos formas: 1) Lectura directa del medidor de temperatura local. 2) Utilizando un termómetro láser. Se recurrirá a esta última opción cuando la primera no sean factibles.

Ya que la planta cuenta con dos tipos de intercambiadores de calor: intercambiadores de placas, y de coraza y tubos, se preparó dos diferentes tablas para la recopilación de datos.

Cuadro 12. Hoja de mediciones para intercambiadores de placas

Fecha: _____
 Hora: _____

No.	TAG	Flujo de fluido	T° entrada fluido caliente	T° salida fluido caliente	T° entrada fluido frío	T° salida fluido frío	Otros
1							
2							
3							
4							
5							
6							

Cuadro 13. Hoja de mediciones para intercambiadores de coraza y tubos

Fecha: _____
 Hora: _____

No.	TAG	Flujo de fluido	T° entrada coraza	T° salida coraza	T° entrada tubos	T° salida tubos	Otros
1							
2							
3							
4							
5							
6							

Es importante mencionar que en la celda TAG va el código con el que se identifica el equipo dentro de la planta. Las celdas de temperatura no poseen ninguna unidad de medición dado que esta variará según el

instrumento de medición; lo mismo ocurre con la incertidumbre. Para la medición de temperatura haciendo uso del termómetro láser se usó el siguiente medidor:

Cuadro 14. Especificaciones de termómetro láser

Marca	Capacidad (°C)	Incertidumbre (°C)
OAKTON mini InfraPro	0-500	±0.1

3. **Medición de flujo.** La medición de flujo se llevo a cabo en la entrada o salida de ambos fluidos, donde estuviese disponible. La mayoría de los flujos son medidos por la planta en el cuarto de control mediante transmisores. Para la obtención de datos de los flujos se usó la hoja de medición descrita en el Cuadro 12 y Cuadro 13 de la sección anterior. En ocasiones los flujos fueron medidos de forma volumétrica o másica, por esta razón no se colocó unidades de medición. En donde no se llevase un control de los flujos con transmisores se prosiguió de la siguiente manera:

4. **Medición de flujo haciendo uso de un medidor de flujo portátil.** Para determinar el flujo cuando este no es controlado con transmisores se debe hacer uso de un medidor de flujo portátil, en este caso un medidor de flujo ultrasónico. La medición de flujo en el medidor de tipo ultrasónico depende de varios factores: diámetro, tipo de fluido y material de tubería; estos varían para cada intercambiador. Es por ello se preparará una hoja donde se ingresarán todos los requisitos necesarios para así obtener una lectura del medidor:

Cuadro 15. Factores necesarios en cada intercambiador para la obtención de flujo

TAG Intercambiador	Especificación	Coraza	Tubos	Material	Lectura de medidor
	Diámetro (in)				
	Fluido				

Cuadro 16. Especificaciones de medidor portátil ultrasónico

Marca	Serie	Capacidad (m)	Salidas (mA)	Frecuencia (Hz)	Incertidumbre (°C)
Greyline	SE Portable Transit time Flow Meter	0.05-1	4-20	50-60	±0.5

Es importante mencionar que esta forma de medición al final no fue factible por razones que se mencionarán en la sección de discusión.

5. Consumo de energía teórico. La determinación de la energía consumida por el equipo de forma teórica, fue obtenida a partir de la información de las hojas de especificaciones de diseño. La energía intercambiada, de acuerdo a las condiciones de diseño, está contenido en tal hoja.

6. Evaluación de los intercambiadores de calor. Con la información recopilada se encontró el consumo energético a condiciones de operación actual (real). Ya que se cuenta con la energía transferida de forma real y teórica, se pudo obtener la eficiencia energética. El cociente entre ambos dará como resultado final la eficiencia real de cada equipo de transferencia de calor. (Ver anexo, cálculos detallados).

7. Identificación de ineficiencias. Los factores que afectan la eficiencia de cada intercambiador varían. Se evaluaron factores de diseño, condiciones de proceso, condiciones de equipo, frecuencia de mantenimiento, calidad del agua de enfriamiento, entre otros. Cada uno de estos componentes fueron analizados para determinar el grado de incidencia en la eficiencia energética del equipo.

8. Elaboración de propuestas de mejora. A partir de los resultados obtenidos y la evaluación de las ineficiencias en cada equipo de transferencia de calor, se propuso la posibilidad de establecer mejoras que disminuyan el consumo energético, así como los costes asociados a ese gasto térmico. Establecidos y evaluados los puntos más influyentes de consumo de energía, se propusieron medidas de corrección que puedan afectar a los intercambiadores, al diseño o manejo del equipo (Abadía & Rocamora, 2010:55).

F. Módulo VI: Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza

Se realizó una búsqueda bibliográfica para conocer las variables importantes a tomar en cuenta y de esta manera definir las condiciones, tanto del agua como del aire, que se debían medir en las torres de enfriamiento. Además, se hizo un reconocimiento de la planta y del procedimiento en general para saber en qué partes del proceso se utiliza el agua proveniente de las torres de enfriamiento para conocer así el impacto de la eficiencia de las torres en otros puntos del procedimiento.

Para realizar el análisis de la eficiencia energética, primero se verificó el comportamiento de las condiciones ambientales a diferentes horas del día para determinar las horas críticas en las que los cambios en velocidad, humedad y temperatura de entrada del aire de las torres son significativos. Para esto se

realizaron mediciones cada dos horas durante veinticuatro horas, además se compararon con datos proporcionados por el INSIVUMEH de la estación más cercana, la estación Finca Camantulul.

Con el fin de facilitar este proceso se trazó un diagrama de las torres para determinar diferentes puntos en los que entra el aire, con esto se establecieron los puntos de medición para obtener los valores promedio de las propiedades del aire de entrada. Los puntos en los que se realizaron las mediciones para cada torre se pueden observar en los anexos de la Figura 100 a la Figura 104. La velocidad del aire se midió con un anemómetro, mientras que la temperatura y la humedad, con un termohigrómetro.

Después se midieron las condiciones de operación de las torres durante las horas críticas establecidas para medición. Las variables a medir y su modo de medición se presentan en el cuadro a continuación:

Cuadro 17. Métodos de medición de variables

Variable a medir	Método de medición
Temperatura del aire de entrada	Con higrómetro en puntos clave
Humedad del aire de entrada	Con higrómetro en puntos clave
Velocidad del aire de entrada	Con anemómetro en puntos clave
Temperatura del aire de salida	Con higrómetro sobre la torre
Humedad del aire de salida	Con higrómetro sobre la torre
Velocidad del aire de salida	Con anemómetro sobre la torre
Temperatura de entrada del agua	Con información del cuarto de control si se tiene valor, sino con termómetro láser sobre la tubería
Temperatura de salida del agua	Con información del cuarto de control
% de nivel de la torre	Con información del cuarto de control
% de utilización del ventilador	Con información del cuarto de control
Frecuencia del ventilador	Con información del cuarto de control

Para la información teórica necesaria como entalpías y temperatura de bulbo húmedo se utilizó un carta psicrométrica digital como referencia. Para hacer uso de esta se especificó la presión del lugar que se tomó como atmosférica pues no se tiene referencia de ésta por parte de la planta ni por parte del INSIVUMEH. El dato que se varió para obtener la información fue la temperatura de bulbo seco medida con el termohigrómetro. La carta psicrométrica se obtuvo de http://www.daytonashrae.org/psychrometrics_si.html#start.

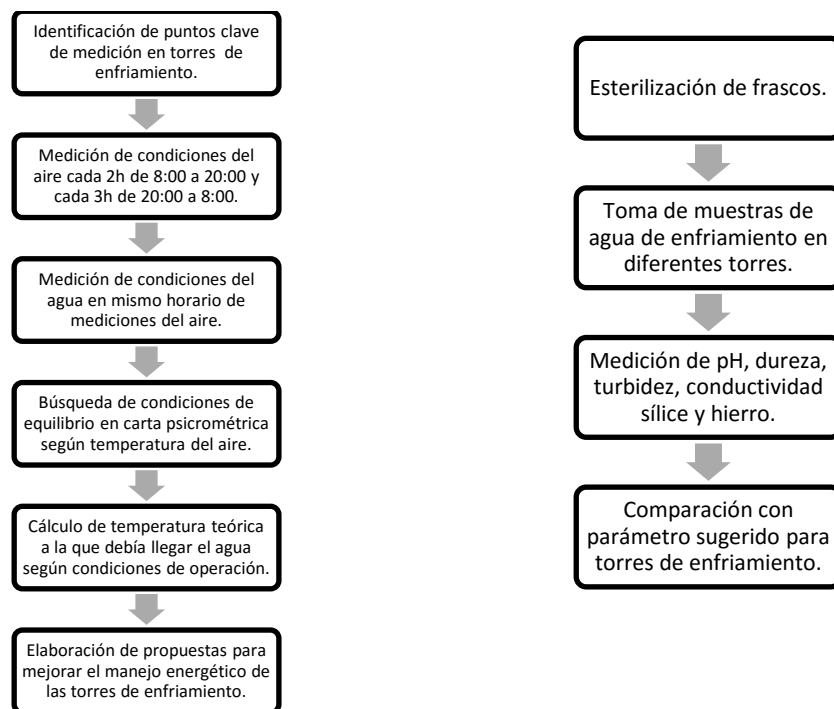
Con la información encontrada y la información técnica de las torres, como el tipo de empaque y su distribución, se calculó el cambio teórico de la temperatura del agua para así establecer si la torre está funcionando eficientemente o no. Ya que no se contó con una manera de medir el flujo de agua el cálculo

se basó en los flujos de diseño de las torres. Además se vio qué tan eficiente es el uso del ventilador dependiendo de las condiciones ambientales con las que se trabaje. Esta evaluación consistió analizar el tiempo en el que se utilizan los ventiladores sin beneficio alguno y qué tanta energía representa esto, traduciéndola posteriormente a costos de acuerdo a la potencia del motor del ventilador y según el costo que tiene la energía en kWh.

En el registro se dejaron claros los puntos de las torres de enfriamiento en los que se realizaron las mediciones para determinar el comportamiento promedio del aire que entra, tal como se mencionó anteriormente. Esto se realizó ya que no se puede decir que las condiciones del aire son iguales en todos los puntos de entrada a la torre, por lo que se calculó un promedio de las variables medidas en cada punto.

Ahora bien, para el análisis de aguas se hizo un registro con la caracterización del agua que alimenta tres de las cinco torres de enfriamiento. Estas fueron la torre 1, 3 y 4. Se midió pH, conductividad, dureza, sílice, hierro y turbidez. Con esta información se determinó cuál de todos estos factores tenía un mayor impacto en la eficiencia de la transferencia de calor en las torres. Para realizar los análisis se emplearon métodos estándares de análisis de agua usando el equipo y manual HACH. Los valores obtenidos por estos métodos se compararon con los parámetros sugeridos para el buen funcionamiento de las torres.

Con la información obtenida se plantearon los métodos con los que se podría mejorar la eficiencia energética de las torres. Con respecto al funcionamiento, se buscaron alternativas del uso del ventilador respecto al comportamiento de las condiciones ambientales durante el día haciendo correlaciones con las temperaturas de enfriamiento obtenidas. Respecto al agua, las recomendaciones se orientaron a cómo tratar los contaminantes que causan mayor impacto en la eficiencia de las torres según las cantidades obtenidas de los compuestos en los análisis y las cantidades sugeridas para buen funcionamiento del equipo.



G.Módulo VII: Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.

1.Etapa de análisis de la situación actual. Para poder completar esta etapa del proyecto se recolectaron 136 reportes con información sobre las operaciones diarias de la planta productora de etanol. Se depuraron 18 reportes ya que éstos contenían datos atípicos. Se utilizaron tablas de resumen de estadísticas descriptivas de la serie de datos así como gráficas para poder analizar la información de los reportes.

Con los datos de 118 días de operación, se analizó el comportamiento de la recepción de materia prima. También se determinó el impacto de la variación del precio de melaza en el costo unitario de producción del etanol así como los grados Brix y azúcares fermentables en la melaza. Después se analizaron indicadores de eficiencia del proceso de producción. Esto se hizo usando un análisis del comportamiento de la eficiencia de los procesos de fermentación y destilación. Ya que el proceso de fermentación mostró una eficiencia menor que el proceso de destilación, se determinó el impacto de la variación de la eficiencia de fermentación en el costo unitario de producción. Posteriormente, se determinó el comportamiento de la eficiencia global del proceso de producción. El último paso de esta etapa fue determinar la metodología

actual, usada por la empresa, para evaluar sus proyectos. Para mostrar la secuencia lógica de esta metodología, se elaboró un diagrama de flujo, el cual incluye los indicadores de rentabilidad utilizados.

2.Etapa de diseño de sistema de evaluación financiera. En esta etapa del proyecto se investigó sobre los distintos criterios utilizados para evaluar la viabilidad financiera de proyectos. Todos estos criterios, junto con sus ventajas y desventajas, fueron descritos en el Marco Teórico. Después se diseñó la metodología para evaluar la viabilidad financiera de las propuestas del megaproyecto. La metodología incluyó una tabla con la información necesaria para realizar evaluaciones financieras de proyectos de ahorro energético y un diagrama de flujo con la secuencia lógica a seguir.

Dentro de esta secuencia se consideraron aspectos de viabilidad técnica así como la viabilidad financiera. Cabe mencionar que no se profundizó en la viabilidad técnica, ya que esta fue estudiada por el resto de módulos del megaproyecto. Para la metodología diseñada, se utilizó una proyección de 10 años. Esto se debe a que en la actualidad se utiliza esta cantidad de años para evaluar sus proyectos y solicitar fondos al Departamento Financiero de la empresa.

Adicional al diseño de la metodología, se elaboró un modelo para estimar la materia prima e insumos que son necesarios para producir una cantidad de alcohol deseada en una hoja electrónica de Microsoft Excel. También, permitió estimar el costo total de materia prima e insumos así como observar el cambio en el costo unitario de cada metro cúbico (m^3) producido de alcohol. Este modelo incluyó una barra para variar los costos de los insumos, por ejemplo de melaza, y determinar el impacto en el costo unitario de cada metro cúbico de etanol producido y en las utilidades. Es importante mencionar que este modelo, dentro de su estructura de costos, no consideró la mano de obra ni el alquiler de cualquier espacio físico.

3.Etapa de prueba piloto. En esta etapa se presentaron las desventajas al utilizar la TIR como criterio de viabilidad financiera. Esto se hizo considerando el siguiente escenario:

“La propuesta generada para aumentar la eficiencia del proceso de fermentación es la compra de un tanque fermentador. Dada la urgencia de mejora en el proceso, se consideró adquirirlo con un proveedor chino, ya que es más barato y con un menor tiempo de entrega. El flujo neto de efectivo estimado para este proyecto es no convencional, lo cual quiere decir que habrá cambios de signo entre los flujos de efectivo. Uno de los supervisores concluiría que es rentable realizar esta inversión, mientras que otro opinaría. ¿Quién de los dos tiene la razón?”.

Los resultados de dicho escenario son presentados en el Cuadro 76. Después se utilizó el IVPN, como complemento a la TIR y VPN para evaluar tres distintos escenarios. Estos escenarios se fundamentan en ejemplos utilizados por el documento *Módulo IX: Evaluación técnico – económica de proyectos de ahorro de energía eléctrica* publicado por la Comisión Nacional de Energía Eléctrica (2010:3). Se asumió que las

tres alternativas de ahorro utilizadas en la prueba piloto son viables técnicamente para resolver un problema dentro de la planta productora de etanol. Para la evaluación financiera se utilizó la TMAR de la empresa así como un periodo de estudio de 10 años.

4. Etapa de ejecución. En esta etapa se evaluaron propuestas de ahorro energético en el área de bombas y torres de enfriamiento. No se evaluaron propuestas en el área de intercambiadores de calor ya que la propuesta no hace referencia a la compra de equipos. La evaluación de propuestas en el área de bombas y torres de enfriamiento se realizaron para un periodo de 10 años con una TMAR del 10.1%. Todas las evaluaciones se realizaron utilizando la unidad monetaria USD. Es importante mencionar que se omitió el efecto de la inflación ya que afecta por igual a ingresos y egresos. También se consideró que cualquier compra de equipos se haría en el año 0 ya que no se sabe con certeza cómo variarán los precios en el futuro. Se realizó un total de 11 evaluaciones: cinco, en el área de bombas y seis en el área de torres de enfriamiento.

La propuesta evaluada en el área de bombas consistió en la instalación de un variador de velocidad. Se determinó que un variador de velocidad en la bomba P-519 puede reducir la potencia de las condiciones de operación actuales en 10.67 kW y 6.68 kW en la bomba P-556. Ya que el motor de la bomba P-519 tiene una potencia de 40.23 kW (30 hp), se evaluó únicamente la instalación de variadores marca WEG y Schneider, ya que estos tienen la misma potencia del motor de dicha bomba. Para la bomba P-556, se evaluó tres marcas distintas (ver Cuadro 218, Cuadro 221 y Cuadro 222) para la instalación de un variador. Las proyecciones financieras se hicieron para un periodo de 10 años, utilizando una vida útil de cinco años para los variadores de velocidad, operando 24 horas al día, durante 165 días y una tasa de cambio de Q7.68 /USD. Los resultados de estas evaluaciones, utilizando la TIR, VPN e IVPN, pueden observarse en los Cuadros 14, 16, 17 y 18. Los resultados de los análisis de sensibilidad de las proyecciones estimadas pueden observarse con mayor detalle en los Cuadros 19 y 20. Por último, se determinó el impacto de instalar variadores de velocidad en el costo unitario de producción (ver Cuadro 221)

El área de intercambiadores de calor no fue evaluada con la metodología propuesta ya que no hubo recomendación de compra de equipo para generar ahorros energéticos.

La propuesta para las torres de enfriamiento 1 y 2, fue la implementación de sensores de temperatura. Esta solución se propuso debido a que no se puede monitorear la eficiencia las mismas. Según resultados, la torre de enfriamiento 1 debería de enfriar el agua de proceso en 3 °C (5.4 °F) mientras que actualmente solo disminuye la temperatura en 1.5 °C (2.7 °F). Mientras tanto, la torre 2 está diseñada para enfriar un promedio de 2 °C (3.6 °F) y actualmente solo enfría un promedio de 1 °C (1.8 °F). Debido a que se determinó que actualmente hay varios periodos en el día en donde las torres operan sin enfriar el agua, se recomendó mantenerlas apagadas. Todos estos resultados fueron consecuencia de las condiciones

ambientales que influyen en el funcionamiento de las torres de enfriamiento. Según el estudio técnico en dicha área, los ahorros esperados para la torre 1 sería de 149.14 kW (200 hp) y 74.57 kW (100 hp) en la torre 2. Se realizaron tres cotizaciones de sensores para cada torre de enfriamiento.

La proyección fue realizada para un periodo de 10 años y la vida útil utilizada fue de un año. Este supuesto se hizo usando la recomendación del supervisor de la planta por lo cual no se consideró una depreciación, ya que al finalizar cada año, simplemente se desecha el sensor y se compra otro. Para este estudio se supuso que en el año cero se comprarían 10 sensores para cada torre de enfriamiento ya que no se sabe con certeza cómo variarían los precios en un futuro.

No se aplicó la metodología propuesta en el área del sistema de tratamiento térmico por carencia de suficientes datos para llevar a cabo un análisis financiero.

5. Etapa de elaboración de plan de ahorro energético. En esta etapa se sugirió la secuencia lógica con la que se deben implementar las propuestas de ahorro energético. También se indicó el IVPN de cada propuesta. Por último, se determinó la inversión total requerida para implementar las propuestas de ahorro energético.

VII. RESULTADOS

A. Módulo I: Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol

Se evaluaron nueve puntos de muestreo: agua del Río que pasa por el ingenio azucarero aledaño a la planta; agua clara (agua del río después del proceso de sedimentación); agua filtrada (agua clara después de su paso por filtros de arena); pozo 4; punto donde se une el agua de planta, pozo 3 y pozo 4 (antes del Tanque 3001); pozo 1; pozo 2; Tanque 3001 (en el cual se une agua de la planta y del pozo 1, 2, 3, y 4); antes y después de que el agua pasa por la lámpara UV. En los Cuadro 18 - Cuadro 20 se muestra el recuento de coliformes totales, las cuales son fermentadoras de lactosa y glucosa, bacterias heterotróficas, las cuales utilizan carbono como fuente de energía y mohos y levaduras, los cuales pueden fermentar varios carbohidratos.

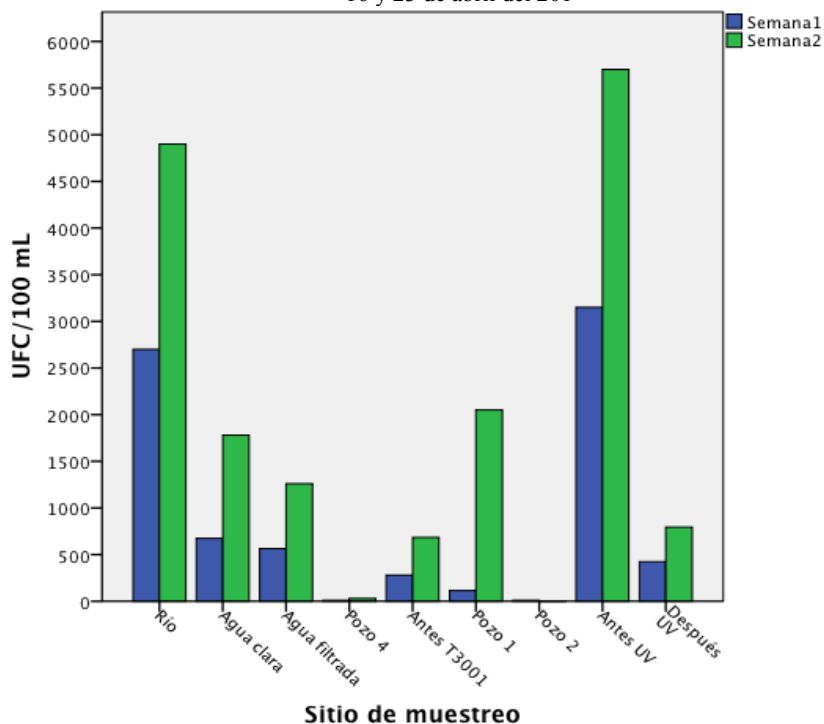
Cuadro 18. Promedio del recuento de coliformes totales en los puntos muestreados durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015.

Sitio de muestreo	Semana 1: 16 de abril 2015 UFC/100 mL	Semana 2: 23 de abril 2015 UFC/100 mL	Límites mínimos permitidos
Río	2.70*10 ³	7.9*10 ³	
Agua clara ^a	6.75*10 ²	5.50*10 ³	
Agua filtrada	5.65*10 ²	4.85*10 ³	
Pozo 4	<25	<25	
Antes del Tanque 3001	2.80*10 ²	2.05*10 ³	No debe ser mayor a 1UFC/100mL ^b
Pozo 1	1.15*10 ²	2.05*10 ³	
Pozo 2	<25	<25	
Antes de la lámpara UV	3.15*10 ³	5.70*10 ³	
Después de la lámpara UV	4.25*10 ²	7.95*10 ²	

a. Agua del río después del proceso de sedimentación.

b. Límite para agua potable COGUANOR NGO 29 001

Figura 38. Comparación del contenido de coliformes totales entre los puntos de muestreo durante las semanas del 16 y 23 de abril del 2015



*Nota: El límite de coliformes totales para agua potable es de 1 UFC/100 mL (COGUANOR NGO 29 001)

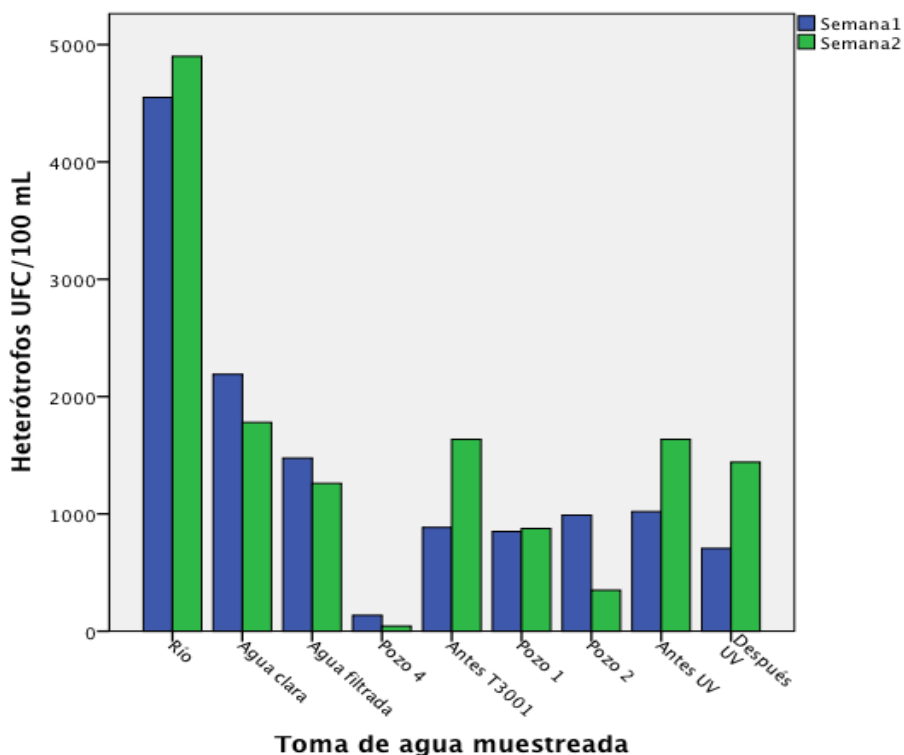
Cuadro 19. Promedio del recuento de bacterias heterotróficas en los puntos muestreados durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015.

Sitio de muestreo	Semana 1: 16 de abril	Semana 2: 23 de abril	Límites mínimos permitidos
	2015	2015	
	UFC/100 mL	UFC/100 mL	
Río	4.55*10 ³	4.90*10 ³	
Agua clara ^a	2.19*10 ³	1.78*10 ³	
Agua filtrada	1.48*10 ³	1.26*10 ³	
Pozo 4	<25	4.45*10 ¹	No debe ser mayor a
Antes del Tanque 3001	8.85*10 ²	1.64*10 ³	1E+04 UFC/100 mL ^b
Pozo 1	8.50*10 ²	8.75*10 ²	
Pozo 2	9.90*10 ²	3.50*10 ²	
Antes de la lámpara UV	1.02*10 ³	1.98*10 ³	
Después de la lámpara UV	7.05*10 ²	1.44*10 ²	

a. Agua del río después del proceso de sedimentación.

b. Norma para agua potable 67 FR 1811. Consultar en análisis de resultados mayor información sobre este rango permitido.

Figura 39. Comparación del contenido de bacterias heterotróficas entre los puntos de muestreo durante las semanas del 16 y 23 de abril.



*Nota: El límite para bacterias heterotróficas es de 100 UFC/ mL (67 FR 1811).

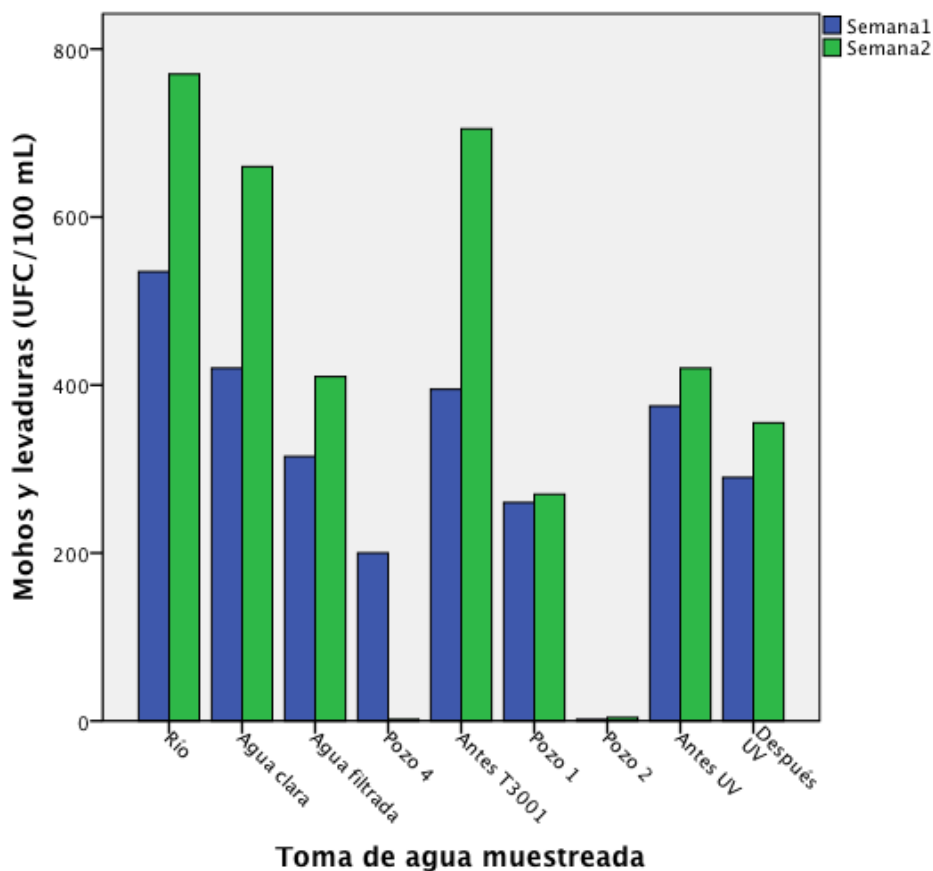
Cuadro 20. Promedio del recuento de mohos y levaduras en los puntos muestreados durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015.

Sitio de muestreo	Semana 1: 16 de abril 2015 UFC/100 mL	Semana 2: 23 de abril 2015 UFC/100 mL	Límites permitidos
Río	$5.35 \cdot 10^2$	$7.70 \cdot 10^2$	
Agua clara ^a	$4.20 \cdot 10^2$	$6.60 \cdot 10^2$	
Agua filtrada	$3.15 \cdot 10^2$	$4.10 \cdot 10^2$	
Pozo 4	<25	<25	No debe ser mayor a 100 UFC/100mL ^b
Antes del Tanque 3001	$3.95 \cdot 10^2$	$7.05 \cdot 10^2$	
Pozo 1	$2.60 \cdot 10^2$	$2.70 \cdot 10^2$	
Pozo 2	<25	<25	
Antes de la lámpara UV	$3.75 \cdot 10^2$	$4.20 \cdot 10^2$	
Después de la lámpara UV	$2.90 \cdot 10^2$	$3.55 \cdot 10^2$	

a. Agua del río después del proceso de sedimentación.

b. Límite para agua potable dado por la Norma Sueca para Agua Potable (SLVFS 2001:30).

Figura 40. Comparación del contenido de mohos y levaduras entre los puntos de muestreo durante las semana del 16 y 23 de abril.



Nota: El límite para mohos y levaduras es de 100 UFC/100 mL (SLVFS 2001:30).

Una vez analizada la normalidad y la homogeneidad de varianzas de los resultados de coliformes totales, mohos y levaduras y heterótrofos por sitio de muestreo se agua de agua, se utilizó una prueba no paramétrica para k muestras independientes, Kruskal-Wallis. Con una significancia de 0.05, no se rechazó la hipótesis nula, la cual era: “Las medianas de las UFC/100 mL de heterótrofos, o coliformes, o mohos y levaduras son iguales entre los puntos de muestreo”, por lo que no existe una diferencia significativa del recuento microbiológico entre los puntos de muestreo (Cuadro 21).

Cuadro 21. Prueba de Kruskal Wallis realizada por tipo de microorganismos.

Microorganismo analizado	Valor-p	Criterio de rechazo
Coliformes totales	0.076	$p \leq \alpha = 0.05$ se rechaza H_0
Heterótrofos*	0.052*	$p > \alpha = 0.05$ no se rechaza H_0 .
Mohos y levaduras	0.070	

*Nota: El valor-p está en el límite, por lo que para evitar cometer error tipo I (es decir se rechaza la hipótesis nula cuando es verdadera, decir que hay diferencia cuando no la hay).

A partir de estadística descriptiva se determinaron los puntos de toma de muestra con mayor contaminación de coliformes totales, heterótrofos y mohos y levaduras a través de la comparación de las medianas (Cuadro 22).

Cuadro 22. Estadística descriptiva de los recuentos de coliformes totales, heterótrofos, mohos y levaduras realizados en los puntos de muestreo.

Punto de muestreo		Coliformes totales	Mohos y levaduras	Heterótrofos	
Río	N	Válidos	2	2	2
		Perdidos	0	0	0
	Media	3.80E+03	6.53E+02	4.73E+03	
	Mediana	3.80E+03	6.53E+02	4.73E+03	
	Desv. típ.	1.56E+03	1.66E+02	2.47E+02	
	Varianza	2.42E+06	2.76E+04	6.13E+04	
Agua clara	N	Válidos	2	2	2
		Perdidos	0	0	0
	Media	1.23E+03	5.40E+02	1.99E+03	
	Mediana	1.23E+03	5.40E+02	1.99E+03	
	Desv. típ.	7.81E+02	1.70E+02	2.90E+02	
	Varianza	6.11E+05	2.88E+04	8.41E+04	
Agua filtrada	N	Válidos	2	2	2
		Perdidos	0	0	0
	Media	9.13E+02	3.63E+02	1.37E+03	
	Mediana	9.13E+02	3.63E+02	1.37E+03	
	Desv. típ.	4.91E+02	6.72E+01	1.52E+02	
	Varianza	2.42E+05	4.51E+03	2.31E+04	

(continuación Cuadro 22)

Punto de muestreo		Coliformes totales	Mohos y levaduras	Heterótrofos	
Pozo 4	N	Válidos	2	2	2
		Perdidos	0	0	0
	Media	2.00E+01	1.01E+02	9.00E+01	
	Mediana	2.00E+01	1.01E+02	9.00E+01	
	Desv. típ.	1.41E+01	1.40E+02	6.36E+01	
	Varianza	2.00E+02	1.96E+04	4.05E+03	
	Antes del Tanque 3001	N	Válidos	2	2
Perdidos			0	0	0
Media		4.83E+02	5.50E+02	1.26E+03	
Mediana		4.83E+02	5.50E+02	1.26E+03	
Desv. típ.		2.86E+02	2.19E+02	5.30E+02	
Varianza		8.20E+04	4.81E+04	2.81E+05	
Pozo 1		N	Válidos	2	2
	Perdidos		0	0	0
	Media	1.08E+03	2.65E+02	8.63E+02	
	Mediana	1.08E+03	2.65E+02	8.63E+02	
	Desv. típ.	1.37E+03	7.07E+00	1.77E+01	
	Varianza	1.87E+06	5.00E+01	3.13E+02	
	Pozo 2	N	Válidos	2	2
Perdidos			0	0	0
Media		6.00E+00	3.00E+00	6.70E+02	
Mediana		6.00E+00	3.00E+00	6.70E+02	
Desv. típ.		5.66E+00	1.41E+00	4.53E+02	
Varianza		3.20E+01	2.00E+00	2.05E+05	
Antes de la lámpara UV		N	Válidos	2	2
	Perdidos		0	0	0
	Media	4.43E+03	3.98E+02	1.33E+03	
	Mediana	4.43E+03	3.98E+02	1.33E+03	
	Desv. típ.	1.80E+03	3.18E+01	4.35E+02	
	Varianza	3.25E+06	1.01E+03	1.89E+05	

(continuación Cuadro 22)

Punto de muestreo		Coliformes totales	Mohos y levaduras	Heterótrofos
N	Válidos	2	2	2
	Perdidos	0	0	0
Después de la lámpara UV	Media	6.10E+02	3.23E+02	1.07E+03
	Mediana	6.10E+02	3.23E+02	1.07E+03
	Desv. típ.	2.62E+02	4.60E+01	5.20E+02
	Varianza	6.85E+04	2.11E+03	2.70E+05

*Nota: Los datos de este cuadro corresponden a los dos muestreos realizados en abril. Sin embargo, se requiere que haya un mayor número de datos para que la desviación y la varianza disminuyan. Asimismo, la mediana es igual a la media debido a que se calcularon con los promedios de los dos muestreos.

En el análisis anterior se observa la media del recuento de los microorganismos analizados en el agua de proceso antes y después de su paso por la lámpara UV, por lo que para determinar la eficiencia de la misma se calculó el porcentaje de reducción de la carga microbiana a partir de las medias del Cuadro 22. Dicho porcentaje se expresó como reducción logarítmica, la cual es usada para determinar la eficiencia de un tratamiento de desinfección.

Cuadro 23. Porcentaje de reducción de la carga microbiana antes y después de la lámpara ultravioleta.

Microorganismo analizado	Reducción logarítmica	Equivalente a una reducción del:	Interpretación
Coliformes totales	0.86-log	86%	La carga microbiana es aproximadamente 10 veces menor.
Bacterias heterotróficas	0.094-log	9.44%	El número de colonias es aproximadamente una vez menor.
Mohos y levaduras	0.09-log	9.06%	El número de colonias es aproximadamente una vez menor.

Nota: Se espera que un método de desinfección tenga una reducción logarítmica de 3-log a 6-log.

Parámetros fisicoquímicos que pueden afectar la carga microbiológica y la eficiencia de la lámpara UV fueron medidos. Las condiciones evaluadas fueron: pH, dureza, concentración de hierro y turbiedad (Cuadro 24). Estos datos se tomaron el 24 de noviembre del periodo de zafra 2015-2016. Debido a que

durante esta fecha, únicamente se estaba usando el agua del pozo 1 en la planta 1, no se tomó muestra del agua antes de su paso a la lámpara UV. Las muestras analizadas corresponden al agua subterránea y superficial que comúnmente utilizan, a excepción del pozo 4 al cual le estaban realizando mantenimiento debido a un mal funcionamiento de la bomba por lo que no se pudo muestrear.

Cuadro 24. Parámetros fisicoquímicos medidos en el agua.

Sitio de muestreo	Promedio de pH \pm DE*	Promedio de dureza (mg/L de CaCO ₃) \pm DE*	Promedio de Turbidez (NTU) \pm DE*	Promedio de concentración de hierro (mg/L) \pm DE*
Río	7.63 \pm 0.01	55.33 \pm 4.73	46 \pm 1.15	0.13 \pm 0.015
Agua de río después del tratamiento primario	8.27 \pm 0.03	56.33 \pm 5.67	5 \pm 0.58	0.77 \pm 0.05
Pozo 1	6.05 \pm 0.01	42.33 \pm 3.05	5 \pm 0.58	0.22 \pm 0.015
Pozo 2	8.62 \pm 0.33	41.33 \pm 3.21	3 \pm 0.58	0
Pozo 4	No se analizó debido a que estaban realizando mantenimiento en el pozo			

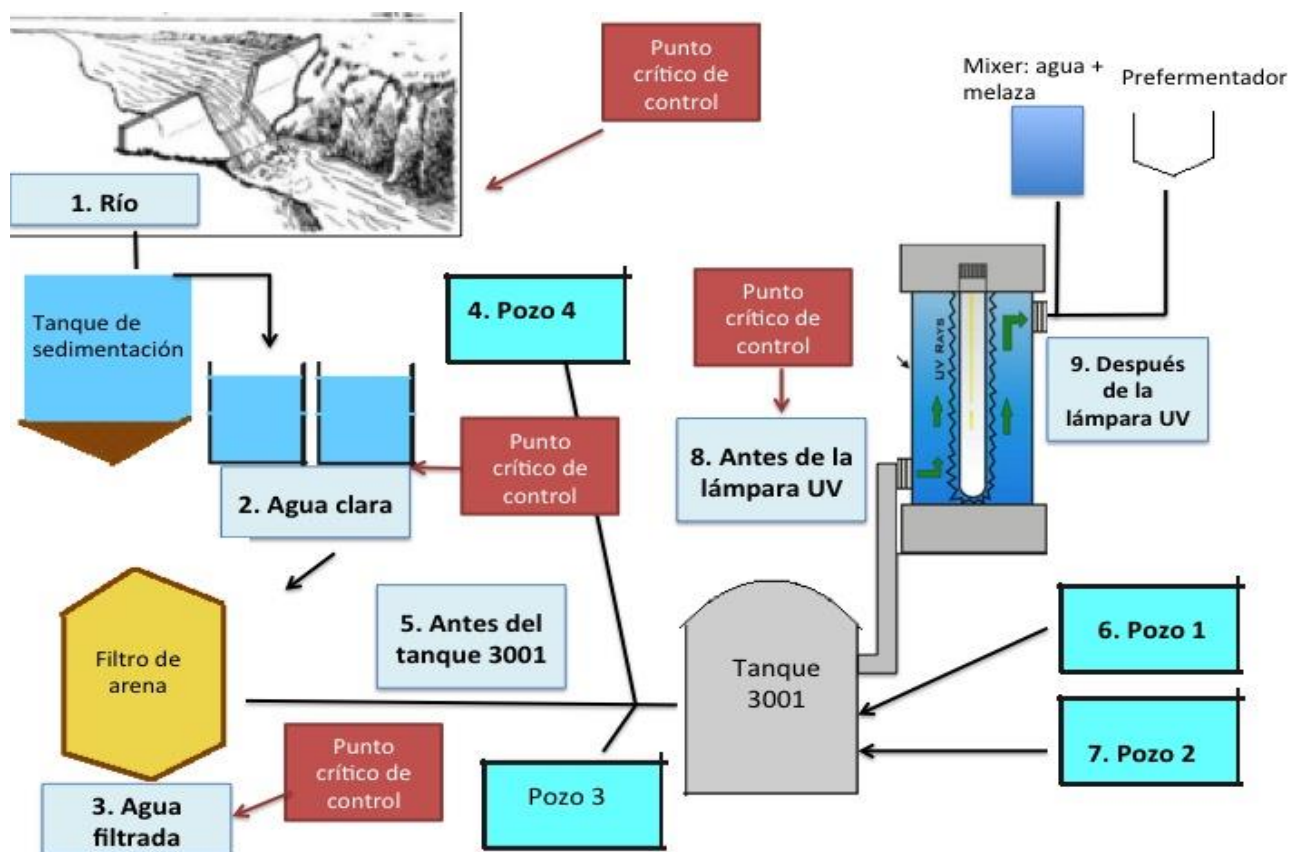
*DE: Desviación Estándar

** Nota: Rangos recomendados para los parámetros fisicoquímicos: pH (6.05-8.62); dureza total (85-100 mg/L de CaCO₃); turbidez (<5 NTU); concentración de hierro (<0.1 mg/L).

*Después del tratamiento primario hay una disminución del 89.18% de la turbidez del agua cruda.

En este estudio se hizo uso del Análisis de Puntos Críticos y de Control (HACCP), por lo que se determinaron puntos críticos de control utilizando los resultados del Cuadro 6. Se eligieron los sitios con mayor carga microbiana, los cuales correspondieron al río y al agua obtenida del tratamiento primario, así como el agua antes de su paso por la lámpara UV (Figura 41).

Figura 41. Diagrama esquemático de los puntos de muestreo con los puntos críticos señalados con rojo.



Fuente: Elaboración propia.

B. Módulo II: Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala

Se evaluó la carga microbiológica, con respecto al recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales, de seis puntos durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015, de los cuales tres fueron de melaza de caña y tres de mosto de caña de azúcar. Para la melaza, se tomó la melaza final del ingenio azucarero que suplente a la empresa (P1), la entrada (P2) y salida (P3) del tanque de almacenamiento de la melaza de caña de azúcar en la planta 1 de producción de bioetanol; y para el mosto de caña de azúcar, se tomó antes (P4) y después de pasar el mosto por los intercambiadores de calor A (P5) y B (P6) en la planta 1 de producción de bioetanol (Figura 37).

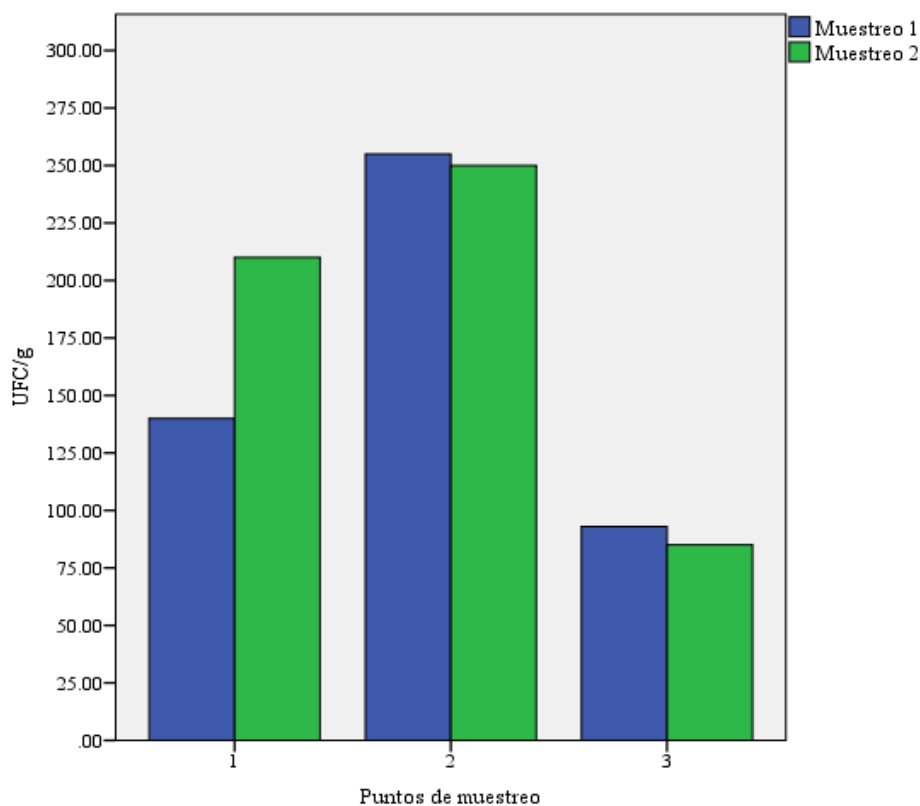
Cuadro 25. Recuento de aerobios totales en los seis puntos de muestreo, para la melaza (P1, P2 y P3) y para el mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6), durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015.

Abril 2015			
Puntos de muestreo	Muestreo 1:	Muestreo 2:	Límites mínimos permitidos UFC/g(mL)**
	16 de abril 2015	23 de abril 2015	
	UFC/g(mL)	UFC/g(mL)	
P1	< 250	< 250	
P2	255	250	
P3	< 250	< 250	
P4	4.88E+04	3.50E+04	No debe ser mayor a 1.50E+04
P5	3.75E+04	No disponible*	
P6	4.40E+04	5.00E+04	

*Se le estaba realizando limpieza con ácido sulfúrico en la semana del segundo muestreo.

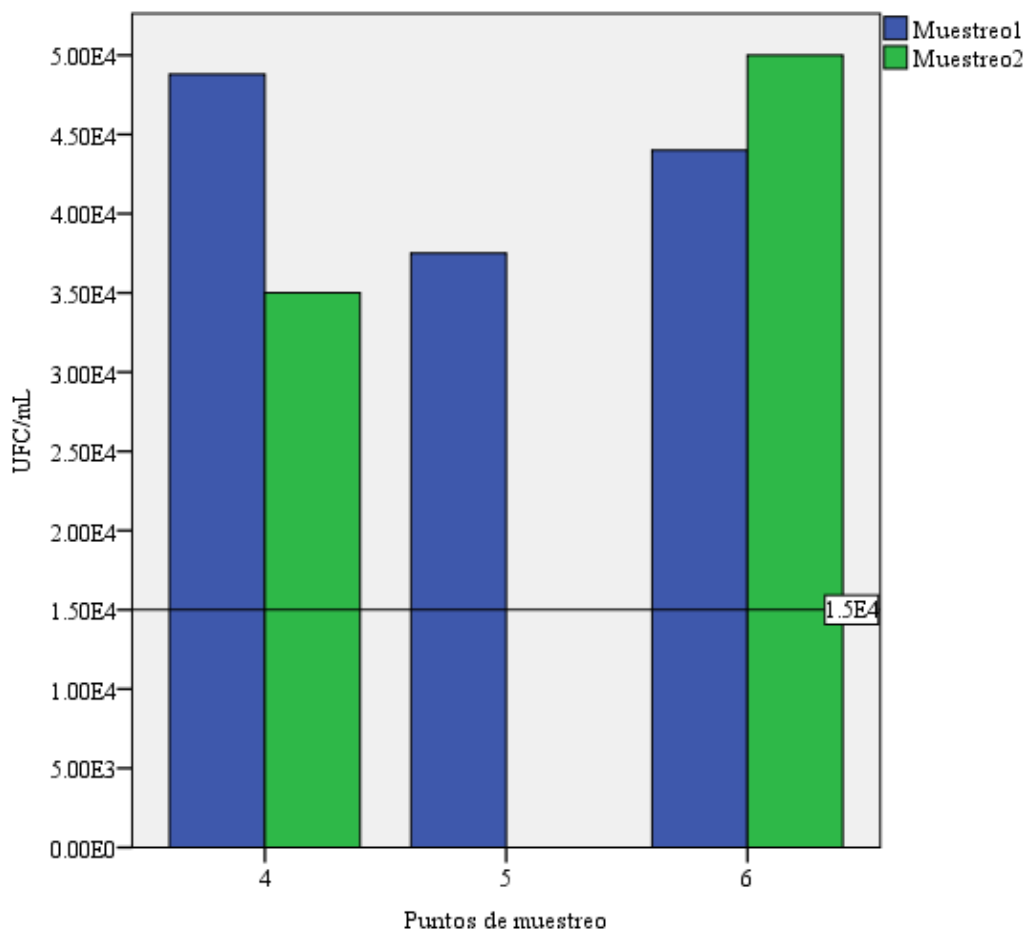
**COGUANOR NGO 34 175.

Figura 42. Representación gráfica del recuento de aerobios totales en los tres puntos de muestreo de melaza de caña de azúcar (P1, P2 y P3).



NOTA: El límite mínimo permitido, según la COGUANOR NGO 34 175, de recuento de aerobios totales es de 1.50E+04 UFC/g.

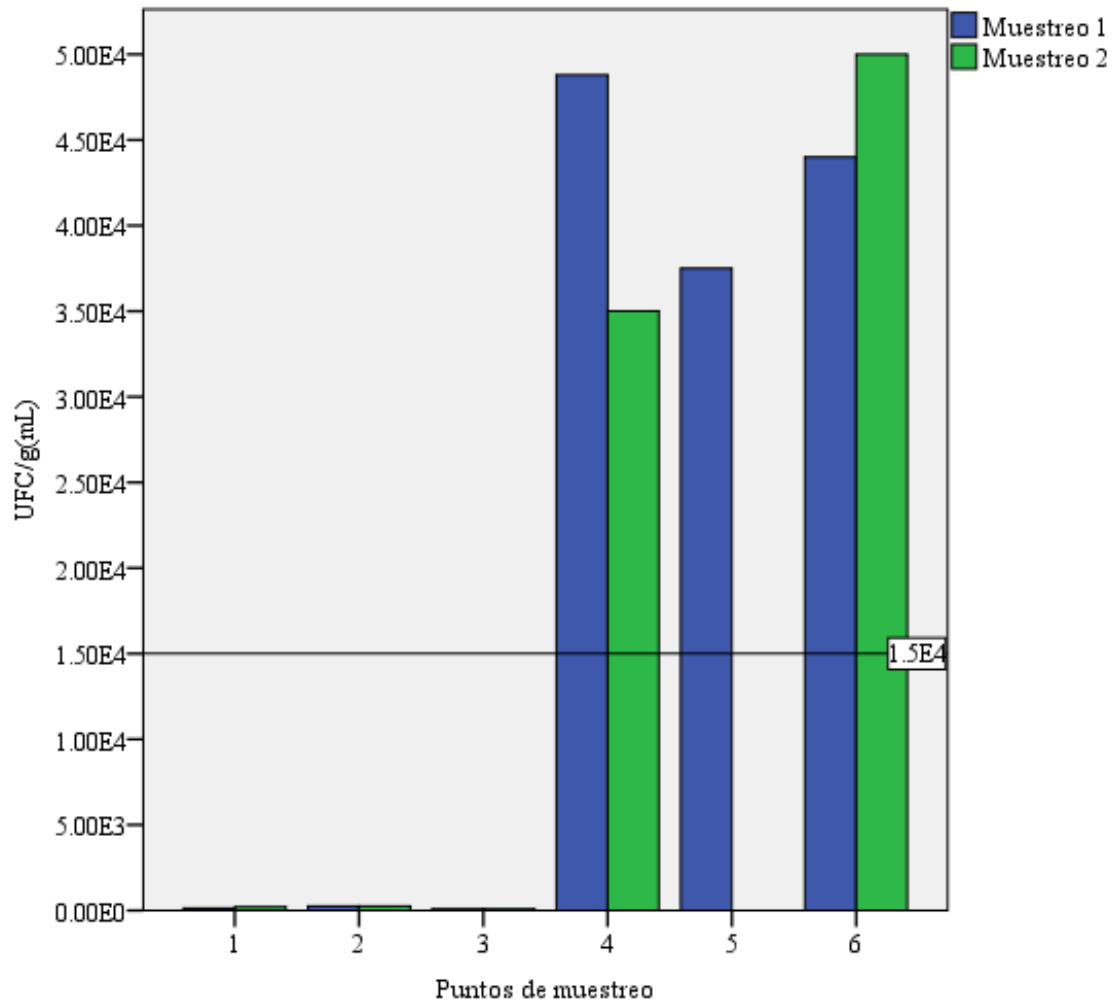
Figura 43. Representación gráfica del recuento de aerobios totales en los tres puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar (P4, P5* y P6).



*Se le estaba realizando limpieza con ácido sulfúrico en la semana del segundo muestreo.

NOTA: La línea horizontal representa el límite permitido del recuento de aerobios totales según la COGUANOR NGO 34 175.

Figura 44. Comparación del recuento de aerobios totales entre los seis puntos de muestreo, para la melaza (P1, P2 y P3) y para el mosto de caña de azúcar (P4, P5* y P6); durante las semanas del 16 y 23 de abril del 2015.



*Se le estaba realizando limpieza con ácido sulfúrico en la semana del segundo muestreo.

NOTA: La línea horizontal representa el límite permitido del recuento de aerobios totales según la COGUANOR NGO 34 175.

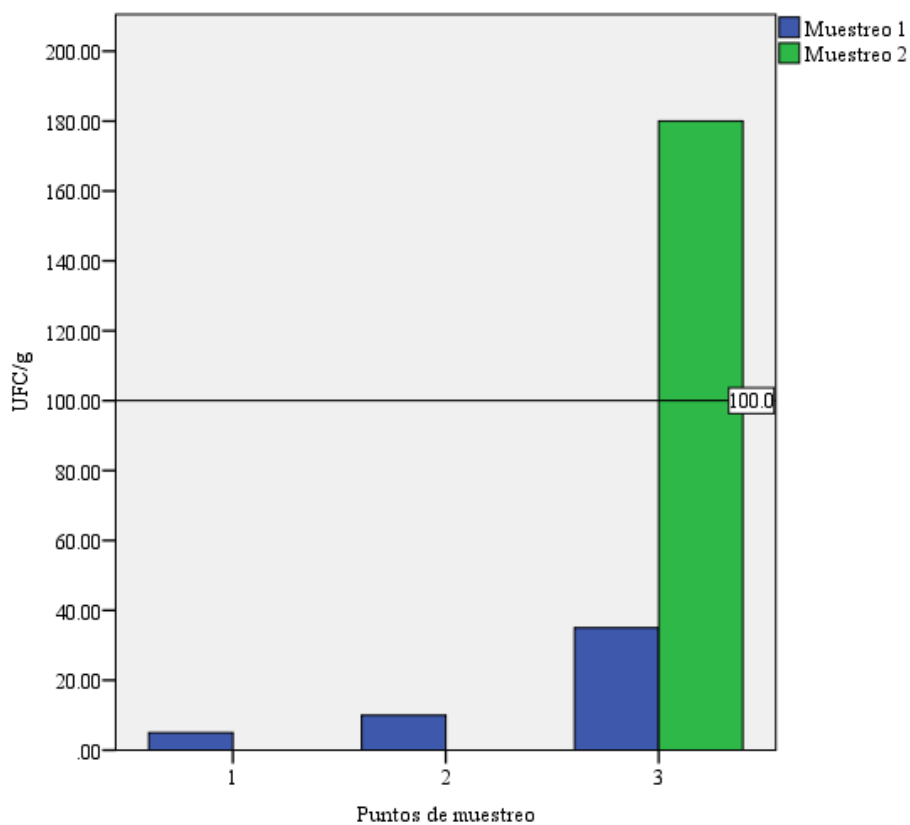
Cuadro 26. Recuento de mohos y levaduras en los seis puntos de muestreo para la melaza (P1, P2 y P3) y para el mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6), durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015.

Abril 2015			
Puntos de muestreo	Muestreo 1:	Muestreo 2:	Límites mínimos permitidos UFC/g(mL)**
	16 de abril 2015	23 de abril 2015	
	UFC/g(mL)	UFC/g(mL)	
P1	< 100	< 100	
P2	< 100	< 100	
P3	< 100	180	No debe ser mayor a 100
P4	1.06E+03	7.45E+04	
P5	1.45E+03	No disponible*	
P6	1.39E+03	3.45E+03	

*Se le estaba realizando limpieza con ácido sulfúrico en la semana del segundo muestreo.

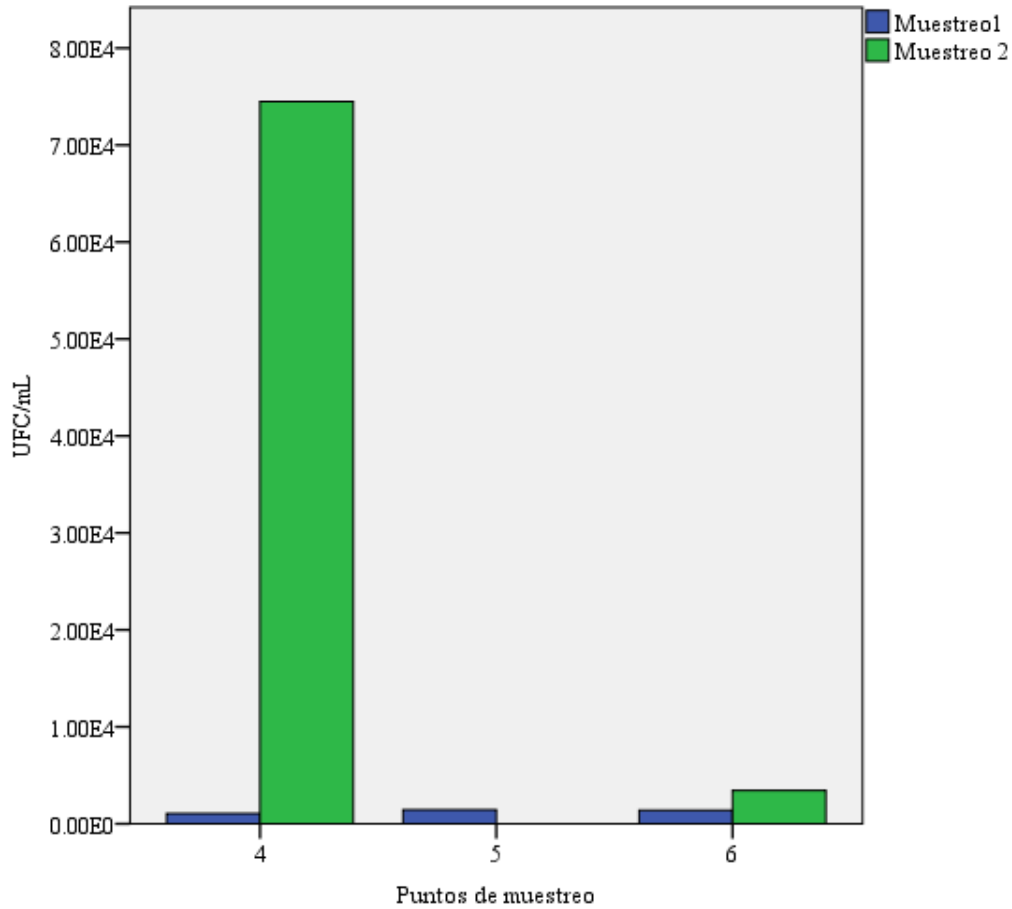
**COGUANOR NGO 34 175.

Figura 45. Representación gráfica del recuento de mohos y levaduras en los tres puntos de muestreo de melaza de caña de azúcar (P1, P2 y P3).



NOTA: La línea horizontal representa el límite permitido del recuento de mohos y levaduras según la COGUANOR NGO 34 175.

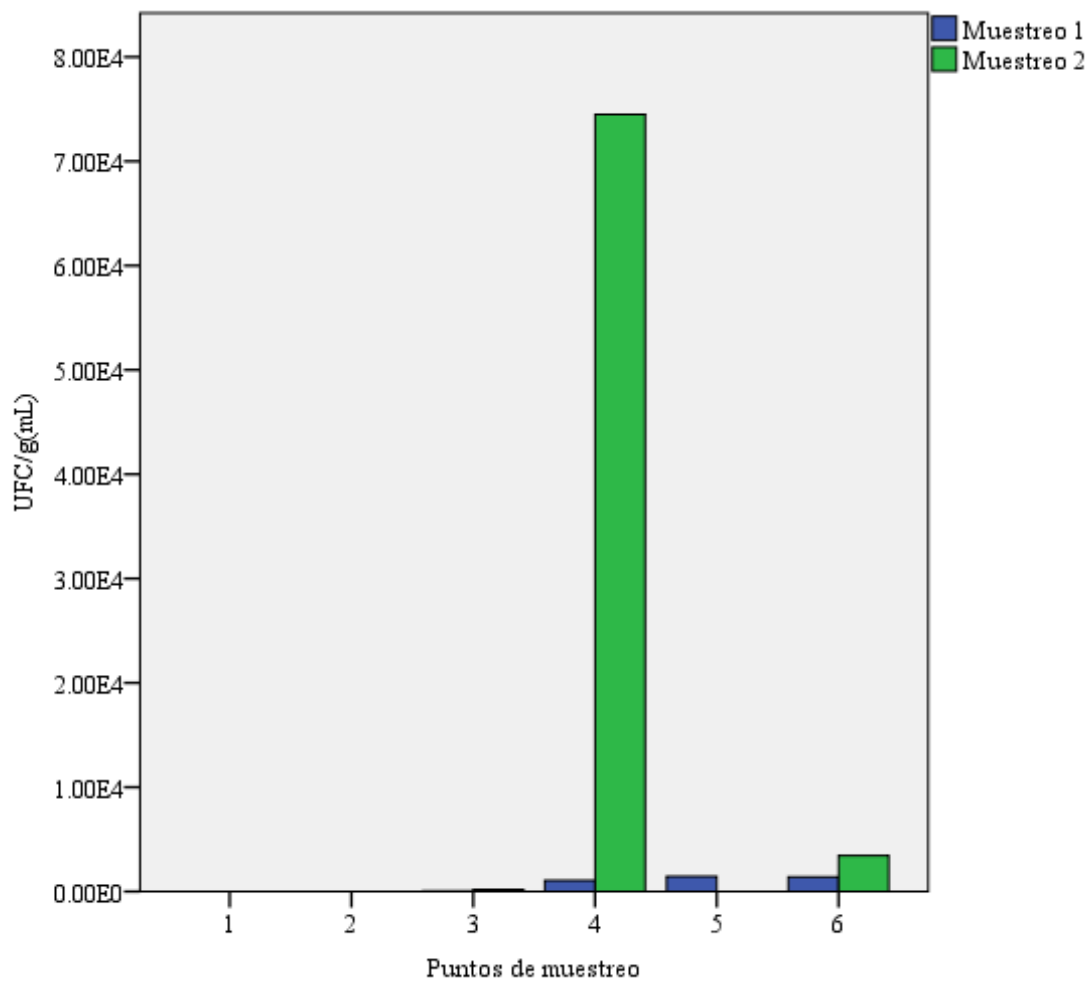
Figura 46. Representación gráfica del recuento de mohos y levaduras en los tres puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar (P4, P5* y P6).



*Se le estaba realizando limpieza con ácido sulfúrico en la semana del segundo muestreo.

NOTA: El límite mínimo permitido, según la COGUANOR NGO 34 175, de recuento de mohos y levaduras es de 100 UFC/g.

Figura 47. Comparación del recuento de mohos y levaduras entre los seis puntos de muestreo, para la melaza (P1, P2 y P3) y para el mosto de caña de azúcar (P4, P5* y P6); durante las semanas del 16 y 23 de abril del 2015.



*Se le estaba realizando limpieza con ácido sulfúrico en la semana del segundo muestreo.

NOTA: El límite mínimo permitido, según la COGUANOR NGO 34 175, de recuento de mohos y levaduras es de 100 UFC/g.

Cuadro 27. Promedio del pH de las diluciones 10^{-1} de la melaza de caña (P1, P2 y P3) y mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6) a 25.7 °C; y porcentaje de diferencia con el valor de pH teórico de la melaza de caña de azúcar.

Puntos de muestreo	Abril 2015			
	Muestreo 1 Promedio de pH (± 0.01)	% de diferencia con el valor de pH teórico	Muestreo 2 Promedio de pH (± 0.01)	% de diferencia con el valor de pH teórico
P1	5.87	6.73	5.84	6.2
P2	5.87	6.73	5.84	6.2
P3	5.80	5.45	5.79	5.3
P4	5.85	6.36	5.88	6.9
P5	5.80	5.45	No disponible*	No disponible*
P6	5.87	6.73	5.75	4.5
Agua desmineralizada	7.03	---	7.39	---

*Se le estaba realizando limpieza con ácido sulfúrico en la semana del segundo muestreo.

NOTA: El valor de pH teórico de la melaza de caña de azúcar es de 5.5.

Cuadro 28. Matriz de correlación de Pearson entre los recuentos de aerobios totales, recuentos de mohos y levaduras, así como, promedios de pH y registro de los grados Brix de los puntos de muestreo; durante las semanas del 16 de abril del 2015 (muestreo 1) y 23 de abril del 2015 (muestreo 2).

Coefficientes de correlación de Pearson	Muestreo 1: Recuento de aerobios totales	Muestreo 2: Recuento de aerobios totales	Muestreo 1 Recuento de mohos y levaduras	Muestreo 2: Recuento de mohos y levaduras	Muestreo 1: pH	Muestreo 2: pH	Muestreo 1: °Brix	Muestreo 2: °Brix
Muestreo 1: Recuento de aerobios totales	1	0.958*	0.947**	0.697	-0.029	-0.029	-0.989**	-0.989**
Muestreo 2: Recuento de aerobios totales		1	0.999**	0.461	0.289	-0.290	-0.975**	-0.975**
Muestreo 1: Recuento de mohos y levaduras			1	0.505	-0.161	-0.254	-0.983**	-0.983**
Muestreo 2: Recuento de mohos y levaduras				1	-0.024	0.635	-0.647	-0.647
Muestreo 1: pH					1	0.147	0.106	0.106
Muestreo 2: pH						1	0.090	0.090
Muestreo 1: °Brix							1	1.000**
Muestreo 2: °Brix								1

*. Correlación es significativa al nivel 0.05 (bilateral).

**.. Correlación es significativa al nivel 0.01 (bilateral).

NOTA: Para esta matriz de correlación de Pearson se tomó como recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales los resultados en conjunto de melaza y mosto de caña de azúcar.

Consultar el registro de los grados Brix en ambos muestreos en el Anexo C (Cuadro 96).

Cuadro 29. Coeficientes de correlación de Pearson entre los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales de los puntos de muestreo de melaza de caña de azúcar*; durante las semanas del 16 de abril del 2015 (muestreo 1) y 23 de abril del 2015 (muestreo 2).

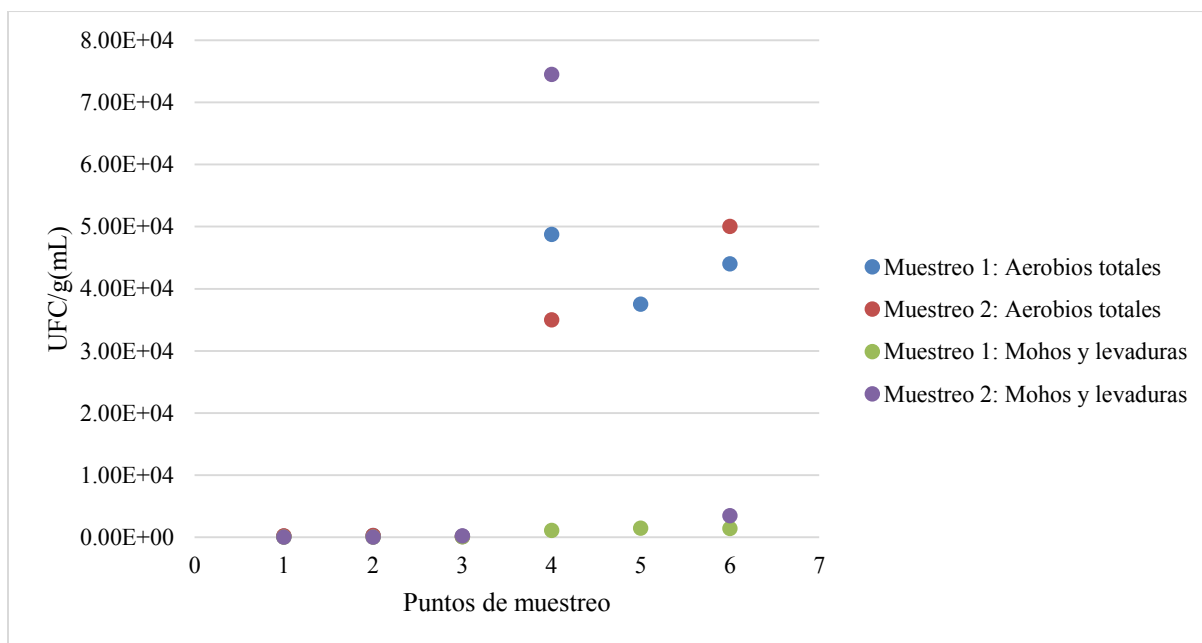
Coeficientes de correlación de Pearson	Muestreo 1: Recuento de mohos y levaduras	Muestreo 2: Recuento de mohos y levaduras
Muestreo 1: Recuento de aerobios totales	-0.608	
Muestreo 2: Recuento de aerobios totales		-0.973

Cuadro 30. Coeficientes de correlación de Pearson entre los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales de los puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar*; durante las semanas del 16 de abril del 2015 (muestreo 1) y 23 de abril del 2015 (muestreo 2).

Coeficientes de correlación de Pearson	Muestreo 1: Recuento de mohos y levaduras	Muestreo 2: Recuento de mohos y levaduras
Muestreo 1: Recuento de aerobios totales		-0.893
Muestreo 2: Recuento de aerobios totales		-1.000**

** Correlación es significativa al nivel 0.01 (bilateral).

Figura 48. Comparación de los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales de los dos muestreos en los seis puntos de muestreo*.



*Con excepción del P5 al cual se le estaba realizando limpieza con ácido sulfúrico en la semana del segundo muestreo.

Luego de realizar la prueba de normalidad y homogeneidad de varianzas de los resultados del recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales en los seis puntos de muestreo, se utilizó el análisis no paramétrico para k muestras independientes de Kruskal-Wallis; asumiendo varianzas homogéneas. Por lo que, con un nivel de significancia del 5% no se rechazó H_0 que era: “las medianas de los recuentos de aerobios totales o mohos y levaduras entre los puntos de muestreo son iguales”; es decir que, no existe diferencia significativa de la carga microbiológica entre los puntos de muestreo (Cuadro 31).

Cuadro 31. Análisis no paramétrico para k muestras independientes: Kruskal-Wallis de los recuentos microbiológicos entre los puntos de muestreo.

Recuento microbiológico	Valor-p	Criterio de rechazo
Aerobios totales	0.099	Valor-p $\leq \alpha = 0.05$ se rechaza H_0 .
Mohos y levaduras	0.124	Valor-p $> \alpha = 0.05$ NO se rechaza H_0 .

Con base en la estadística descriptiva de los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales se determinaron los puntos de muestreo con mayor carga microbiológica por comparación de sus medianas. Como se muestra en el Cuadro 32, el mosto de caña de azúcar que se tomó a la salida del intercambiador de calor B (P6) tiene el mayor recuento de aerobios totales. Con respecto al recuento de mohos y levaduras, el mosto de caña de azúcar que se recolectó antes de pasar por los intercambiadores (P4) tiene el mayor recuento de mohos y levaduras. Sin embargo, como se mencionó anteriormente no hay una diferencia significativa de la carga microbiológica entre los puntos de muestreo.

Cuadro 32. Estadística descriptiva del recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales de los puntos de muestreo.

Puntos de muestreo		Recuento de aerobios totales	Recuento de mohos y levaduras
P1	N	Válidos 2	2
		Péridos 0	0
	Media	175.00	2.50
	Mediana	175.00	2.50
	Desviación estándar	49.50	3.54
	Varianza	2450.00	12.50

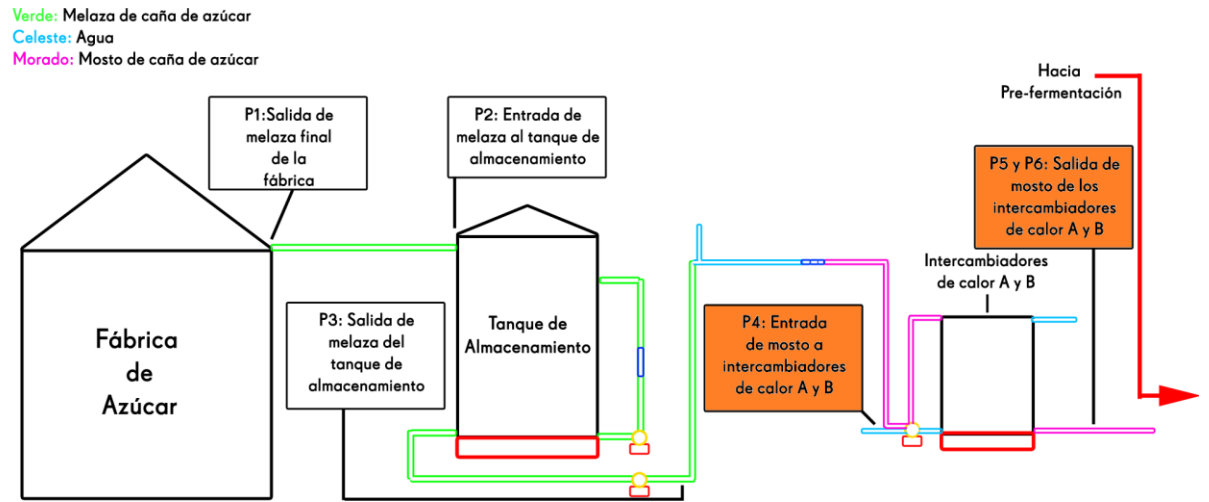
(continuación Cuadro 32)

Puntos de muestreo		Recuento de aerobios totales		Recuento de mohos y levaduras	
P2	N	Válidos	2		2
		Péridos	0		0
		Media	252.50		5.00
		Mediana	252.50		5.00
		Desviación estándar	3.54		7.07
		Varianza	12.50		50.00
P3	N	Válidos	2		2
		Péridos	0		0
		Media	89.00		107.50
		Mediana	89.00		107.50
		Desviación estándar	5.66		102.53
		Varianza	32.00		10512.50
P4	N	Válidos	2		2
		Péridos	0		0
		Media	4.19E+04		3.78E+04
		Mediana	4.19E+04		3.78E+04
		Desviación estándar	9.76E+03		5.19E+04
		Varianza	9.52E+07		2.70E+09
P5	N	Válidos	1*		1*
		Péridos	0		0
		Media	3.75E+04		1.45E+03
		Mediana	3.75E+04		1.45E+03
P6	N	Válidos	2		2
		Péridos	0		0
		Media	4.70E+04		2.42E+03
		Mediana	4.70E+04		2.42E+03
		Desviación estándar		4.24E+03	1.46E+03
		Varianza		1.80E+07	2.12E+06

*Se le estaba realizando limpieza con ácido sulfúrico en la semana del segundo muestreo.

NOTA: Se reportan los valores de la desviación estándar y varianza como referencia de los dos muestreos, sin embargo, se requiere un mayor número de datos para que ambos estadísticos disminuyan. Además, en este caso la mediana es igual a la media debido a que sólo son dos muestreos.

Figura 49. Diagrama esquemático de los puntos de muestreo de melaza de caña (P1, P2 y P3) y mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6), con los puntos críticos coloreados de anaranjado



(Elaborado por: J. Ayala, 2015).

C. Módulo III: Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol

Cuadro 33. Detalles de ubicación y operación del sistema de tratamiento térmico en planta 1.

Propiedad	Descripción
Ubicación	La planta estará ubicada previa a los tanques de almacenamiento de melaza ver figuras 105-107.
Flujo de melaza	15130 kg/h
Temperatura	303.15 K {30.00°C}
Sólidos disueltos	85°Brix

Cuadro 34. Detalles de ubicación y operación del sistema de tratamiento térmico en planta 2.

Propiedad	Descripción
Ubicación	La planta estará ubicada previa a los tanques de almacenamiento de melaza ver figuras 105-107.
Flujo de melaza	49,550 kg/h
Temperatura	303.15 K {30.00°C}
Sólidos disueltos	85°Brix

Cuadro 35. Datos de operación para la operación de intercambiador de placas para el calentamiento de melaza en planta 1

Propiedad	Valor de Operación
Flujo vapor saturado a 150 psig	1,714 kg/h
Temperatura de entrada vapor saturado	458.15 K {185.00°C}
Temperatura de salida de agua saturada	458.15 K {185.00°C}
Flujo de entrada melaza	15,130 kg/h
Temperatura de entrada de melaza	303.15 K {30.00°C}
Temperatura de salida de melaza	403.15 K {130.00°C}

Cuadro 36. Propiedades de diseño del intercambiador de placas para el calentamiento de melaza en planta 1

Propiedad	Valor
Marca	ALFA LAVAL
Serie	AlfaCond 400 – PED
Alto	1.658 m {1,658 mm}
Ancho	0.617 m {617 mm}
Número de placas	77
Área de transferencia con 20% extra	79 m ²
Coefficiente global de transferencia de calor	130.12 W/m ² K
Caída de presión	0.03 bar

Cuadro 37. Datos de operación para la operación de intercambiador de placas para el calentamiento de melaza en planta 2

Propiedad	Valor de Operación
Flujo vapor saturado a 150 psig	5,558 kg/h
Temperatura de entrada vapor saturado	458.15 K {185.00°C}
Temperatura de salida de agua saturada	458.15 K {185.00°C}
Flujo de entrada melaza	49,550 kg/h
Temperatura de entrada de melaza	303.15 K {30.00°C}
Temperatura de salida de melaza	403.15 K {130.00°C}

Cuadro 38. Propiedades de diseño del intercambiador de placas para el calentamiento de melaza en planta 2

Propiedad	Valor
Marca	ALFA LAVAL
Serie	Alfa Cond 600 – PED
Alto	2.085 m {2,085 mm}
Ancho	0.888 m {888 mm}
Número de placas	93
Área de transferencia	171.28 m ²
Coefficiente global de transferencia de calor	194.23 W/m ² K
Caída de presión	0.12 bar

Cuadro 39. Datos de operación para la operación de intercambiador de placas para el enfriamiento de melaza en planta 1

Propiedad	Valor de Operación
Flujo agua de enfriamiento	80,940 kg/h
Temperatura de entrada agua enfriamiento	302.15 K {29.00°C}
Temperatura de salida de agua enfriamiento	312.15 K {39.00°C}
Flujo de entrada melaza	15,130 kg/h
Temperatura de entrada de melaza	403.15 K {130.00°C}
Temperatura de salida de melaza	305.15 K {32.00°C}

Cuadro 40. Propiedades de diseño del intercambiador de placas para el enfriamiento de melaza en planta 1

Propiedad	Valor
Marca	ALFA LAVAL
Serie	GHPE MX25– FM pvcALS
Alto	2.595 m {2,595 mm}
Ancho	0.920 m {920 mm}
Número de placas	121
Área de transferencia con 20% extra	285.30 m ²
Coefficiente global de transferencia de calor	135.86 W/m ² K
Caída de presión	0.09 bar

Cuadro 41. Datos de operación para la operación de intercambiador de placas para el enfriamiento de melaza en planta 2

Propiedad	Valor de Operación
Flujo agua de enfriamiento	265,090 kg/h
Temperatura de entrada agua enfriamiento	302.15 K {29.00°C}
Temperatura de salida de agua enfriamiento	311.15 K {38.00°C}
Flujo de entrada melaza	49,550 kg/h
Temperatura de entrada de melaza	403.15 K {130.00°C}
Temperatura de salida de melaza	305.15 K {32.00°C}

Cuadro 42. Propiedades de diseño del intercambiador de placas para el enfriamiento de melaza en planta 2

Propiedad	Valor
Marca	ALFA LAVAL
Serie	GHPE M30, FMpvcALS
Alto	2.882 m {2,882 mm}
Ancho	1.150 m {1150 mm}
Número de placas	241
Área de transferencia con 20% extra	796.61 m ²
Coefficiente global de transferencia de calor	160.98 W/m ² K
Caída de presión	0.18 bar

Cuadro 43. Tanque horizontal de almacenamiento previo a enfriamiento planta 1

Dimensiones/descripción	Valor
Largo	2.30 m
Diámetro	0.77 m
Material	Acero inoxidable 316, con aislamiento térmico

Cuadro 44. Tanque horizontal de almacenamiento previo a enfriamiento planta 2

Dimensiones/descripción	Valor
Largo	3.43 m
Diámetro	1.15 m
Material	Acero inoxidable 316, con aislamiento térmico

D. Módulo IV: Diagnóstico energético en las principales bombas de planta fermentadora de melaza para producción de etanol

Cuadro 45. Bombas seleccionadas según matriz de criticidad

Referencia	Descripción
P508	Hervidor de columna de agotamiento
P510	Alimentación de crudo a columna destilación primaria
P519	Alimentación de alcohol crudo a columna rectificadora
P536	Reflujo de columna rectificadora
P549	Alimentación de crudo a columna hidroselectora
P556	Recirculación de fondos de columna hidroselectora
P561	Reflujo columna rectificadora

Cuadro 46. Presiones, temperaturas y flujos promedios obtenidas de las mediciones en manómetros, termómetros y medidores de flujo en la descarga de las bombas.

Bomba	Presión en kPa (psig)	Temperatura en K (°F)	Caudal en $\frac{m^3}{h}$ (gpm)
P508	137.9±0.0 (20.0±0.0)	356.5 ± 4.1(182.0±2.1)*	-
P510	275.8±0.0 (40.0±0.0)	341.7±5.3 (155.4±2.4)	-
P519	1583.9±39.44 (229.7±5.7)	345.4±0.0 (162.0±0.0)*	12.2±0.6 (53.9±2.7)
P536	1452.0±38.3 (210.6±5.6)	388.4±10.7 (239.4±6.59)	-
P549	936.9±32.7 (135.9±4.8)	310.9±0.0 (100.0±0.0)	8.2±0.3 (36.1±1.2)
P556	1173.8±4.6 (170.2±0.7)	423.8 ±22.1 (303.2±15.8)	62.7±2.6 (276.2±11.6)
P561	551.6±0.0 (80.0±0.0)	344.3±0.0 (160.0±0.0)	-

*Valores obtenidos en termómetros de las columnas de succión o descarga.

Cuadro 47. Presiones y temperaturas promedio de las columnas de destilación (Cuadro 1) según registros de la zafra 2014-2015.

Columna	Presión kPa (psig)		Temperatura K (°F)	
	Fondo	Cabeza	Fondo	Cabeza
T-507	-47.9 (-6.9)	-62.1(-9.0)	354.8 (179.0)	343.2
T-516	49.6 (7.2)	39.3 (5.7)	384.5 (232.3)	376.8 (218.5)
T-533	650.9 (94.4)	630.9 (91.5)	440.4 (333.0)	411.5 (281.0)
T-552	601.5 (87.2)	539.7 (78.3)	438.2 (329.0)	421.5 (299.0)
T-557	74.5 (10.8)	0.0 (0.0)	387.6 (238.0)	352.0 (174)
T-566	43.7 (6.3)	0.0 (0.0)	351.2 (172.4)	351.5 (173)

Cuadro 48. Condiciones actuales de operación de las bombas analizadas.

Bomba	Velocidad en rpm	Cabeza Total en m (ft)	Caudal en $\frac{m^3}{h}$ (gpm)	Potencia requerida en kW (hp)	NPSH _R en m (ft)	NPSH _A en m(ft)
P508	1180	22.74 (74.6)	-	-	-	-9.59 (-31.45)
P510	1770	33.34 (109.4)	-	-	-	5.64 (18.51)
P519	3560	192.30 (630.9)	12.2 (53.9)	22.38 (30.0)	2.13 (7.0)	13.16 (43.19)
P536	3550	120.72 (396.1)	-	-	-	12.46 (40.88)
P549	3560	117.22 (384.6)	8.2 (36.1)	13.06 (17.5)	1.52 (5.0)	15.35 (50.37)
P556	3550	66.93 (219.6)	62.7 (276.2)	13.43 (18.0)	4.3 (14.0)	24.93 (81.79)
P561	3550	72.17 (236.8)	-	-	-	6.49 (21.30)

Cuadro 49. Condiciones propuestas para ahorro energético cambiando condiciones de operación utilizando variadores de velocidad.

Bomba	Velocidad en rpm	Cabeza Total en m (ft)	Caudal en $\frac{m^3}{h}$ (gpm)	Potencia requerida en kW (hp)	NPSH _R en m (ft)	NPSH _A en m(ft)	Ahorro energético máximo kW (hp)
P508	806	8.52 (27.94)	480.4 (2115)	15.02 (20.14)	1.45 (4.75)	-9.43 (- 30.97)	32.27 (43.3)*
P510	1418	18.17 (59.62)	12.0 (52.85)	1.11 (1.49)	1.17 (3.85)	5.67 (18.62)	1.05 (1.41)*
P519	2963	95.49 (313.3)	20.84 (91.78)	11.70 (15.69)	1.38 (4.52)	13.17 (43.22)	10.67 (14.30)
P536	2164	31.7 (104.0)	18.68 (82.26)	2.31 (3.10)	0.88 (2.90)	12.47 (40.92)	7.91 (10.60)*
P549	3074	100.55 (327.9)	6.20 (27.32)	9.75 (13.07)	0.91 (2.99)	15.36 (50.38)	3.31 (4.43)
P556	2880	34.17 (112.14)	62.71 (276.15)	7.71 (10.34)	2.51 (8.25)	24.93 (81.78)	6.68 (8.96)
P561	2867	37.73(123.8)	27.5 (121.1)	3.72 (4.99)	1.65 (5.41)	7.61 (24.97)	3.35 (4.50)*

*Ahorros energéticos estimados según valores de diseños debido a la falta del dato del consumo actual

Cuadro 50. Condiciones propuestas para ahorro energético modificando condiciones actuales de operación a la misma velocidad.

Bomba	Velocidad en rpm	Cabeza Total en m (ft)	Caudal en $\frac{m^3}{h}$ (gpm)	Potencia requerida en kW (hp)	NPSH _R en m (ft)	NPSH _A en m(ft)	Ahorro energético máximo kW (hp)
P519	3560	137.2 (450)	24.98 (110)	20.14 (27)	1.98 (6.5)	12.81 (42.0)	2.24 (3.0)
P549	3560	117.22 (384.6)	8.2 (36.1)	13.06 (17.5)	1.52 (5.0)	15.35 (50.37)	0.0 (0.0)
P556	3550	66.93 (219.6)	62.7 (276.2)	13.43 (18.0)	4.3 (14.0)	24.93 (81.79)	0.0 (0.0)

Cuadro 51. Especificaciones de los variadores cotizados

Variadores de velocidad							
Proveedor	Marca	Modelo	Potencia máxima	Amperaje máximo	Voltaje	Frecuencia (Hz)	Costo (Q.)
ASYEL	WEG	CFW700	22.38 kW (30HP)	45A	460	60	21,963.00
ELECTROMA	LS	SV185IP5A-4	18.65 kW(25HP)	30A	460	60	12,223.58
PAI	Schneider	ATV61HD22 N4	22.38 kW(30 HP)	42A	460	60	19,037.50

E. Módulo V: Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza

Cuadro 52. Calor transferido y eficiencia promedio en los intercambiadores de placas*

TAG	Calor transferido teórico (kJ/s)	Calor transferido real promedio (kJ/s)	Desviación estándar (kJ/s)	Eficiencia promedio η (%)	Desviación estándar (%)
E-302A	3782.40	1657.06	223.9	39.43%	5.31%
E-599	162.29	84.79	33.25	47.02%	18.44%
E-512	46.24	15.97	4.43	31.09%	8.63%
E-594	26.78	4.40	1.31	14.80%	4.39%

*Nota: ver anexos,

Figura 50. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiador E-302

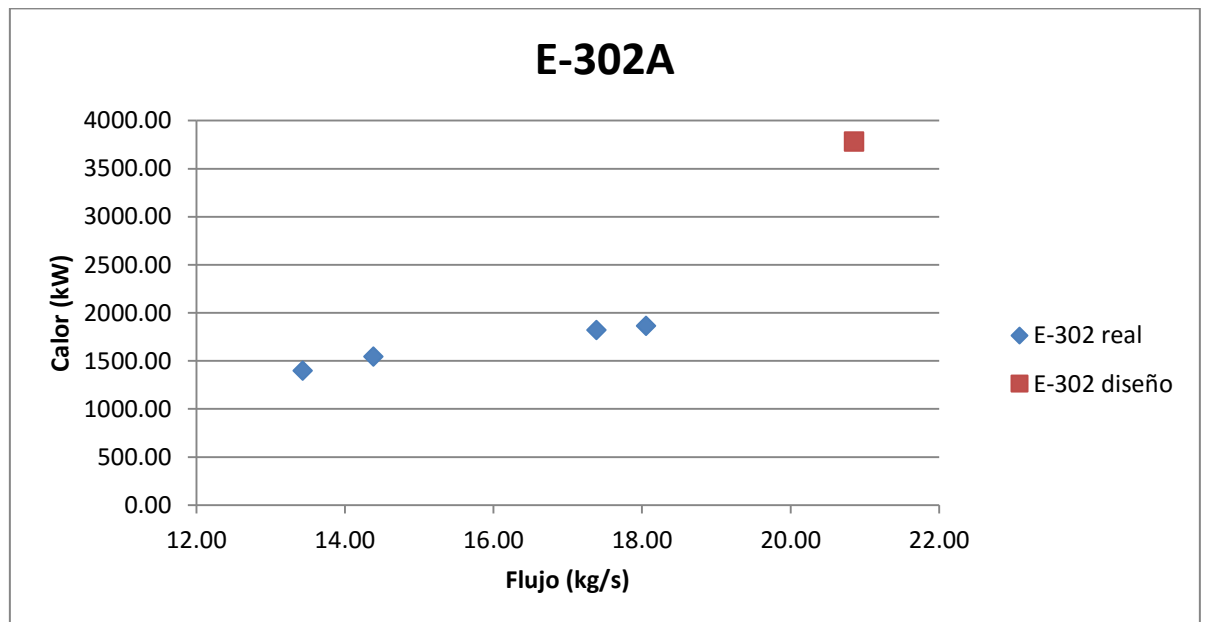


Figura 51. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiador E-599

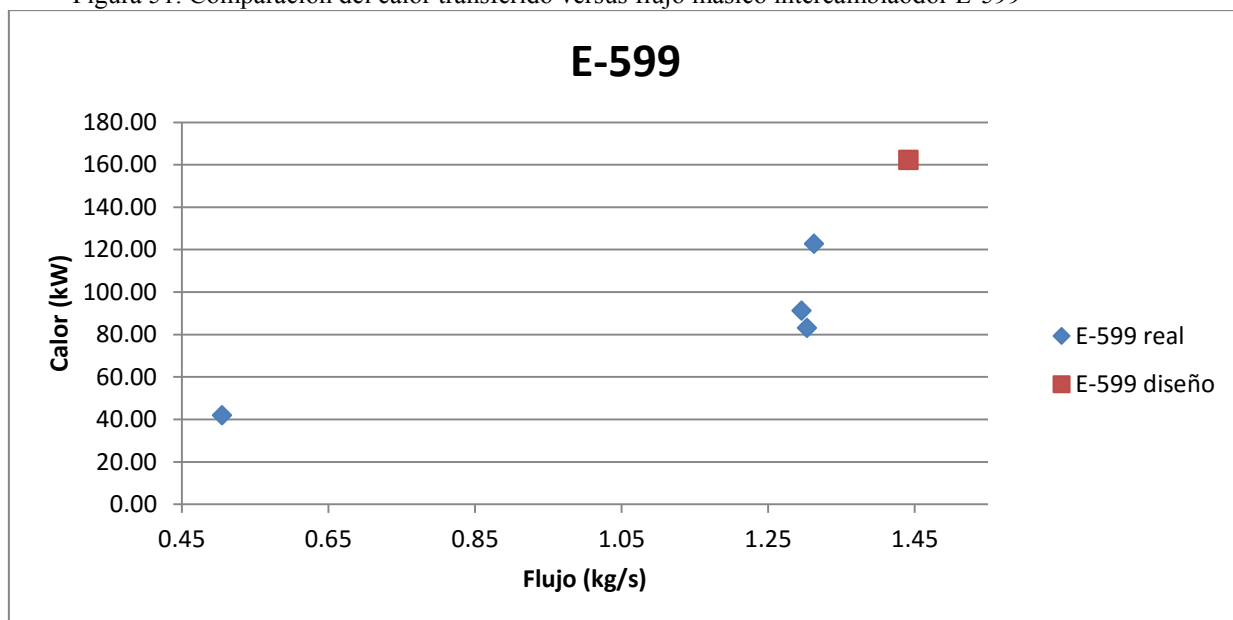


Figura 52. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiador E-512

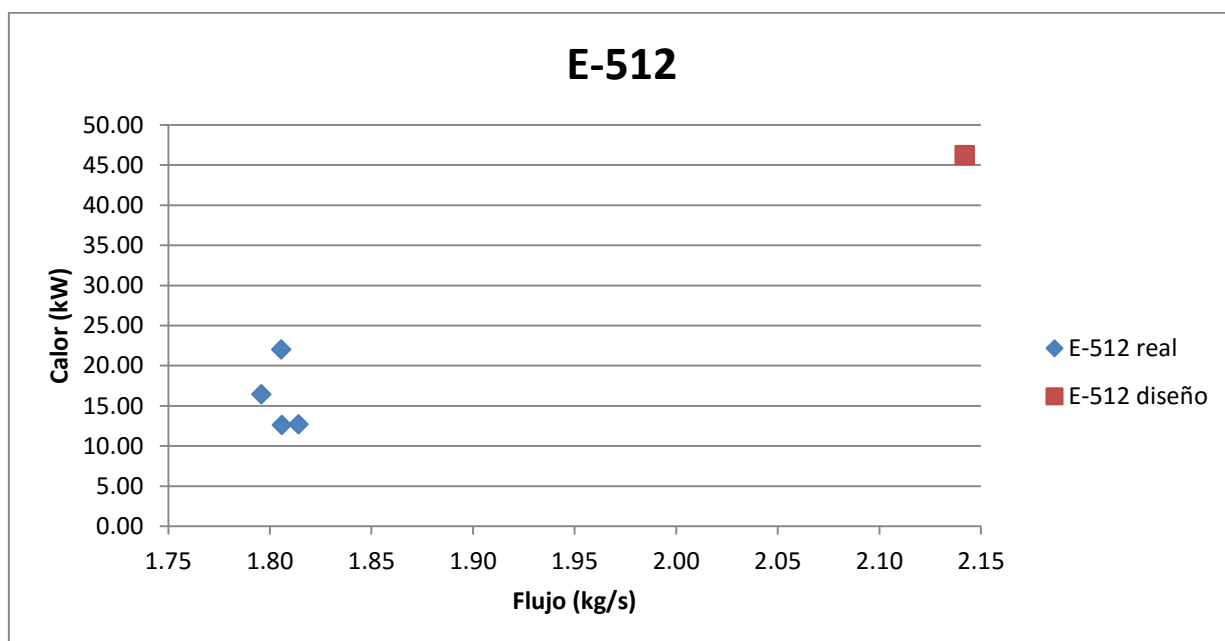
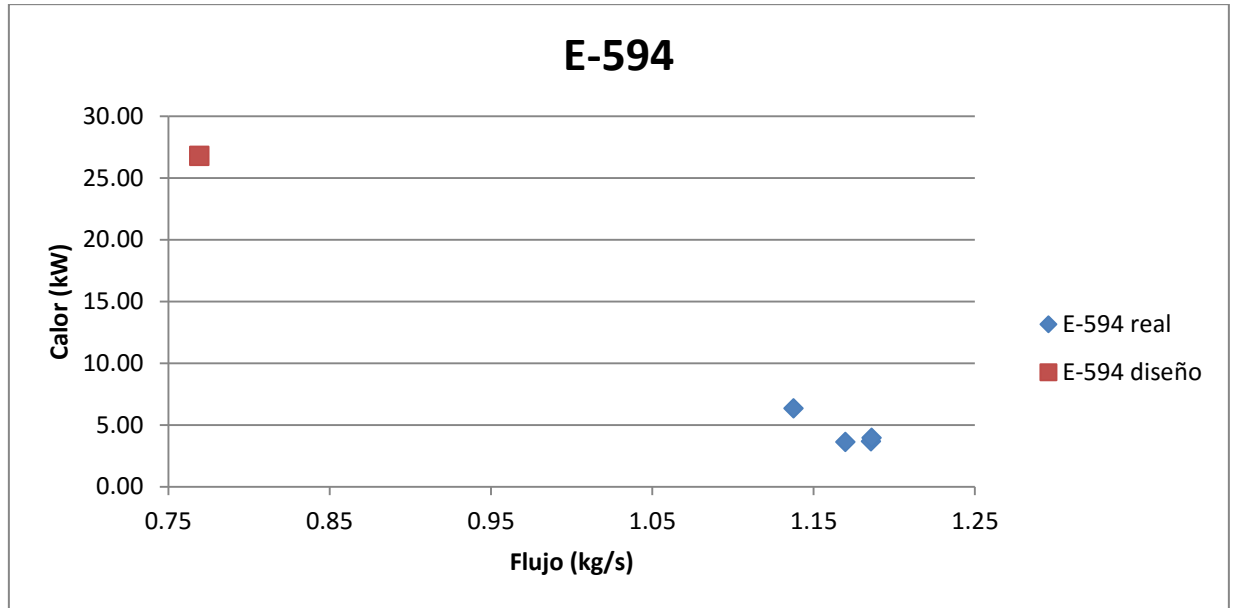


Figura 53. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiador E-594



Cuadro 53. Calor transferido y eficiencia promedio en los intercambiadores de coraza y tubos*

TAG	Calor transferido teórico (kJ/s)	Calor transferido real promedio (kJ/s)	Desviación estándar (kJ/s)	Eficiencia promedio η (%)	Desviación estándar (%)
E-551	277.25	463.96	7.51	150.61%	2.44%
E-543	882.14	901.43	33.97	91.97%	3.47%
E-564	272.56	175.86	1.51	58.07%	0.50%

*Nota: ver anexos.

Figura 54. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiador E-551

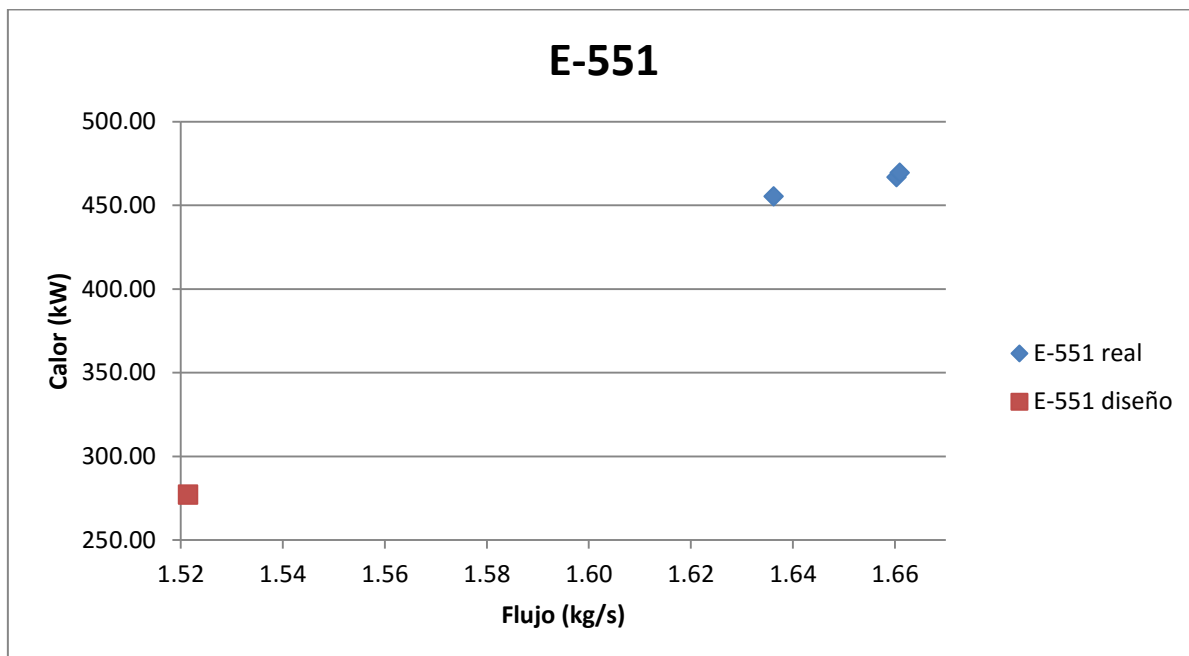


Figura 55. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiador E-543

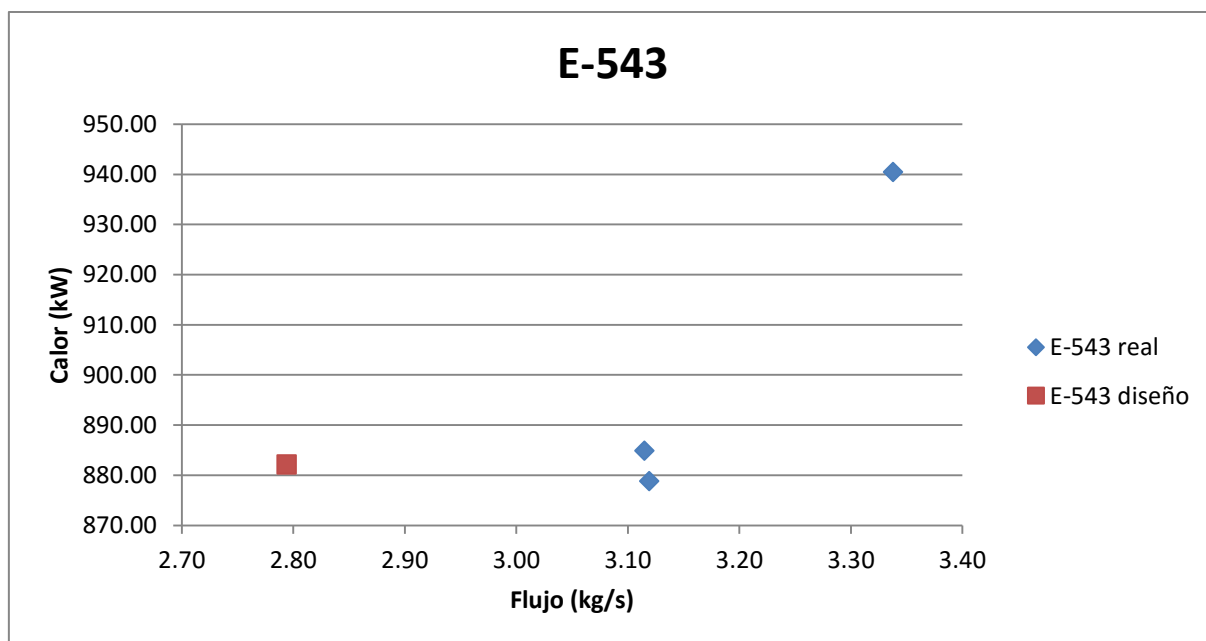
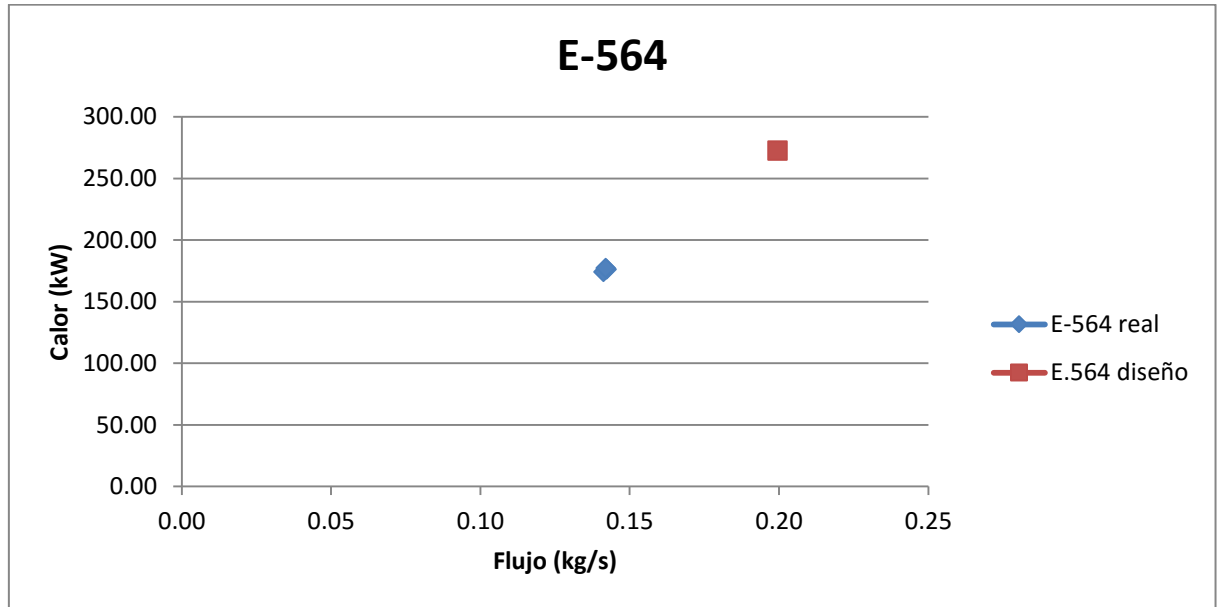


Figura 56. Comparación del calor transferido versus flujo másico intercambiador E-564



Cuadro 54. Resistencia debido a incrustaciones y el porcentaje de incidencia en la resistencia total para el fluido frío en los intercambiadores de placas

TAG	R fluido frío (m ² *K/W)	R _f fluido frío (m ² *K/W)	Total (m ² *K/W)
E-302A	1.85E-03	5.09E-04	2.36E-03
	78.40%	21.60%	100.00%
E-599	3.35E-03	7.69E-04	4.12E-03
	81.32%	18.68%	100.00%
E-512	4.87E-03	6.28E-04	5.49E-03
	88.57%	11.43%	100.00%
E-594	5.58E-03	3.56E-03	9.15E-03
	61.02%	38.98%	100.00%

R_i, resistencia por incrustación

Cuadro 55. Resistencia debido a incrustaciones y el porcentaje de incidencia en la resistencia total en los intercambiadores de coraza y tubos

TAG	R fluido tubos (m ² *K/W)	R fluido coraza (m ² *K/W)	R _f fluido interno tubos (m ² *K/W)	Resistencia Total (m ² *K/W)
E-551	5.76E-04	5.97E-05	8.64E-04	1.50E-03
	38.41%	3.98%	57.60%	100.00%
E-543	1.44E-04	7.66E-06	4.71E-05	1.99E-04
	72.44%	3.86%	23.71%	100.00%
E-564	8.48E-05	2.39E-04	1.11E-03	1.43E-03
	5.93%	16.67%	77.40%	100.00%

R_f, resistencia por incrustación

F. Módulo VI: Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza

Todos los resultados presentados están basados en las mediciones realizadas y condiciones presentadas durante el período del 28 de marzo al 3 de mayo de 2015.

1. Análisis energético de acuerdo a cambios de temperatura del agua. Del Cuadro 56 al Cuadro 60 se muestra, en la primera columna, el horario en el que se realizó la medición; en la segunda, el cambio de temperatura teórico que debía tener el agua; en la tercera, el cambio de temperatura real que tuvo el agua; y en la cuarta se muestra la conclusión del funcionamiento de la torre analizada. Los valores mostrados de los cambios de temperatura son valores promedio de las diferentes mediciones tomadas en las fechas anteriormente mencionadas.

Cuadro 56. Análisis energético de la torre 1

Hora	ΔT_L teórico	ΔT_L real	Funcionamiento
02:00	-2.38	-0.54	Malo
05:00	-4.46	-0.82	Malo
10:00	-3.01	-1.69	Regular
12:00	-2.72	-2.92	Bueno
14:00	-1.95	-1.29	Bueno

(continuación Cuadro 56)

Hora	ΔT_L teórico	ΔT_L real	Funcionamiento
16:00	-3.80	-1.61	Regular
18:00	-4.47	-3.30	Regular
23:00	-1.94	-0.70	Malo

Cuadro 57. Análisis energético de la torre 2

Hora	ΔT_L teórico	ΔT_L real	Funcionamiento
02:00	-1.74	-0.47	Malo
05:00	-1.46	-2.10	Bueno
10:00	-1.31	-3.49	Bueno
12:00	-2.18	-0.85	Malo
14:00	-2.08	-0.87	Malo
16:00	-3.96	-0.70	Malo
18:00	-2.60	-0.60	Malo
23:00	-1.51	-0.37	Malo

Cuadro 58. Análisis energético de la torre 3

Hora	ΔT_L teórico	ΔT_L real	Funcionamiento
02:00	-1.23	-2.31	Bueno
05:00	-1.42	-2.53	Bueno
10:00	-0.61	-2.83	Bueno
12:00	-0.73	-2.78	Bueno
14:00	-1.81	-3.79	Bueno
16:00	-0.76	-0.22	Malo
18:00	-0.42	-0.22	Malo
23:00	-1.05	-2.44	Bueno

Cuadro 59. Análisis energético de la torre 4

Hora	ΔT_L teórico	ΔT_L real	Funcionamiento
02:00	-1.76	-4.24	Bueno
05:00	-4.24	-4.61	Bueno
10:00	-2.02	-4.10	Bueno
12:00	-1.66	-5.13	Bueno

(continuación Cuadro 59)

Hora	ΔT_L teórico	ΔT_L real	Funcionamiento
14:00	-1.29	-2.75	Bueno
16:00	-2.99	-5.57	Bueno
18:00	-2.47	-5.54	Bueno
23:00	-1.42	-4.21	Bueno

Cuadro 60. Análisis energético de la torre 5

Hora	ΔT_L teórico	ΔT_L real	Funcionamiento
14:00	-1.40	-4.52	Bueno

NOTA. No se tuvo datos de temperaturas de agua en esta porque los días que se hicieron las mediciones ya no estaba funcionando la torre 5.

2. Ahorros energéticos obtenidos con propuestas

Cuadro 61. Propuestas y ahorro energético

Torre de enfriamiento	Acción a tomar	Ahorro energético (kWh/zafra)
Torre 1	Automatizar ventiladores para que se apaguen de 11pm a 5am	147,648.60
Torre 2	Automatizar ventiladores para que se apaguen de 12pm a 2am	172,256.70
Torre 3	Automatizar ventiladores para que se apaguen de 4pm a 7pm	64,795.50

NOTA. Estas acciones y ahorros son válidos cuando las condiciones sean similares a las presentadas en el período de medición del 28 de marzo al 3 de mayo de 2015.

3. Análisis del agua de enfriamiento.

Cuadro 62. Análisis del agua de enfriamiento de la torre 1

	Sugerido	Determinado
Conductividad ($\mu\text{s}/\text{cm}$)	1000-12000	2020
pH	7.5-8.2	7.06
Dureza total (ppm)	100-200	380
Sílice (ppm)	100-180	106
Hierro (ppm)	0-2	0.61
Zinc (ppm)	0.01-1	0
Turbidez	0-25	19.67

Cuadro 63. Análisis del agua de enfriamiento de la torre 3

	Sugerido	Determinado
Conductividad ($\mu\text{s}/\text{cm}$)	1000-12000	2170
pH	7.5-8.2	7.95
Dureza total (ppm)	100-200	478
Sílice (ppm)	100-180	48
Hierro (ppm)	0-2	0.08
Zinc (ppm)	0.01-1	0
Turbidez	0-25	14.67

Cuadro 64. Análisis del agua de enfriamiento de la torre 4

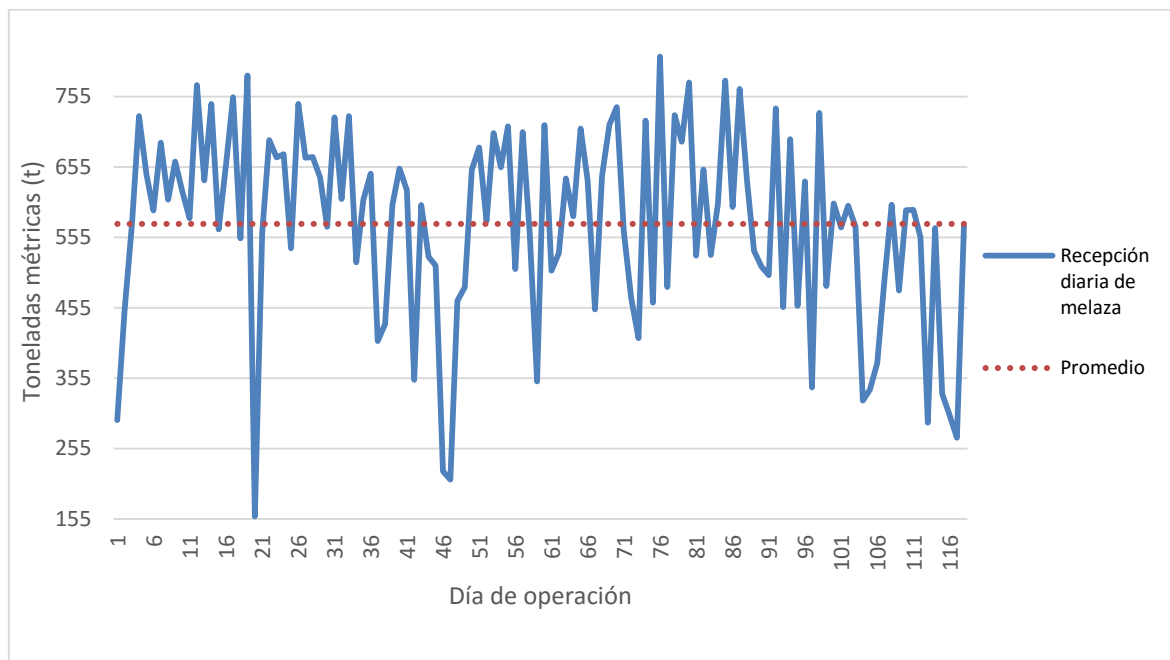
	Sugerido	Determinado
Conductividad ($\mu\text{s}/\text{cm}$)	1000-12000	1990
pH	7.5-8.2	7.38
Dureza total (ppm)	100-200	305
Sílice (ppm)	100-180	43
Hierro (ppm)	0-2	0.38
Zinc (ppm)	0.01-1	0
Turbidez	0-25	11.67

G. Módulo VII: Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.

1. Análisis de situación actual. En la siguiente sección se presentan gráficas y cuadros sobre los aspectos generales más importantes del proceso de producción de etanol así como la metodología actual utilizada por parte de los supervisores de la planta para realizar la evaluación financiera de proyectos. Los resultados hacen referencia al análisis de 118 días de operación de 165 días totales del periodo de zafra de 2014-2015 (ver Anexo 1).

a. Análisis de materia prima.

Figura 57. Recepción diaria de melaza



Cuadro 65. Resumen de estadísticas descriptivas de recepción de melaza

Media	574.16
Error típico	12.66
Mediana	596.21
Desviación estándar	137.54
Varianza de la muestra	18,918.57
Curtosis	0.31
Coefficiente de asimetría	(0.79)
Rango	653.05
Mínimo	158.82
Máximo	811.87
Suma	67,750.47
Cuenta	118

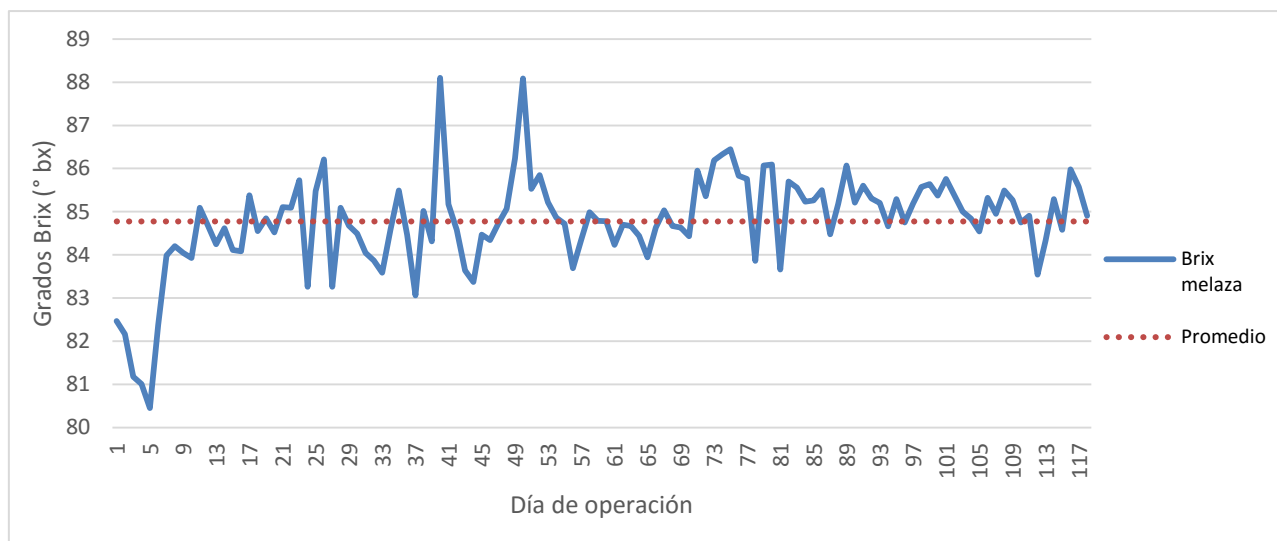
Cuadro 66. Análisis de sensibilidad del precio de melaza e impacto en el costo unitario de producción en un periodo de zafra

Variación	(-15%)	(-10%)	(-5%)	0%	(+5%)	(+10%)	(+15%)
Precio de melaza (\$/ton)	83.30	88.20	93.10	98.00	102.90	107.80	112.70
Costo unitario (\$/m3)	341.94	360.45	378.96	397.47	415.99	434.50	453.01
Variación en costo unitario de producción (\$/m3)	(14.70)	(9.80)	(4.90)	0	4.90	9.80	14.70

Cuadro 67. Resumen de estadísticas descriptivas de la cantidad de grados Brix de la melaza

Media	84.78
Error típico	0.10
Mediana	84.85
Moda	85.09
Desviación estándar	1.12
Varianza de la muestra	1.25
Curtosis	3.54
Coefficiente de asimetría	(0.86)
Rango	7.65
Mínimo	80.45
Máximo	88.10
Suma	10,003.45
Cuenta	118

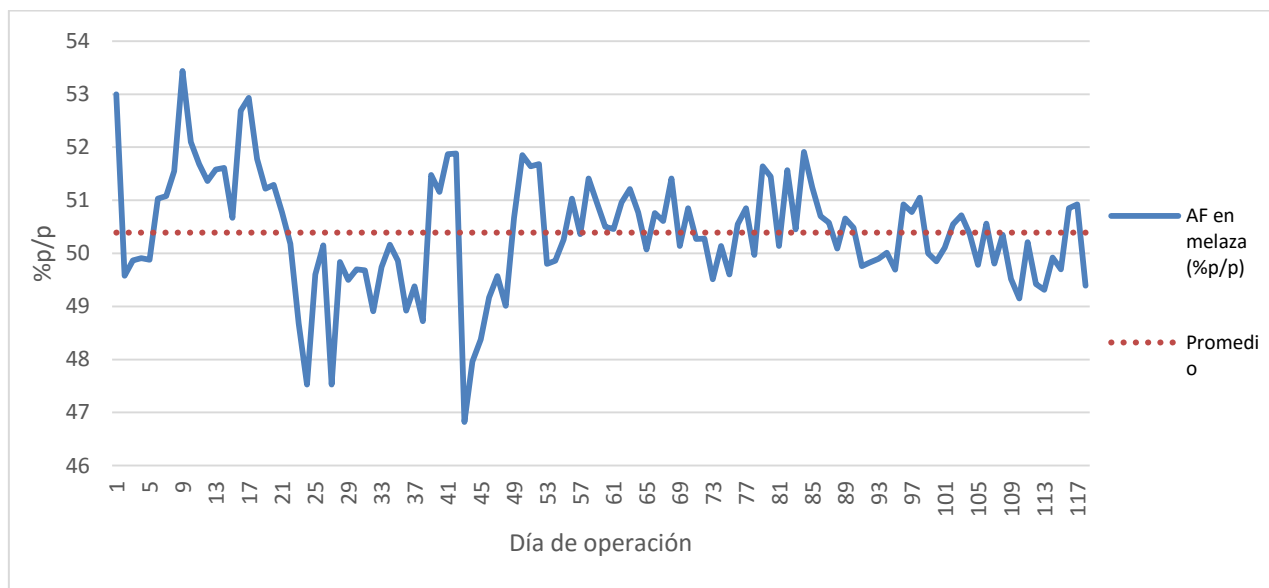
Figura 58. Cantidad de grados Brix en melaza



Cuadro 68. Estadísticas descriptivas para cantidad de azúcares fermentables en melaza

Media	50.39
Error típico	0.10
Mediana	50.36
Moda	50.14
Desviación estándar	1.09
Varianza de la muestra	1.18
Curtosis	1.15
Coefficiente de asimetría	(0.20)
Rango	6.62
Mínimo	46.82
Máximo	53.44
Suma	5,946.15
Cuenta	118

Figura 59. Cantidad de azúcares fermentables en melaza



b. Indicadores de eficiencia del proceso.

Cuadro 69. Resumen de estadísticas descriptivas sobre el proceso de fermentación

Media	82.72%
Error típico	0.23%
Mediana	82.61%
Moda	82.36%
Desviación estándar	2.46%
Varianza de la muestra	0.06%
Curtosis	4.55
Coefficiente de asimetría	(0.35)
Rango	19%
Mínimo	72.26%
Máximo	91.38%
Suma	9761%
Cuenta	118

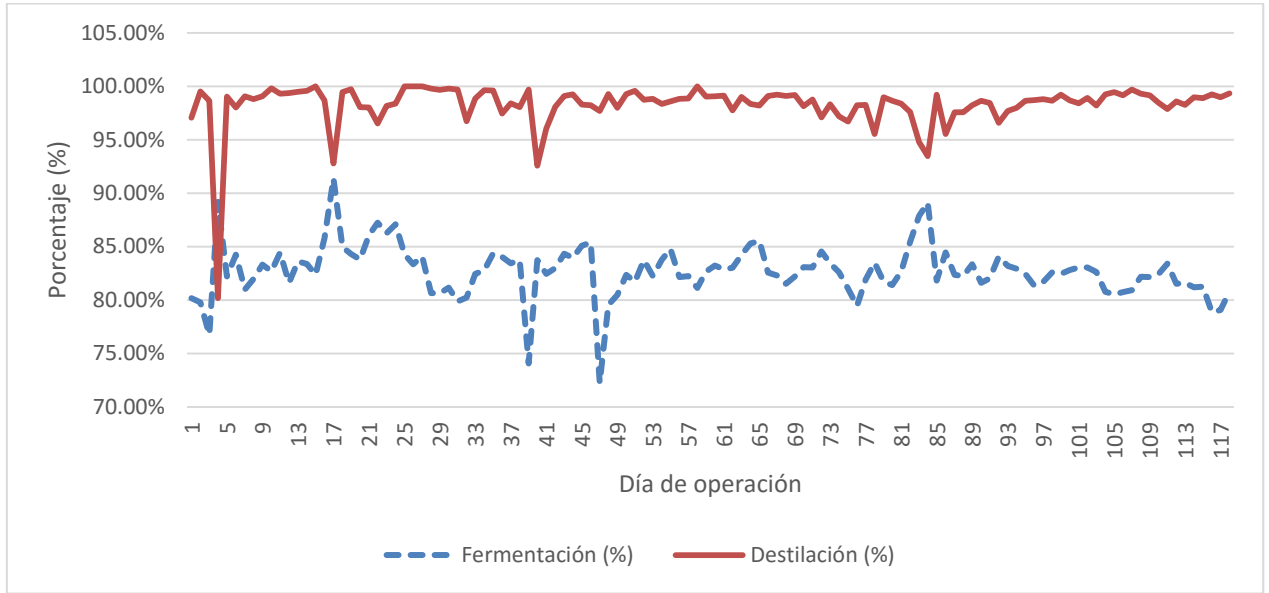
Cuadro 70. Análisis de sensibilidad de la eficiencia de fermentación y su impacto en el costo unitario del metro cúbico de etanol en un periodo de zafra

Variación	(-3%)	(-2%)	(-1%)	0%	(+1%)	(+2%)	(+3%)
Eficiencia de fermentación	80%	81%	82%	83%	84%	85%	86%
Costo unitario de producción (\$/m3)	411.36	406.62	401.99	397.47	393.07	388.76	384.56
Variación en costo unitario de producción (\$/m3)	13.88	9.14	4.52	0	(4.41)	(8.71)	(12.92)

Cuadro 71. Resumen de estadísticas descriptivas del proceso de destilación

Media	98.30%
Error típico	0.20%
Mediana	98.73%
Moda	99.08%
Desviación estándar	2.14%
Varianza de la muestra	0.05%
Curtosis	44.40
Coefficiente de asimetría	(5.73)
Rango	20%
Mínimo	80.18%
Máximo	100%
Suma	11599%
Cuenta	118

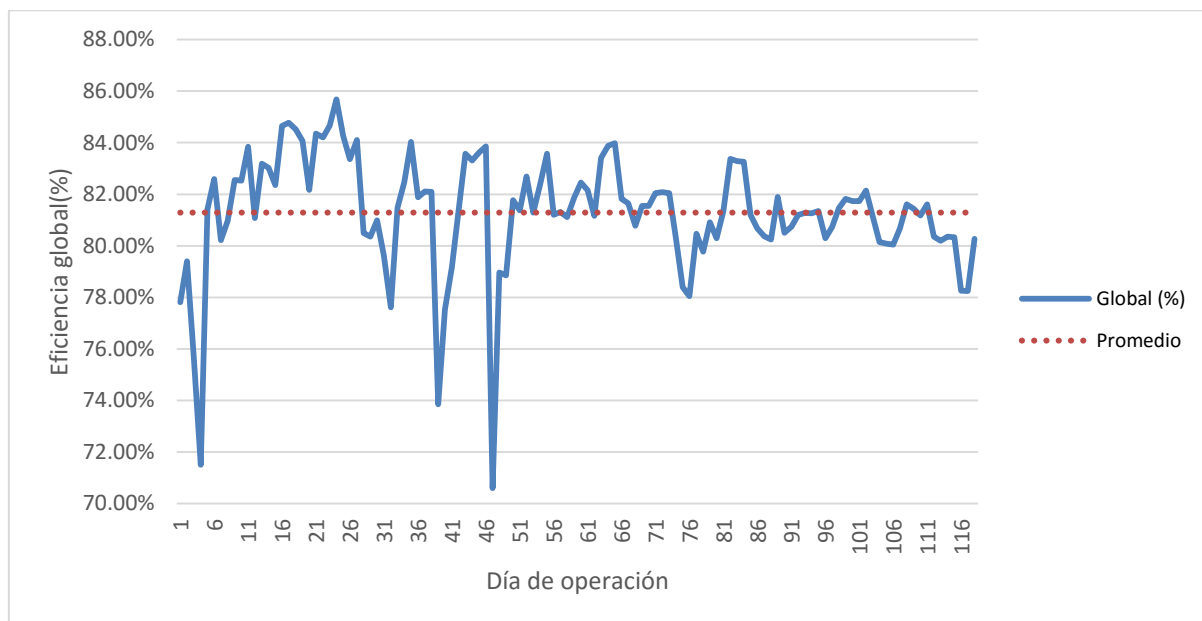
Figura 60. Eficiencia de los procesos de fermentación y destilación



Cuadro 72. Resumen de estadísticas descriptivas de la eficiencia global

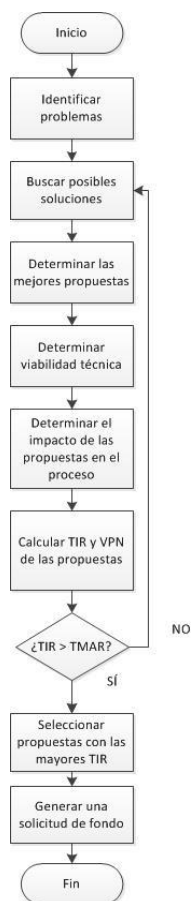
Media	81.29%
Error típico	0.21%
Mediana	81.41%
Desviación estándar	2.32%
Varianza de la muestra	0.05%
Curtosis	5.99
Coefficiente de asimetría	(1.75)
Rango	15%
Mínimo	70.60%
Máximo	85.68%
Suma	9592%
Cuenta	118

Figura 61. Eficiencia global del proceso de producción de etanol



c. Metodología actual para evaluar proyectos.

Figura 62. Diagrama de metodología actual de evaluación de proyectos

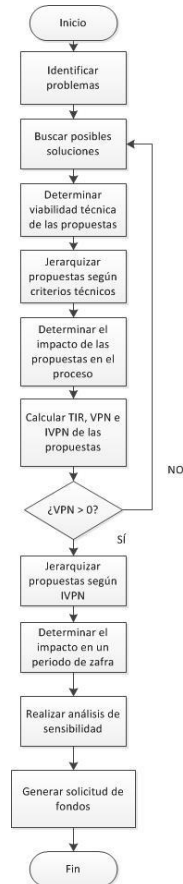


2. Diseño de sistema de evaluación financiera

Cuadro 73. Información necesaria para realizar una evaluación financiera

Nombre de proyecto	-
Área de Impacto	-
Vida útil	-
Tiempo de implementación	-
Costo del equipo	-
Costo de mantenimiento (anual)	-
Depreciación (anual)	-
Horas de operación al día	-
Días de operación en periodo de zafra	-
Unidad energética	-
Ahorros estimados (unidades energéticas)	-
Costo de unidad energética (USD/kWh)	-
Ahorros estimados	-

Figura 63. Diagrama de flujo de metodología propuesta para evaluar proyectos

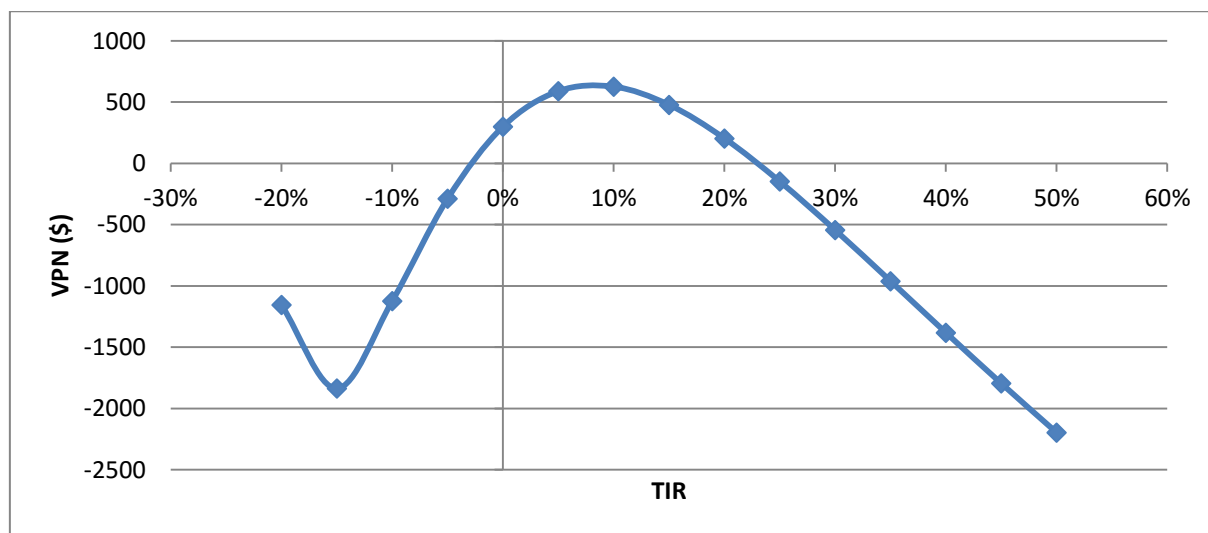


3.Etapa de prueba piloto

Cuadro 74. Flujo neto de efectivo y medidas de valor para la instalación de un tanque fermentador

Año	FNE
0	\$(11,500.00)
1	\$10,300.00
2	\$(2,000.00)
3	\$15,000.00
4	\$(2,000.00)
5	\$5,000.00
6	\$(15,000.00)
7	\$4,000.00
8	\$(15,000.00)
9	\$10,000.00
10	\$1,500.00
TIR1	-3%
TIR2	23%
VPN	\$613.29

Figura 64. VPN en función de la TIR para la implementación de un tanque fermentador



Cuadro 75. Información sobre los distintos escenarios

Nombre de proyecto	Bomba Marca X	Bomba Marca Y	Bomba Marca Z
Área de Impacto	Destilación	Fermentación	Destilación
Vida útil	10	10	10
Tiempo de implementación	2 semanas	1 semana	1 semana
Costo del equipo	\$2,734.38	\$1,888.02	\$2,083.33
Costo de mantenimiento (anual)	\$260.42	\$286.46	\$305.99
Depreciación (anual)	lineal	lineal	lineal
Horas de operación al día	24	24	24
Días de operación en periodo de zafra	165	165	165
Unidad energética	kWh	kWh	kWh
Ahorros estimados (unidades energéticas)	27,720.00	21,780.00	20,196.00
Costo de unidad energética (\$/kWh)	\$0.0683	\$0.0683	\$0.0683
Ahorros estimados	\$1,893.28	\$1,487.57	\$1,379.39

Cuadro 76. Resultados de prueba piloto con tres escenarios

Medidas de valor	Bomba Marca X	Bomba Marca Y	Bomba Marca Z
TIR	48.78%	52.85%	40.10%
VPN	\$5,582.92	\$4,305.58	\$3,209.35
IVPN	2.04	2.28	1.54

4.Etapa de ejecución

a.Área de bombas.

Cuadro 77. Información para evaluación en bomba P-519

Nombre de proyecto	Variador de velocidad WEG	Variador de velocidad Schneider
Área de Impacto	Calidad, producción y eficiencia del etanol así como del consumo eléctrico de las bombas	
Vida útil (años)	5	5
Tiempo de implementación	N/D	N/D
Costo del equipo	\$2,859.77	\$2,478.84
Costo de mantenimiento (anual)	\$-	\$-
Depreciación (anual)	Lineal	lineal
Reducción en potencia	10.67	10.67
Horas de operación al día	24.00	24.00
Días de operación en periodo de zafra	165.00	165.00
Unidad energética	kWh	kWh
Ahorros estimados (unidades energéticas)	42,253.20	42,253.20
Costo de unidad energética (\$/kWh)	\$0.0683	\$0.0683
Ingresos/Beneficios anuales	\$2,885.89	\$2,885.89

Cuadro 78. Resultados de evaluación financiera para la instalación de un variador de velocidad en la bomba P-519

Medidas de valor	Variador de velocidad WEG	Variador de velocidad Schneider
TIR	38.95%	47.20%
VPN	\$8,437.74	\$9,665.73
IVPN	1.48	1.95

Cuadro 79. Información para evaluación en bomba P-556

Nombre de proyecto	Variador de velocidad WEG	Variador de velocidad LS Starvet	Variador de velocidad Schneider
Área de Impacto	Calidad, producción y eficiencia del etanol así como del consumo eléctrico de las bombas		
Vida útil (años)	5	5	5
Tiempo de implementación	N/D	N/D	N/D
Costo del equipo	\$2,859.77	\$1,591.61	\$2,478.84
Costo de mantenimiento (anual)	\$-	\$-	\$-
Depreciación (anual)	lineal	lineal	lineal
Reducción en potencia	6.68	6.68	6.68
Horas de operación al día	24.00	24.00	24.00
Días de operación en periodo de zafra	165.00	165.00	165.00
Unidad energética	kWh	kWh	kWh
Ahorros estimados (unidades energéticas)	26,452.80	26,452.80	26,452.80
Costo de unidad energética (\$/kWh)	\$0.0683	\$0.0683	\$0.0683
Ingresos/Beneficios anuales	\$1,806.73	\$1,806.73	\$1,806.73

Cuadro 80. Resultados de evaluación financiera para la instalación de un variador de velocidad en la bomba P-556

Medidas de valor	Variador de velocidad WEG	Variador de velocidad LS Starvet	Variador de velocidad Schneider
TIR	17.16%	45.67%	23.15%
VPN	\$1,835.12	\$5,923.22	\$3,063.10
IVPN	0.32	1.86	0.62

Cuadro 81. Jerarquización de proyectos según IVPN para propuesta en bomba P-519

Proyectos / Medidas de valor	TIR	IVPN
Variador de velocidad Schneider	47.20%	1.95
Variador de velocidad WEG	38.95%	1.48

Cuadro 82. Jerarquización de proyectos según IVPN para propuesta en bomba P-556

Proyectos / Medidas de valor	TIR	IVPN
Variador de velocidad LS Starvet	45.67%	1.86
Variador de velocidad Schneider	23.15%	0.62
Variador de velocidad WEG	17.16%	0.32

Cuadro 83. Análisis de sensibilidad sobre la instalación de un variador en la bomba P-519

Variación en ítem	Variador de velocidad Schneider	Variador de Velocidad WEG
Reducción de potencia	4.83	5.57
Horas de operación al día	10.86	12.53
Días de operación en zafra	74.67	86.15
Costo del equipo	\$5,477.22	\$5,477.22
Costo de unidad energética (\$/kWh)	\$0.0309	\$0.0357

Cuadro 84. Análisis de sensibilidad sobre la instalación de un variador de velocidad para la bomba P-556

Variación en ítem	LS Starvet	Schneider	WEG
Reducción de potencia (kW)	3.10	4.83	5.57
Horas de operación al día	11.14	17.35	20.02
Días de operación en zafra	76.59	119.28	137.61
Costo del equipo	\$3,429.04	\$3,429.04	\$3,429.04
Costo de unidad energética (\$/kWh)	\$0.0317	\$0.0494	\$0.0570

Cuadro 85. Impacto estimado de la implementación de variadores de velocidad en el costo unitario del metro cúbico de etanol

Información sobre costos (implementando variadores de velocidad)	
Costo de producción	\$8,759,275.48
(-) ahorros estimados	\$4,692.62
Costo neto de producción	\$8,755,232.18
Costo Unitario por m3 (USD\$ / m3) [alcohol a 100°]	\$397.26

b. Área de intercambiadores de calor. Para esta sección no hubo ninguna propuesta de compra de equipo del área técnica del megaproyecto. Por lo tanto no se logró realizar ninguna evaluación financiera.

c. Área de torres de enfriamiento.

Cuadro 86. Información para evaluación en torre de enfriamiento 1

Nombre de proyecto	Sensor Cole Parmer (EW-93820-59)	Sensor Dwyer Instruments (TTW-108)	Sensor Noshok (800)
Área de Impacto	Monitoreo eficiencia de torres de enfriamiento		
Vida útil (años)	1	1	1
Tiempo de implementación	32 días + tiempo de instalación	15 días + tiempo de instalación	20 días + tiempo de instalación
Costo del equipo	\$680.01	\$345.18	\$418.54
Costo de mantenimiento (anual)	\$-	\$-	\$-
Depreciación (anual)	lineal	lineal	lineal
Reducción en potencia (kW)	149.14	149.14	149.14
Horas de operación al día	6.00	6.00	6.00
Días de operación en periodo de zafra	165.00	165.00	165.00
Unidad energética	kWh	kWh	kWh
Ahorros estimados (unidades energéticas)	147,648.60	147,648.60	147,648.60
Costo de unidad energética (\$/kWh)	\$0.0683	\$0.0683	\$0.0683
Ingresos/Beneficios anuales	\$10,084.40	\$10,084.40	\$10,084.40

Cuadro 87. Resultados de evaluación financiera para la instalación de un sensor de temperatura en la torre de enfriamiento 1

Medidas de valor	Sensor Cole Parmer (EW-93820-59)	Sensor Dwyer Instruments (TTW-108)	Sensor Noshok (800)
TIR	148.28%	292.15%	240.94%
VPN	\$54,898.87	\$58,247.17	\$57,513.57
IVPN	8.07	16.87	13.74

Cuadro 88. Información para evaluación en torre de enfriamiento 2

Nombre de proyecto	Sensor Omega (UVRTD-NB9W-1PT304-14-6)	Sensor Omega (UVRTD-NB9W-1PT316-14-6)	Sensor Omega (UVRTD-NB9-ICSS-316U-6)
Área de Impacto	Monitoreo eficiencia de torres de enfriamiento		
Vida útil (años)	1	1	1
Tiempo de implementación	2 semanas + tiempo de instalación	2 semanas + tiempo de instalación	2 semanas + tiempo de instalación
Costo del equipo	\$491.89	\$491.89	\$371.07
Costo de mantenimiento (anual)	\$-	\$-	\$-
Depreciación (anual)	lineal	lineal	lineal
Reducción en potencia (kW)	74.57	74.57	74.57
Horas de operación al día	14.00	14.00	14.00
Días de operación en periodo de zafra	165.00	165.00	165.00
Unidad energética	kWh	kWh	kWh
Ahorros estimados (unidades energéticas)	172,256.70	172,256.70	172,256.70
Costo de unidad energética (\$/kWh)	\$0.0683	\$0.0683	\$0.0683
Ingresos/Beneficios anuales	\$11,765.13	\$11,765.13	\$11,765.13

Cuadro 89. Resultados de evaluación financiera para la instalación de un sensor de temperatura en la torre de enfriamiento 2

Medidas de valor	Sensor Omega (UVRTD-NB9W-1PT304-14-6)	Sensor Omega (UVRTD-NB9W-1PT316-14-6)	Sensor Omega (UVRTD-NB9-ICSS-316U-6)
TIR	239.18%	239.18%	317.06%
VPN	\$67,063.23	\$67,063.23	\$68,271.40
IVPN	13.63	13.63	18.40

Cuadro 90. Jerarquización de proyectos según IVPN para propuesta en torre de enfriamiento 1

Proyectos / Medidas de valor	TIR	IVPN
Sensor Dwyer Instruments (TTW-108)	292.15%	16.87
Sensor Noshok (800)	240.94%	13.74
Sensor Cole Parmer (EW-93820-59)	148.28%	8.07

Cuadro 91. Jerarquización de proyectos según IVPN para propuesta en torre de enfriamiento 2

Proyectos / Medidas de valor	TIR	IVPN
Sensor Omega (UWRD-NB9-ICSS-316U-6)	317.06%	18.40
Sensor Omega (UVRTD-NB9W-1PT304-14-6)	239.18%	13.63
Sensor Omega (UVRTD-NB9W-1PT316-14-6)	239.18%	13.63

Cuadro 92. Análisis de sensibilidad sobre la instalación de un sensor de temperatura en torre de enfriamiento 1

Variación en ítem	Sensor Dwyer Instruments (TTW-108)	Sensor Noshok (800)	Sensor Cole Parmer (EW-93820-59)
Reducción de potencia (kW)	8.34	10.12	16.44
Horas de operación al día	0.41	0.41	0.66
Días de operación en zafra	9.23	11.19	18.19
Costo del equipo	\$6,169.90	\$6,169.90	\$6,169.90
Costo de unidad energética (\$/kWh) (kWh)	\$0.0038	\$0.0046	\$0.0075

Cuadro 93. Análisis de sensibilidad sobre la instalación de un sensor de temperatura en torre de enfriamiento 2

Variación en ítem	Sensor Omega (UWR TD-NB9-ICSS- 316U-6)	Sensor Omega (UVR TD-NB9W- 1PT304-14-6)	Sensor Omega (UWR TD-NB9W- 1PT316-14-6)
Reducción de potencia (kW)	3.84	5.10	5.10
Horas de operación al día	0.72	0.96	0.96
Días de operación en zafra	8.51	11.28	11.28
Costo del equipo	\$7,198.21	\$7,198.21	\$7,198.21
Costo de unidad energética (\$/kWh) (kWh)	\$0.0035	\$0.0047	\$0.0047

Cuadro 94. Impacto estimado de la implementación de sensores de temperatura en el costo unitario del metro cúbico de etanol

Información sobre costos (implementando sensores de temperatura)	
Costo de producción	\$8,759,275.48
(-) ahorros estimados	\$21,849.53
Costo neto de producción	\$8,737,425.95
Costo Unitario por m ³ (USD\$ / m ³) [alcohol a 100°]	\$396.48

d. Área de sistema de tratamiento térmico. No hubo forma de evaluar la implementación de este sistema.

5. Etapa de elaboración de plan de ahorro energético

Figura 65. Secuencia de implementación de propuestas de ahorro energético



Cuadro 95. Jerarquización de propuestas de ahorro energético evaluadas según IVPN

Área de implementación	Acción	TIR	IV PN	Inversión inicial	Etapa
Torre de enfriamiento 1	Implementación de sensor Dwyer Instruments (TTW-108)	292.1 5%	16 .87	\$345.18	1
Torre de enfriamiento 2	Implementación de sensor Omega (UWRD-NB9-ICSS-316U-6)	317.0 6%	18 .4	\$371.07	1
Intercambiadores de calor		N/A	N/A	\$0.00	2
Bomba P-519	Implementación de variador de velocidad Schneider	47.20 %	1. 95	\$2,478.84	3
Bomba P-556	Variador de velocidad LS Starvet	45.67 %	1. 86	\$1,591.61	3
Sistema de tratamiento térmico	Diseño e implementación de un sistema de tratamiento térmico de melaza				4

VIII. ANÁLISIS DE RESULTADOS

A. Módulo I: Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol.

Con el objetivo de evaluar las condiciones microbiológicas de los sitios de muestreo, se realizó conteo de coliformes totales, heterótrofos y mohos y levaduras durante dos semanas de abril (zafra 2014-2015). Estos tres grupos de microorganismos utilizan carbono como fuente de energía por lo que pueden utilizar azúcares presentes en la melaza y con ello disminuir la disposición de nutrientes para *Saccharomyces cerevisiae*. En el Cuadro 18 al Cuadro 20 se observan los resultados del análisis microbiológico. Al comparar los resultados entre los microorganismos analizados, se observa una mayor cantidad de coliformes y heterótrofos en el agua. Bacterias coliformes, como *E. coli*, puede crecer subóptimamente a pH de 4.5 a 5 y producir acetato a partir de glucosa. Mientras más glucosa haya más capacidad de estos microorganismos para metabolizar azúcares presentes en la materia prima y producir compuestos, como acetato, que pueden afectar la viabilidad de *Saccharomyces cerevisiae*. Se ha demostrado que el acetato inhibe el crecimiento de *Saccharomyces cerevisiae* y por tanto causa disminución en el rendimiento de bioetanol (Davison y Stephanopoulou, 1986; Pons *et al.*, 1986). Debido a que las coliformes son microorganismos indicadores, entre mayor sea el número de estos microorganismos, mayor lo es para bacterias heterótrofas y para mohos y levadura.

Una tendencia que se observa en los datos y se puede visualizar en las gráficas es que el agua del río estuvo más contaminada en la semana del 23 de abril (zafra 2014-2015) (ver Figura 38 a la Figura 40), esto se puede deber a que según el Insivumeh días antes del 16 de abril se registraron lluvias en Escuintla, por lo tanto, el material suspendido y disuelto se diluye, con lo cual el crecimiento microbiológico disminuye. En los tres grupos de microorganismos analizados se registró una disminución de la carga microbiana después del tratamiento primario, el cual consiste en sedimentación, formando agua clara y el paso de ésta por filtros de arena. Teóricamente después de este tratamiento se debe reducir el 50-60% de los sólidos suspendidos y el 20-30% de la demanda biológica de oxígeno, poniendo a disposición de los microorganismos menos material orgánico, por lo que el crecimiento microbiológico disminuye (Aiezza, 2015). Este tratamiento aplicado al agua cruda es importante ya que después de pasar por la sedimentación, se remueven partículas, pero debido a que no todos los sólidos son removidos, la filtración ayuda a disminuir más la presencia de sólidos. Después de estos procesos el agua debería de tener una turbidez menor o igual a 5 NTU, lo cual se observa en el Cuadro 24, donde se visualiza que la turbidez disminuye un 89.13%. Esto contribuye a una disminución del crecimiento de los microorganismos ya que tendrán menos nutrientes que metabolizar y una menor cantidad de oxígeno disponible para usar. Sin embargo, estos únicamente son

tratamientos primarios, y la reducción de microorganismos es mínima, ya que en el Cuadro 23 se observa que hay una disminución menor a 1-log (menor al 90%) entre el agua cruda y el agua filtrada.

El agua de los pozos es la que se observó menos contaminada, sobre todo la del pozo 4 y pozo 2; siendo el pozo 1 el que más contaminación presentó. La causa de esta mayor contaminación podría deberse a filtraciones de fosas sépticas, ya que este pozo es el que se encuentra más cercano a las oficinas de la empresa. Es importante recalcar que debido a la falta de una toma muestras el pozo 3 no se pudo muestrear y que a pesar de que el agua de este pozo contribuye al caudal de agua utilizada, no pudo determinarse su carga microbiológica. Con estos resultados no es correcto concluir que el pozo 4 y el pozo 2 no están contaminados, sino que en la fecha del muestreo se encontró una carga microbiológica mínima, pero se debe tomar en cuenta que factores como el calor, precipitaciones pluviales pueden cambiar la contaminación microbiológica. Esto se puede visualizar en la Figura 39 y en la Figura 40, donde se observa que durante la primera semana, a diferencia del agua del río, la carga microbiológica del pozo 2 fue mayor. Esto se debe a que como se mencionó anteriormente días antes del 16 de abril hubo lluvias en Escuintla y cuando llueve el agua se filtra en el suelo y arrastra componentes orgánicos hacia el agua del pozo, con lo cual se da un mayor crecimiento debido a que los microorganismos tienen una mayor disposición de compuestos que pueden metabolizar. Según el Insivumeh, en ambos días se presentó un clima cálido (32°C, el 16 de abril y 36°C, el 23 de abril), lo cual favorece el crecimiento microbiano y aún más en un agua rica en nutrientes, como sucede en el agua de los pozos cuando llueve y hay arrastre de material orgánico.

Lo explicado anteriormente constata que la carga microbiológica cambia de acuerdo a sus condiciones y de forma diferente en cada sitio de muestreo, ya que como se mencionó anteriormente, en el río hubo un menor crecimiento microbiano en la semana del 14 de abril, en la cual se presentaron lluvias; mientras que en el caso del pozo 2, hubo un aumento de crecimiento. Con respecto al Pozo 1 y Pozo 4, no se observó este comportamiento, debido a que la calidad del suelo también influye en la contaminación por efectos de filtración de material orgánico. Estos cambios en el crecimiento microbiano, demuestra que se requiere un monitoreo constante de los sitios de muestreo, incluyendo los pozos. En la planta productora de bioetanol, a los pozos se les realiza mantenimiento al final de cada zafra, el cual consiste en el chequeo del estado de la bomba y se introduce una tubería de limpieza. Sin embargo, hay ocasiones donde únicamente se limpian cuando no hay flujo de agua. Debido a que la contaminación microbiana puede variar en cualquier momento, se debe de realizar un monitoreo constante para que cuando se detecte un incremento de la contaminación microbiana, se le realice mantenimiento; asimismo, es importante que se realice un mantenimiento preventivo al principio de la zafra.

Al evaluar el agua antes y después de su paso por la lámpara UV, se observa que hubo una disminución de la carga microbiológica (Cuadro 18 al Cuadro 20). Sin embargo, el tratamiento UV es un mecanismo de desinfección, como la ozonización y cloración, los cuales consisten en una reducción del 90% al 99.9% de

los microorganismos (siempre y cuando la dosis usada sea adecuada) (Aquafine Corporation, s.f.). Sin embargo, una reducción del 90% al 99% no se observa en los resultados anteriores (Cuadro 23). La reducción logarítmica para todos los microorganismos analizados, después del paso del agua por la lámpara UV, fue menor a 1 logaritmo. Entre los factores que pueden afectar la eficiencia de la lámpara UV son: grosor de la capa de agua que pasa por la cámara de desinfección, carga microbiológica inicial, horas de uso y parámetros fisicoquímicos, entre los que se encuentran la dureza, turbiedad, pH, hierro, color, entre otros (Defense Technical Information Center, s.f). Conforme pasa el tiempo, la emisión de la lámpara UV se reduce, por lo que el monitoreo de horas es necesario. Para el 24 de noviembre de 2015, la lámpara llevaba funcionando 3990.57 horas; por lo que el reemplazo de la misma aún no es necesario, debido a que el manual del fabricante recomienda que la lámpara debe ser reemplazada cuando cumpla las 9000 horas de operación, ya que después de este tiempo se reduce en un 80% la eficiencia de la misma (Aquafine® Corporation, s.f.).

Por otro lado, se recomienda que al usar una lámpara UV la carga microbiológica inicial sea de $1.00E+03$ UFC/100 mL en el caso de coliformes totales. En el Cuadro 22, se observa que la media de las UFC/100 mL de estas bacterias sobrepasa el límite de carga inicial, por lo que para usar una lámpara UV, se debe de realizar un pretratamiento con filtros, para disminuir la misma. Es por ello que para la Food and Drug Administration (FDA), los métodos de desinfección (cloración, ozonificación y radiación UV) son barreras secundarias contra los microorganismos, mientras, que la barrera primaria consiste en filtración mejorada, la cual se basa en coagulación y floculación o en el uso de filtros con tamaño de poro pequeño. Sin embargo, en la industria se prefiere el uso del primer método (floculación y coagulación) debido a que los filtros con poros pequeños tienen requisitos de energía y presentan dificultades cuando el volumen de agua es alto (The Mellavaine Company, 2015). Además de estos métodos para la remoción de microorganismos es importante que se lleven a cabo métodos de tratamiento primario, como el que se realiza con el agua cruda (agua del río). Para la elección de los métodos adecuados se debe de realizar un monitoreo de las propiedades fisicoquímicas del agua, las cuales no solo pueden afectar la eficiencia de los tratamientos utilizados, sino que a través de ellos se puede determinar la presencia de elementos traza que pueden afectar la viabilidad de *Saccharomyces cerevisiae*.

El 24 de noviembre de 2015 se realizaron mediciones de algunos parámetros fisicoquímicos que deben tomarse en cuenta para elegir tratamientos de agua y para determinar otras causas (además de la carga microbiológica inicial) que están afectando la eficiencia del método de desinfección usado en la planta 1. Los sitios muestrados corresponden al agua superficial y subterránea que entra al proceso; sin embargo, el agua que pasa antes de la lámpara ultravioleta no se pudo muestrear porque por el momento únicamente estaban utilizando agua del pozo 1. Por lo tanto, es recomendable que además de llevar un monitoreo de los sitios muestrados, se realice análisis del agua que pasa antes de la lámpara ultravioleta, y que se tomen decisiones con respecto a su estado. Uno de los factores fisicoquímicos medidos fue la turbidez, ya que

conforme ésta aumenta, la efectividad de la lámpara disminuye y por lo tanto, también su capacidad de desinfección. Estudios han mostrado que la capacidad de desinfección se reduce con valores de turbidez en el rango de 5 NTU (Nephelometric Turbidity Unit, por sus siglas en inglés), por lo que en este análisis este es el límite que se tomó en cuenta (Defense Technical Information Center, s.f). La turbidez afecta la efectividad de la lámpara debido a que la presencia de partículas protegen a los organismos de la luz UV. En el Cuadro 24, se observa que la turbidez del río es alta (46 NTU) y sobrepasa los 5 NTU, sin embargo, luego de pasar por el proceso de sedimentación y filtración, la turbidez se ve reducida considerablemente, llegando a 5 NTU. En el caso de los pozos entran dentro del límite usado, por lo que se considera que el agua proveniente de estos no está demasiado turbia como para afectar la efectividad de la lámpara. Sin embargo, es recomendable realizar mediciones de forma sistemática de la turbidez para determinar si se mantiene en valores adecuados. Por otro lado, mantener la turbidez dentro del rango propuesto favorece al poco crecimiento de microorganismos, ya que una turbidez muy alta es indicativo de la presencia de material orgánico que favorece el crecimiento de microorganismos.

En cuanto a la dureza, en el Cuadro 24, se observa que en todos los sitios de muestreo la concentración de CaCO_3 se mantiene en un rango menor a 60 mg/L. Se esperaba que el agua de los pozos tuviera una mayor concentración debido a que en el suelo se encuentran minerales, como calcio y magnesio (AWWA, 1999). Sin embargo, se encontraron resultados similares en los pozos y en el agua superficial (río). Se debe tomar en cuenta que días anteriores al 25 de noviembre de 2015, hubo lluvias en Escuintla, por lo que probablemente la lixiviación permitió el arrastre de minerales del suelo hacia aguas superficiales, y por ello la dureza del río es mayor. Por lo tanto, es necesario que se hagan monitoreos en época no lluviosa para comparar los resultados.

Las altas concentraciones de calcio y magnesio pueden ser tóxicas para las bacterias al afectar su gradiente electroquímico, sin embargo, en el agua dura se forman depósitos de carbonato de calcio, los cuales se incrustan en la tubería permitiendo que las bacterias formen biofilms. Sin estos depósitos en las tuberías no se da la formación de biofilms debido a que la tubería es lisa y es difícil que puedan adherirse y crecer. Por lo tanto, es importante monitorear este parámetro ya que el agua se puede contaminar una vez esté dentro de la tubería. Por otro lado, la presencia de iones de calcio afectan la fermentación, debido a que altas concentraciones de calcio pueden inhibir la actividad de la invertasa, la cual se requiere para formar glucosa y fructuosa a partir de sacarosa (Ramchandran *et al.*, 2013). Es por ello, que se debe de controlar que se mantenga en un rango de 85 mg/L a 100 mg/L de CaCO_3 . Este parámetro también es importante para controlar el tratamiento de desinfección del agua que se usa actualmente en la planta. Según estudios realizados la dureza mayor a 140 mg/L de CaCO_3 causa ensuciamiento de la lámpara cuarzo, por lo que afecta la efectividad de la lámpara (Defense Technical Information Center, s.f).

Como se explicó anteriormente, al llover minerales como calcio y magnesio pueden ser arrastrados hacia el río, es por ello que el pH del río tiene un valor cercano a 7, debido a que los ácidos presentes en la lluvia son neutralizados por el carbonato de calcio. Los valores de pH se mantuvieron entre 6.05 a 8.62, siendo el pH más alto correspondiente al pozo 2. Todos los sitios a excepción de éste último tiene un pH que entra en el rango establecido en la normativa de agua potable de la *US Environmental Protection Agency*. Debido a que el sistema de desinfección con UV es fotoquímico no se espera que el pH afecte la eficiencia de desinfección. Sin embargo, el pH afecta la solubilidad y las características de absorción de compuestos orgánicos, por lo que indirectamente puede tener efectos en la eficiencia de la lámpara UV. Entre mayor sea el pH, más solubles son los compuestos orgánicos, los cuales al pasar bajo la luz ultravioleta protegen a los microorganismos (Health Canada, 2015). Sin embargo, se ha comprobado que no hay diferencia significativa en la absorción de la luz UV en un rango de pH de 2 a 8.6. Las pequeñas diferencias que existen en la eficiencia de la lámpara cuando el agua tiene un pH en ese rango se debe a que conforme decrece el pH se da la protonación de los grupos carboxilo (Weishaar *et al.*, 2003). De acuerdo a Silverstain *et al.*, los ácidos carboxilos absorben luz UV a longitudes de onda e intensidades comparables con las muestras. Sin embargo, según Weishaar *et al.*, las diferencias de la eficiencia de la lámpara en los rangos de pH de 2 a 8.6 no son significativas y según el análisis realizado las muestras se mantienen en ese rango. Monitoreos constantes se deben de realizar para controlar el pH y de esta forma controlar la eficiencia de los métodos utilizados para tratar el agua.

Otro parámetro medido fue el hierro, el cual promueve el crecimiento bacteriano ya que los microorganismos utilizan el hierro como fuente de energía, oxidándolo (Safe Drinking Water Fundation, 2015). Además, el hierro puede afectar a *Saccharomyces cerevisiae* ya que ante la presencia de glucosa, la levadura es sensible a la sobrecarga de hierro. Esto sucede en condiciones aeróbicas ya que se forman radicales hidroxilo, los cuales causan toxicidad (Wisnicka *et al.*, 1997). Además al usarse una lámpara UV como método de desinfección, el cual es una barrera secundaria contra los microorganismos, es importante monitorear las concentraciones de hierro. Esto debido a que éste provoca la formación de una capa fina en la superficie del tubo de cuarzo, lo cual disminuye la intensidad de la lámpara. Por lo tanto, es importante que se controle que la concentración de hierro en el agua se mantenga menor a 0.1 mg/L para poner a disposición de las bacterias, menos hierro que metabolizar y para evaluar la eficiencia de la lámpara. (US Environmental Protection Agency, 1999). En el Cuadro 24, se observa que el agua del pozo 1 y del río después de su paso por sedimentación y filtración excede la concentración anteriormente mencionada. El agua del río contiene una concentración de hierro cercana a 0.1 mg/L, pero en la muestra tomada después del tratamiento primario, antes de su paso al tanque 3001, se registró un aumento de la misma, lo cual se puede deber a contaminación causada por la tubería. Es por ello que al tubo de cuarzo de las lámparas UV se les realiza limpieza por lo menos cada seis meses cuando las concentraciones de hierro son altas. Además, para evitar la toxicidad de *S. cerevisiae* y disminuir el crecimiento bacteriano es necesario que se realicen más monitoreos para determinar si el agua contiene concentraciones de hierro mayores al límite

anteriormente mencionado. De ser así, es recomendable realizar un tratamiento para disminuir los niveles traza de hierro.

Como se explicó anteriormente el agua del río tiene trazas de hierro de 0.13 mg/L, lo cual puede formar depósitos en las tuberías y por ello el antes del tanque 3001 hay una mayor concentración de hierro (tomando en cuenta que en la fecha de muestreo no se estaba utilizando agua del pozo 4 y del pozo 3). Si las concentraciones de hierro en el río siguen estando al límite (0.1 mg/L), se puede realizar floculación antes del paso del agua a los filtros para que las partículas se unan y puedan ser filtradas. En la industria también utilizan Ósmosis Reversa para disminuir el nivel de hierro y de manganeso. Por lo tanto, al monitorearse estos y determinarse que la concentración es alta, un método para su control se debería de implementar.

Una vez analizada la carga microbiológica de los puntos de muestreo, se realizó una prueba no paramétrica con el objetivo de determinar el sitio de muestreo más contaminado microbiológicamente. La prueba elegida fue Kruskal Wallis, debido a que las muestras eran independientes y se estaban comparando más de dos sitios de muestreo (nueve). Con una significancia de 0.05, no se rechazó la hipótesis nula, la cual era: “Las medianas de las UFC/100 mL de heterótrofos, o coliformes, o mohos y levaduras son iguales entre los puntos de muestreo”, por lo que no existe una diferencia significativa del recuento microbiológico entre los puntos de muestreo (Cuadro 21). En el Cuadro 22, se observan las medias de los conteos y se puede observar que el punto de muestreo con mayor contaminación de coliformes fue el antes de su paso por la lámpara UV; mientras que los sitios con mayor contaminación de heterótrofos y de mohos y levaduras fue el río. Sin embargo, como se mencionó anteriormente, según la estadística realizada no se puede concluir que haya una diferencia significativa entre los sitios de muestreo. Para cumplir con dicho objetivo se realizó un Análisis de los Puntos de Control (HACCP, por sus siglas en inglés). Para ello, se realizó el análisis microbiológico de las tomas de agua utilizada en el proceso de producción de bioetanol (Figura 33) y se determinaron los puntos críticos de control. Por lo tanto, los puntos críticos y que necesitan un monitoreo constante es el agua de río (incluyendo agua clara y agua filtrada) y el agua que pasa antes de la lámpara UV (Figura 41). Luego se estableció un límite para dichos puntos. En este caso, debido a la falta de normativas para el agua usada en la industria del bioetanol, se utilizaron normativas de agua potable, ya que se busca tener la menor carga microbiológica posible para que no contribuya a una mayor contaminación del mosto. Las normas utilizadas fueron: COGUANOR NGO 29 001 (que establece un límite para coliformes totales de de 1UFC/100 mL); norma 67 FR 1811 (que establece un límite de heterótrofos de 100 UFC en 100 mL de agua); normativa sueca para agua potable (que tiene como límite 100 UFC en 100 mL de agua). Los puntos críticos de control sobrepasan la carga de mohos y levaduras y de coliformes totales, pero no la de heterótrofos totales. Esto debido a que esta norma no tiene límites bajos porque aunque hay normativa, no es rutinariamente usada en la calidad del agua potable ya que estas bacterias no son patógenas. Sin embargo, utilizan carbono como fuente de energía, por lo que a falta de

estudios sobre este tema, sería conveniente hacer pruebas para determinar los límites más aptos para estos microorganismos.

A pesar de ello, esas tres normativas se usaron como base y una vez realizados los recuentos de los puntos críticos de control de manera constante, estos se deben de registrar para poder realizar estadística inferencial. Una vez se determine que sigue existiendo una diferencia significativa entre los puntos de muestreo, se debe de aplicar un método que reduzca la carga microbiana. De igual forma se recomienda que se adopten estas medidas con los parámetros fisicoquímicos del agua, para determinar si una medida correctiva (método para reducir la concentración de hierro) es necesaria.

Se considera que el estudio es importante ya que se logró determinar puntos críticos de control y se recomienda la implementación del monitoreo de propiedades fisicoquímicas del agua ya que estas pueden contribuir a la contaminación microbiana, afectar la viabilidad de *S. cerevisiae* y afectar la eficiencia de los métodos de disminución de carga microbiana. Por otro lado, en base a los resultados del antes y después de la lámpara UV, se evidencia que si ésta es usada como un método de desinfección es necesario un método previo ya que la radiación ultravioleta es una barrera secundaria contra microorganismos. Además, es aconsejable realizar un monitoreo constante de los puntos propuestos, con el objetivo de utilizar los datos para poder realizar pruebas estadísticas más representativas, con la finalidad de determinar si es necesario llevar a cabo trabajos futuros sobre la evaluación de tratamientos en dichos puntos.

B. Módulo II: Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala

Con el objetivo de determinar la carga microbiológica de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizados para la producción de bioetanol, se procedió a realizar un recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales en tres puntos de muestreo de melaza de caña y tres puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar. Se evaluó la carga microbiológica, durante dos semanas de abril de la zafra 2014-2015, de la melaza final del ingenio azucarero que supe a la empresa (P1), la entrada (P2) y salida (P3) del tanque de almacenamiento de la melaza de caña de azúcar en la planta 1 de producción de bioetanol; y para el mosto de caña de azúcar, se evaluó antes (P4) y después de pasar el mosto por los intercambiadores de calor A (P5) y B (P6) en la planta 1 de producción de bioetanol (Figur 37).

Para determinar la metodología más adecuada para utilizar en el presente análisis microbiológico se realizó una prueba piloto, con las diluciones de los puntos de muestreo de la melaza de caña de azúcar, por la técnica de la placa vertida. En esta prueba piloto se utilizaron medios de cultivo convencionales: “Plate Count Agar” (PCA, por sus siglas en inglés) para el recuento de aerobios totales, y “Dichloran Rose Bengal

Chloramphenicol” (DRBC) para el recuento de mohos y levaduras. Con ello se comprobó que el uso de medios convencionales, en comparación con los medios de cultivo tipo 3M™ Petrifilm™, aumentan el tiempo de análisis a un día completo, ya que se requiere de preparar y esterilizar por autoclave el medio de cultivo (Pepper *et al.*, 2005). Además, el uso de medios convencionales dificulta la estandarización de la técnica porque la preparación correcta de los agares depende directamente del técnico y su adecuado uso del equipo de laboratorio. Es por ello que, el uso de medios de cultivo tipo 3M™ Petrifilm™ no sólo facilita la estandarización del método, sino que, se evita que los microorganismos sufran daños por un medio de cultivo demasiado caliente, reduce el espacio de incubación, y disminuye las causas de error como por ejemplo la probabilidad de contaminación o que no permita el crecimiento de los microorganismos deseados por una técnica de preparación inadecuada del medio de cultivo o una conservación deficiente (3M™ Food Safety Website – Product Catalog, s.f.-a; Ellner, 2000; Silva García *et al.*, 2006). Por consiguiente, se eligió el uso de medios de cultivo 3M™ Petrifilm™ para llevar a cabo los análisis microbiológicos de este Módulo de Megaproyecto.

De acuerdo a la Figura 44 y Figura 47, los puntos de muestreo de melaza de caña: P1, P2 y P3 fueron los que menor carga microbiológica poseían, estaban por debajo o muy cerca del rango mínimo de UFC/g(mL) definidos por la FDA para el recuento de aerobios totales: 250 UFC/g(mL), y el conteo de mohos y levaduras: 100 UFC/g(mL); ver Cuadro 25 y Cuadro 26. Esto se debe a que la melaza de caña presentaba una alta concentración de solutos en comparación con los mostos de caña de azúcar. Específicamente, la melaza de caña del tanque de almacenamiento en la planta 1 de producción de bioetanol en el primer muestreo tenía 88.11°Brix, y en el segundo muestreo tenía 84.01 °Brix; en comparación con el mosto de caña de azúcar que al ser una dilución controlada, en ambos muestreos su contenido de sólidos disueltos se mantuvo en 31.00 °Brix en el primer muestreo, y 30.75 °Brix en el segundo muestreo (Anexo E). Por lo que, en el caso de la melaza de caña, los microorganismos sensibles a altas presiones osmóticas fueron suprimidos al provocar la salida de agua de la célula, causando la reducción en su turgencia y la deshidratación del citoplasma. Este aumento en la presión osmótica puede favorecer la selección y el crecimiento de los microorganismos osmófilos, ya que éstos para contrarrestar la salida de agua aumentan su concentración intracelular de solutos por la producción y acumulación de grandes cantidades de osmolitos orgánicos como: el disacárido trehalosa, el aminoácido prolina, y la trimetilglicina conocida como betaína (Bremer y Kempf, 1998). Este es el caso de las levaduras, mohos y algunas bacterias osmofílicas que se ha evidenciado que pueden crecer en ambientes con altas concentraciones de azúcares, por ejemplo en jarabes de azúcar con altos contenidos de sólidos disueltos, miel de caña, o miel de abeja (Rosa y Péter, 2006; Minifie, 1989). Además, es por esta razón que los jarabes deben almacenarse a grados Brix lo suficientemente altos (arriba de 67°Brix), no sólo por la alta presión osmótica, sino que conforme la concentración de sólidos disueltos aumenta en una solución de azúcar, la actividad acuosa (a_w) se reduce y con ello el crecimiento microbiano; ya que la mayoría de los microorganismos requieren una a_w entre 0.9 y 1 para crecer, y de nuevo solamente los osmófilos podrán

sobrevivir a estas altas concentraciones de sólidos disueltos que provocan a_w tan bajos como 0.6 a 0.7 (Chou, 2000). Es por ello que se observó una correlación altamente negativa (-0.975 a -0.989) entre los grados Brix y los recuentos de los mohos y levaduras, y aerobios totales de los puntos de muestreo de melaza y mosto de caña de azúcar durante los dos muestreos; es decir, a valores altos de grados Brix se obtienen valores pequeños de la carga microbiológica, y viceversa (Cuadro 28). Es importante recalcar, que en el caso del coeficiente de correlación de Pearson entre el recuento de mohos y levaduras y los grados Brix del segundo muestreo aunque fue negativo, se alejó de la unidad al ser de -0.647 (Cuadro 28); sin embargo, esto no significa que no existe relación alguna entre las variables, sino que simplemente no hay relación lineal entre ellas por la heterogeneidad de los valores del recuento de mohos y levaduras en la segunda semana de abril (Cuadro 26).

Como se discutió anteriormente, los puntos de mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6) tenían una concentración de solutos menor, por lo que al estar diluido proporcionó condiciones de osmoralidad más propicias para un mayor crecimiento microbiológico general, es decir, sin una exclusiva selección de microorganismos osmofílicos como fue el caso de la melaza de caña; ver Figura 44 y Figura 47 (corresponde al Cuadro 25 y Cuadro 26). Este argumento es sustentable por los coeficientes de correlación de Pearson, como se mencionó antes, se obtuvo una correlación altamente negativa entre los grados Brix y los recuentos de los mohos y levaduras, y aerobios totales de los puntos de muestreo de melaza y mosto de caña de azúcar durante los dos muestreos; por lo que, a valores bajos de grados Brix como es el caso del mosto de caña de azúcar se obtendrán valores altos de la carga microbiológica (Cuadro 28). Además, es probable que la adición de agua para producir el mosto de caña de azúcar también le añadió su carga microbiológica. Lo que se evidenció en un estudio llevado a cabo en los laboratorios de la FATEC⁹ por Lazareti Vieira y colegas (2014), en el cual se determinó que el recuento de aerobios totales disminuía en los mostos de caña de azúcar preparados con agua estéril. Sin embargo, al utilizar agua estéril no se observó la eliminación completa de la contaminación microbiológica, debido a que aún se mantenía el recuento de aerobios totales provenientes de la melaza de caña de azúcar (Lazareti Vieira *et al.*, 2014).

Es importante recalcar que el pH de los puntos de muestreo de la melaza y mosto de caña de azúcar no se tomaron en cuenta como un factor importante sobre la reducida carga microbiológica en la melaza de caña de azúcar o el crecimiento general de los microorganismos en las muestras, ya que como se observa en el Cuadro 27 en el primer muestreo el pH fue de 5.80 – 5.87, y en el segundo muestreo fue de 5.75 – 5.88; por lo que el rango de los valores de pH se mantuvo ácido y no varió notablemente. Además, esto se comprobó al calcular el coeficiente de correlación de Pearson, como se muestra en el Cuadro 28, éstos valores se alejan de la unidad.

⁹FATEC: Faculdade de Tecnologia Nilo de Stéfani de Jaboticabal.

Por otro lado, los valores de pH concuerdan con el valor característico del pH de la melaza de caña de azúcar, el cual generalmente es de 5.5; sin embargo, puede variar entre 5.2 y 6.0 (Bartens, 2007). Así mismo, que el pH no haya variado notablemente, menos del 10% de diferencia del valor de pH teórico de la melaza de caña de azúcar, demuestra que el agua utilizada para diluir las muestras, al presentar un pH neutro (Cuadro 27), no modificó las concentraciones de iones de hidronios (H_3O^+) originales; es decir, mantuvo el pH original de cada una de las muestras. Esto se debe a que el agua no es una solución amortiguadora; es decir, si un ácido o base se añade al agua, el pH de este último cambiará notablemente porque el agua no tiene capacidad para resistir cambios de pH (Remington y Beringer, 2006).

Aunque el pH ácido pudo haber favorecido un mayor crecimiento de mohos y levaduras que de bacterias, ya que los mohos crecen en un rango óptimo de pH de 4.5 a 7.0 y las levaduras de 4.5 a 8.0, en comparación con las bacterias que tienen un pH óptimo de crecimiento de 6.5 a 9.0; con excepción de algunas bacterias como las ácido acéticas que tienen un pH óptimo entre 5.4 a 6.3, con tolerancia a altas concentraciones de ácido (Chou, 2000; Hernández Peñaranda, 2003). Sin embargo, como se mencionó antes el pH no fue un factor importante en la carga microbiológica de las muestras por sus bajos coeficientes de correlación (Cuadro 28). Además, no se obtuvo mayores recuentos de mohos y levaduras, sino que al observar los coeficientes de correlación entre los recuentos de mohos y levaduras, y recuentos de aerobios totales, según el muestreo (tomando en cuenta todos los puntos de muestreo), fueron cercanos a la unidad; con excepción del recuento de mohos y levaduras del muestreo dos, el cual tuvo un coeficiente de correlación lejano a uno, específicamente de 0.461 entre el recuento de mohos y levaduras, y el recuento de aerobios totales (Cuadro 28) que se debió a la heterogeneidad de los valores (Cuadro 25 y Cuadro 26). Por lo que, se observó que el crecimiento microbiológico se debía exclusivamente a los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales. Por consiguiente, se procedió a determinar la correlación específica entre los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales, según la semana de muestreo, en los puntos de muestreo de melaza de caña de azúcar y mosto de caña de azúcar, es decir, que se realizó un análisis de correlación de Pearson separando los tres puntos de muestreo de melaza de caña y los mostos de caña de azúcar (Cuadro 29 y Cuadro 30). Con ello se estableció que el coeficiente de correlación de Pearson entre el recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales en melaza de caña de azúcar del muestreo uno fue de -0.608, y del muestreo dos fue de -0.973. Mientras que, en los puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar, el coeficiente de correlación de Pearson entre los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales del muestreo uno fue de -0.893 y del muestreo dos fue de -1.000. En este caso el signo negativo se refiere a que, en cada muestreo, conforme aumenta el valor del recuento de mohos y levaduras, el recuento de aerobios totales disminuye; y viceversa. Así mismo, como se explicó anteriormente, los valores lejanos a la unidad se deben a la heterogeneidad de los valores; lo cual se podría corregir al tomar un mayor número de muestreos.

El comportamiento de la correlación negativa entre los recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales por muestreo se representa en la Figura 48 en donde se observa una tendencia en cada punto de muestreo de la semana que fue monitoreada la carga microbiológica, que se muestra con mayor facilidad visual en los mostos de caña de azúcar, con excepción del P5 al cual no se le recolectó muestra porque en esa semana el enfriador A estaba en limpieza con ácido sulfúrico. Esta tendencia consistió en que al aumentar el recuento de mohos y levaduras en el punto de muestreo, disminuyó el recuento de aerobios totales en la semana del muestreo; y viceversa. Por ejemplo, en el caso del P4, en el muestreo 1 cuando el recuento de aerobios totales fue alto, el recuento de mohos y levaduras fue bajo; mientras que, en el muestreo 2 cuando el recuento de aerobios totales fue bajo, el recuento de mohos y levaduras fue alto. Probablemente, se debió a la competencia por los nutrientes entre los mohos y levaduras, y las bacterias mesófilas; así mismo, por la contaminación de bacterias que generan subproductos como el ácido acético que al estar en exceso en la mezcla inhiben el crecimiento de la levadura (Narendranath *et al.*, 2001; Beckner *et al.*, 2011). El mecanismo de acción consiste en que la forma no disociada del ácido (más hidrófoba) se difunde por la membrana celular y dentro de la célula se disocia, lo que libera iones de H⁺ que acidifican el citoplasma, y aumentan el número de protones en las superficies exteriores de los microorganismos; éste último efecto interrumpe el gradiente electroquímico de protones, por consiguiente, perturba la función de la membrana celular, al desnaturalizar las enzimas por la alteración de la permeabilidad que conduce a la desestabilización de la membrana, lo que provoca la muerte de los microorganismos (Eklund, 1989; Axelsson *et al.*, 1989; Piard y Desmazeaud, 1991; Naidu, 2000). Por lo que, este ácido orgánico en pH bajo es fungistático y fungicida; en consecuencia, son inhibidores del crecimiento de mohos y levaduras (Neal *et al.*, 1965; Thomas *et al.*, 2002). Por consiguiente, se recomienda para la continuación de este proyecto realizar conteos de bacterias ácido acéticas, y ácido lácticas; éstas últimas también producen subproductos inhibitorios que interfieren con el crecimiento de la levadura, y por consiguiente, afectan el rendimiento de la producción de bioetanol.

Una vez determinada y analizada la carga microbiológica de los puntos de muestreo, con respecto a mohos y levaduras, y aerobios totales, se procedió a realizar una prueba estadística no paramétrica con el objetivo de identificar cuáles de los puntos de muestreo de las etapas de producción de bioetanol previas a la fermentación alcohólica (melaza y mosto de caña de azúcar) presentaron la mayor carga microbiológica, mediante el recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales. La prueba utilizada fue Kruskal-Wallis, para muestras independientes, con el propósito de comparar la carga microbiológica con base en los recuentos de aerobios totales o mohos y levadura entre los puntos de muestreo. Por medio de esta estadística no paramétrica, se determinó que no existía diferencia significativa de la carga microbiológica, con respecto al recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales, entre los puntos de muestreo. Por lo que, con un nivel de significancia del 5% no se rechazó H_0 que era: “las medianas de los recuentos de aerobios totales o mohos y levaduras entre los puntos de muestreo son iguales”; es decir que, no existe diferencia significativa de la carga microbiológica entre los puntos de muestreo (Cuadro 31). Es decir, no hubo un único punto de

muestreo con una mayor carga microbiológica, lo que se evidenció al comparar las medianas de cada uno de los puntos (Cuadro 31), en donde el mosto de caña de azúcar que se tomó a la salida del intercambiador de calor B (P6) tenía el mayor recuento de aerobios totales ($4.70E+04$ UFC/mL); mientras que, con respecto al recuento de mohos y levaduras, el mosto de caña de azúcar que se recolectó antes de pasar por los intercambiadores (P4) tuvo el mayor recuento de mohos y levaduras ($3.78E+04$ UFC/mL). Sin embargo, como se mencionó anteriormente, no hubo una diferencia significativa de la carga microbiológica entre los puntos de muestreo. Es por ello que, se recomienda realizar un mayor número de muestreos para aumentar la representatividad de los resultados de este estudio, y con ello reducir la desviación estándar y varianza de los resultados.

No obstante, la falta de diferencia significativa no impidió la elaboración de un análisis de peligros y puntos críticos de control (HACCP, por sus siglas en inglés) para el cual se realizó un monitoreo en dos semanas de abril 2015 de la carga microbiológica, con respecto al recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales, de tres puntos de muestreo de melaza de caña (P1, P2 y P3) y tres puntos de mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6). De acuerdo a ello se determinó que los puntos críticos de control eran los puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6) debido a que sobrepasaron los límites mínimos de carga microbiológica aceptable (Cuadro 25 y Cuadro 26), los cuales se establecieron en base a la norma guatemalteca obligatoria de calidad COGUANOR NGO 34 175: MELAZA DE CAÑA emitida en 1987, en la cual el recuento total de mohos y levaduras no debe ser mayor de 100 UFC/mL, y el recuento de aerobios totales no debe sobrepasar 1.50×10^4 UFC/mL. Por lo que, se deberá implementar un sistema de vigilancia semanal de la carga microbiológica con respecto a mohos y levaduras, y aerobios totales; así como, de los sólidos disueltos y azúcares fermentables de los tres puntos críticos de control del mosto de caña de azúcar: P4, P5 y P6 (Figura 49). Estos recuentos microbiológicos deberán ser documentados y registrados mediante informes internos en los que se genere estadística descriptiva y diferencial, al cual tendrán acceso todos los empleados que estén autorizados a entrar a la plataforma virtual de la planta productora de bioetanol. Así mismo, se recomienda estandarizar y validar el método de recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales para melaza de caña y mostos de caña de azúcar con los medio de cultivo tipo 3M™ Petrifilm™; con el fin de sustituir el método actual por vertido que se utiliza en el laboratorio de la empresa productora de bioetanol, y reducir el tiempo de preparación de los agares. En caso de que los límites mínimos de la carga microbiológica de la COGUANOR NGO 34 175 continúen sobrepasándose, y que se determine una diferencia significativa entre los puntos de muestreo, se deberá aplicar una medida correctiva; en este caso, evaluar un tratamiento de control en términos de reducción de la carga microbiana para determinar el efecto en el rendimiento de bioetanol, y en los costos de producción.

Este estudio es relevante ya que permitió recomendar una serie de medidas que podrían contribuir a mejorar la eficiencia del proceso de producción de bioetanol. Por medio de un análisis de peligros y puntos críticos de control (HACCP, por sus siglas en inglés) pudo identificarse que los puntos críticos de control

eran los puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar (P4, P5 y P6) debido a que sobrepasaron los límites mínimos de carga microbiológica establecidos en la COGUANOR NGO 34 175. Así mismo, también permitió recomendar la implementación de un sistema de vigilancia semanal de la carga microbiológica con respecto a mohos y levaduras, y aerobios totales; así como, de los sólidos disueltos y azúcares fermentables de los tres puntos críticos de control del mosto de caña de azúcar en la planta 1 de producción de bioetanol. Este sistema de vigilancia permitirá aumentar el número de muestreos (réplicas) para determinar si existe diferencia significativa de la carga microbiológica entre los puntos críticos de control propuestos en este estudio; con el propósito de determinar si es necesario o no la evaluación de un tratamiento de control en términos de reducción de la carga microbiana, como un futuro proyecto, para determinar el efecto en el rendimiento de bioetanol, y en los costos de producción.

C. Módulo III: Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol

Para establecer el proceso más conveniente para el tratamiento de la melaza se estudió el método térmico solicitado por la planta de producción de etanol, se identificó la vulnerabilidad de las bacterias a incrementos de temperatura por tiempos prolongados, específicamente las formadoras de ácido láctico que son las bacterias con mayor presencia en la melaza según Sosa, Gonzalez, & Vanegas (2009), basándose en esta vulnerabilidad se identifican dos procesos para la realización del tratamiento, el primero la pasteurización que se caracteriza básicamente por un calentamiento moderado pero un enfriamiento en un lapso de tiempo corto para exponer las bacterias a un estrés térmico y el segundo la esterilización que se caracteriza por un calentamiento a mayor temperatura que la pasteurización, con un enfriamiento no tan importante a la temperatura de operación.

Para este trabajo se escogió un sistema de esterilización debido a la dificultad y altos costos que representa el choque térmico requerido para la pasteurización que representaría el enfriamiento de 15 toneladas de melaza de 75°C hasta 10°C en menos de 30 segundos, por otro lado es más viable realizar el enfriamiento en un periodo más grande que ofrece la esterilización aunque debe llevarse a una temperatura mayor a los 120°C.

Para la operación de calentamiento y enfriamiento de melaza fue necesario establecer los equipos de transferencia de calor, por solicitud de la planta productora de etanol se planteó la operación con intercambiadores de calor de placa y fue confirmado comparando la operación de intercambiadores de calor de coraza y tubos con uno de placas donde según Jullienne, (1981)

Al realizar el análisis sobre la ubicación de los sistemas de tratamiento térmico, se determinó que lo más conveniente era la establecer el tratamiento térmico antes del proceso de mezclado de melaza y agua para formar el mosto, esto se debe a que para tratar la cantidad de mosto, resultado de la adición de agua a la melaza para obtener concentraciones de azúcares fermentables específicas, se requeriría más energía y por consiguiente una inversión económica mayor para su calentamiento y posterior enfriamiento; por esta razón se estableció que el sistema de tratamiento térmico debía encontrarse previo a los tanques de almacenamiento para ambas ver figuras 105-107.

Los flujos se determinaron a partir de los valores promedios de llenado de los tanques de almacenamiento, ya que no se cuenta directamente en la planta con medidores de flujo, fue necesario monitorear en los cuartos de control el volumen del tanque llenado y el tiempo que requiere esta operación para establecer los flujos de alimentación a los tanques de almacenamiento obteniendo una flujo de llenado promedio de 15,130 kg/h para la planta 1 y 49,550 kg/h de flujo de melaza para la planta 2 para el control de las variaciones de flujo.

Basado en las recomendación de la planta productora de etanol se utilizará vapor saturado a 150 psig para el calentamiento de la melaza. También se cuenta con vapor saturado a 20 psig, pero la temperatura de saturación de este vapor es 126°C lo cual se encuentra por debajo de la temperatura requerida para el calentamiento de la melaza según (Alberú, 2015) que es de 130°C y siguiendo uno de los principios fundamentales de termodinámica establecidos en Çengel & Ghajar (2011) “en un sistema cerrado es imposible calentar a una temperatura superior a la del fluido caliente y enfriar a una temperatura menor a la del fluido frío” por lo que sería imposible con vapor a 20 psig calentar la melaza hasta 130°C, por otro lado si se utiliza vapor saturado a 150 psig, con una temperatura de 185°C, si se puede lograr el calentamiento de melaza hasta 130°C, que es lo requerido para el tratamiento térmico.

Para el calentamiento utilizando vapor saturado se consideró únicamente el calor que libera el fluido al condensarse también llamado calor de condensación que para el vapor saturado a 150 psig es 2,015.78 kJ/kg, esto debido a la constante alimentación de vapor a estas condiciones al sistema, lo cual no permitirá el subenfriamiento del líquido condensado por debajo de esta temperatura, el sistema siempre se encontrará en equilibrio con vapor entrando continuamente y dejando salir solo líquido saturado, esto se hará utilizando trampas de vapor para no permitir la salida de vapor de los intercambiadores hasta liberar el calor que poseen. El flujo necesario de vapor se determinó utilizando la primera ley de la termodinámica descrita en Çengel & Ghajar (2011) que “la energía no se crea ni se destruye en un sistema cerrado”, por lo que la energía necesaria para calentar la melaza, será la misma energía que debe liberar el vapor luego de condensarse.

Para la determinación de las propiedades de la melaza que entra al proceso de tratamiento térmico se recolectaron 136 reportes con información sobre las operaciones diarias de la planta productora de etanol,

se depuraron 18 reportes ya que estos contenían datos atípicos alejados por lo menos dos desviaciones estándar de la media. Se utilizaron tablas de resumen de estadísticas descriptivas de la serie de datos así como gráficas para poder analizar la información de los reportes. De la tabla descriptiva de grados Brix se obtuvo que el valor promedio de alimentación es de 84.78°Brix con una desviación estándar de 1.12°Brix , el cual se utilizó para la determinación de las propiedades termodinámicas y cinéticas de la melaza, la temperatura reportada de entrada es la recomendada por la planta productora de etanol que concuerda con el valor monitoreado en el reporte de operación de 136 días de operación con valor promedio de 30°C que equivalen a 303.15K , a partir de esto se determinaron las propiedades necesarias para el cálculo de los intercambiadores, utilizando diferentes fuentes descritas en los cálculos de muestra en el Anexo D. La temperatura de salida también fue recomendada por la planta productora de etanol y confirmada por la investigación realizada por Alberú (2015), en la cual también describe que a 130°C de calentamiento de la melaza es necesaria un tiempo de residencia entre 2-3 minutos ver figuras 2-4, para lograr una esterilización completa en la melaza.

Por esto es necesaria la utilización de un tanque de almacenamiento para aumentar el tiempo de residencia de la melaza a la temperatura de 130°C , este tanque debe encontrarse aislado para evitar la pérdida de calor de la melaza hacia el ambiente, a partir del flujo de másico de melaza y el tiempo de residencia establecido en 5 minutos se determinó el volumen requerido para este tanque que luego debe conectarse al sistema de enfriamiento. El diseño de tanque escogido es horizontal, debido a su bajo volumen de almacenamiento y que los tanques verticales son recomendados para volúmenes superiores a los 5,000 galones y los tanques diseñados no necesitarán capacidad mayor a los 1,000 galones, el factor de diseño utilizado es el recomendado por Turton, (2012) con una relación de 3:1 de largo contra el diámetro para los tanques de almacenamiento.

Para el cálculo de los intercambiadores de placa se utilizó los flujos determinados en los apartados anteriores y el coeficiente global sugerido por la planta productora de etanol $700\text{ W/m}^2\text{K}$ ($400\text{ BTU/hft}^2\text{R}$) el cual es un coeficiente de transferencia de calor teórico descrito por el fabricante para los intercambiadores de placas instalados en la planta, este coeficiente debió modificarse y no ser utilizado según lo sugerido por Sinnott *et al.*, (2006), estableciendo para los intercambiadores de placas con vapor saturado como fluido caliente y melaza un fluido orgánico viscoso como fluido frío el valor inicial de $450\text{ W/m}^2\text{K}$. Con los valores del coeficiente global de transferencia de calor se determinó el área de transferencia de calor requerida para el proceso utilizando el método LMTD para intercambiadores de calor, este método establece que la temperatura no varía de forma lineal en un proceso de transferencia de calor, sino que funciona de manera logarítmica dependiendo del gradiente de transferencia de calor establecido por el diferencial de temperaturas en cada punto, con el área determinada se recomienda según Turton (2012) un 15-20% de sobre diseño del área para asegurarse una operación completa, a partir de estos datos se recurre al catálogo de alfa Laval “Heating and Cooling Solutions from Alfa Laval” para

escoger un intercambiador de calor para establecer como punto de partida para determinar el intercambiador de calor adecuado al proceso.

Conociendo la información proporcionada por el catálogo de intercambiadores de calor se puede conseguir determinar un valor base de número de placas y condiciones de operación dentro del intercambiador; con esta información fue necesaria la determinación de un valor para el coeficiente global de transferencia de calor que se ajuste más a la operación realizada, ya que el utilizado se ajusta solamente a los fluidos utilizados para la operación, el nuevo coeficiente toma en cuenta las propiedades cinéticas y dinámicas de los fluidos, determinando la influencia de la transferencia de calor conductiva, convectiva y la incrustación teórica según Sinnott *et al.*, (2006) para soluciones orgánicas y vapor en la Figura 109; con este nuevo valor del coeficiente global de transferencia de calor, se realiza un proceso iterativo ajustando el valor del área de transferencia de calor, el coeficiente y los valores de los coeficientes locales de transferencia de calor, hasta lograr la convergencia del valor sugerido de coeficiente global y el valor obtenido a partir del desglose de los coeficientes locales y factor de incrustación para el intercambiador utilizado en la planta 1 se obtuvo un coeficiente global de $130.11 \text{ W/m}^2\text{K}$ y para la planta 2 un valor de $194.23 \text{ W/m}^2\text{K}$, es importante mencionar la gran diferencia que hay entre el valor recomendado por la empresa de $700 \text{ W/m}^2\text{K}$ y los valores finales obtenidos para el proceso, esto se debe a la dependencia que tiene el valor del coeficiente con las propiedades de los fluidos y la geometría del intercambiador.

Los intercambiadores ALFA LAVAL fueron escogidos tomando como referencia los factores de diseño, el área de transferencia, el tamaño de las placas, el material de construcción, la temperatura que soportan, la cantidad de energía que pueden transferir (Alfa Laval, 2013).

Para el cálculo de los intercambiadores utilizados en el enfriamiento de la melaza, al ser un proceso seguido al de calentamiento se utilizaron los mismos flujos de alimentación al equipo, determinados a partir del tiempo y volumen de llenado en los tanques de almacenamiento.

El agua de enfriamiento utilizado por recomendación de la planta productora de etanol, será la proveniente de las torres que se encuentran dentro de las plantas, las cuales según el registro de operación, la temperatura promedio de entrada a los intercambiadores será de 29°C (302.15K), la temperatura de salida se determinó a partir de la temperatura promedio de entrada a las torres de enfriamiento, esto para no afectar la operación de los procesos y no afectar la eficiencia de enfriamiento utilizando 38.00°C (311.15 K).

De igual forma que para los intercambiadores utilizados para el calentamiento las propiedades de la melaza se determinaron utilizando los reportes recolectados para 136 días de operación en el anexo 1, se depuraron 18 reportes ya que éstos contenían datos atípicos alejados por lo menos dos desviaciones

estándar de la media. De la tabla descriptiva de grados Brix se obtuvo que el valor promedio de alimentación es de 84.78°Brix, el cual se utilizó para la determinación de las propiedades descritas en el procedimiento, este valor es bastante representativo ya que presenta una desviación muy baja de 1.12 °Brix.

Para la temperatura de entrada de la melaza al sistema de enfriamiento se utilizó la temperatura de salida del sistema de calentamiento 130°C (403.15K) que fue la recomendada en la investigación realizada por (Alberú, 2015).

D. Módulo IV: Diagnóstico energético en las principales bombas de planta fermentadora de melaza para producción de etanol

Al hacer el análisis de las cuarenta bombas más críticas según la matriz de criticidad (Cuadro 7) dada por la empresa, se escogieron las primeras quince bombas las cuales están en la planta de producción de etanol de capacidad de 150,000 L diarios. Se escogió inicialmente esta cantidad según el tiempo disponible para la realización del proyecto y las consideraciones de los ingenieros de la industria. Sin embargo, ocho de estas bombas fueron descartadas durante el análisis por la falta de manómetros, termómetros y/o medidores de flujo presentes en el sistema. En el Cuadro 45 se muestran las siete bombas analizadas y su descripción.

La bomba P-561 es una bomba de reflujo de la columna rectificadora T-557. En esta columna es donde se logra obtener un grado alcohólico de hasta un 96%, es por ello que esta bomba es indispensable para alcanzar tal eficiencia, producción y calidad de alcohol. Es por esta razón que, además de los tres criterios mencionados anteriormente, también en equipo auxiliar tiene un valor de diez de ponderación. En cuanto al riesgo al medio ambiente en caso de falla, esta bomba no presenta ninguna amenaza ya que al no haber reflujo en la columna solo disminuiría la calidad de etanol que se obtiene. De la misma forma el riesgo de seguridad ocupacional que podría generar es considerable, aunque no es ponderado con un valor de diez.

La bomba P-510 sirve para extraer el alcohol proveniente de la columna destrozadora o de destilación primaria T-507. Los riesgos debidos a la seguridad ocupacional se ponderaron con un valor de siete, debido a que al fallar esta bomba puede generar riesgos por el aumento en la presión en la columna T-507, pero aun así no es tan indispensable como una bomba de agua de emergencia. La P-510 es muy útil para la eficiencia y producción del etanol en procesos consecuentes y al no tener equipo auxiliar su criticidad es aún mayor. Es necesario indicar que esta bomba solo transporta fluido de una columna a la otra, por lo que no interviene demasiado en el aumento en la calidad del etanol razón por la que su ponderación en ese criterio es menor que la de una bomba de reflujo.

La bomba P-556 recircula los fondos de la columna hidroselectora T-552 y los introduce nuevamente en la cabeza de la columna. Asimismo, agua de dilución proveniente de la columna P-554, también forma parte de la succión de esta bomba. Es necesario indicar que la P-556 tiene el mismo valor de criticidad que la bomba P-554. Esto se debe a que ambas son fundamentales en la calidad, producción y eficiencia del alcohol. Como se explicó anteriormente, el reflujo es indispensable para tener un mejor alcohol. El impacto al medio ambiente es de la misma forma valuada en cero, ya que no impacta al ambiente directamente. El rubro de riesgo en seguridad ocupacional se evaluó en tres puntos, ya que presenta riesgos debido a manejar un fluido caliente.

La bomba P-536 es utilizada para el reflujo de la columna de producción de alcohol anhidro T-533. Primeramente, se evaluó el riesgo de seguridad ocupacional en siete ya que se trataba de un fluido caliente y además es altamente inflamable (alcohol). El reflujo ayuda a la producción de alcohol y a la calidad de elaboración del mismo, razón por la que estos rubros tienen un valor de diez. Es necesario indicar que esta bomba no afecta tanto la eficiencia del proceso, ya que el alcohol anhidro es menos sensible a una disminución en eficiencia que el alcohol neutro elaborado en esta industria. La falta de equipo auxiliar aumenta aún más la criticidad de este dispositivo.

La bomba P-519 traslada el alcohol crudo de la columna de destilación primaria T-516, a la columna rectificadora T-533. El riesgo de seguridad ocupacional es de siete debido a que se maneja un fluido caliente y altamente inflamable (alcohol). Esta bomba afecta la producción de alcohol y la eficiencia del mismo, ya que extrae el alcohol. Sin embargo, este sistema de transmisión de presión no representa un riesgo en la calidad del alcohol, ya que a diferencia de un reflujo, no aumenta la calidad del mismo. La criticidad debido a equipo auxiliar está evaluada en diez, ya que no cuenta con un sistema de repuesto accionado de inmediato en caso de emergencia.

La bomba P-549 alimenta alcohol crudo desde el tanque de almacenamiento TK-521 hacia la columna hidroselectora T-552. Sin esta bomba no se tendría suficiente fluido en la torre para que pudiera funcionar, por lo que es vital para la eficiencia y producción de alcohol en la planta (valor de diez). Sin embargo, debido a que solo hace un trasiego de un lugar a otro y no modifica la calidad del alcohol, este dispositivo no influye directamente para mejorar las características del mismo por lo que es evaluado en cero en este rubro. La falta de un equipo auxiliar hace que esta bomba sea aún más crítica al darle un valor de diez en la matriz. Debido a que no representa un riesgo inherente al medio ambiente la falla del equipo, se le asignó un valor de cero en esta casilla. El riesgo ocupacional es de siete, debido a que se maneja un fluido caliente e inflamable.

La bomba P-508 o hervidor de columna de agotamiento de vino de la columna T-508, extrae los fondos de la misma para reintroducirlos a mitad de la torre tras pasar por un proceso de calentamiento por el intercambiador de calor E-518. Ya que el producto que tiene en el fondo es principalmente agua caliente, los riesgos debidos a la seguridad ocupacional hacen que tenga un valor de tres en este rubro. Asimismo, se evaluó con tres puntos el impacto ambiental que podría tener la bomba en caso de fallo, ya que el vino almacenado genera olores desagradables. La producción de alcohol puede verse seriamente afectada si esta bomba deja de funcionar al igual que la eficiencia de la producción. Sin embargo, al solo calentar los fondos no afecta en la calidad del mismo por lo que se valoró con cero el rubro de efecto en la calidad. La falta de equipo auxiliar aumenta la criticidad del mismo.

Para establecer los valores a los que operan las bombas actualmente, fue necesario medir presión, temperatura y flujo de los fluidos del sistema. La medición de la presión de operación de las bombas, se hizo usando manómetros colocados inmediatamente después de la descarga de las mismas. Usualmente, la empresa no toma datos de estos dispositivos y como no cuentan con transmisores, no quedan registros de los valores dados por los manómetros. Es por esta razón que se les solicitó tomar datos a los operadores de turno en tres períodos: siete de la mañana, medio día y siete de la noche durante seis días del 4 al 9 de mayo (operaciones normales en la destilería). Asimismo, tampoco se cuentan con registros de datos de los termómetros instalados cerca de los manómetros, tampoco cuentan con transmisores. Los medidores de temperatura asociados a las bombas P508 y P519 no funcionaban cuando se realizó la medición, por lo que se consideraron los valores de termómetros colocados en la base de la columna T-507 para la bomba P508 y en la descarga de la columna T-533, para la bomba P519. De manera similar, se tomaron datos durante estas fechas de los medidores de flujo tipo vórtex, que estaban colocados en la tubería de descarga de las bombas P519, P549 y P556. Tanto de la temperatura como de la presión y caudal, se obtuvieron valores promedio para efectuar cálculos posteriores. Los resultados de las temperaturas, presiones y flujos volumétricos medios se muestran en el Cuadro 46.

Las incertidumbres obtenidas en las temperaturas promedio afectan principalmente en la obtención de las propiedades de densidad y viscosidad, las cuales son usadas para obtener el número de Reynolds en las tuberías. Debido a que este número es usado únicamente para el cálculo de la cabeza dinámica, un aumento en la temperatura disminuiría la viscosidad del fluido, disminuyendo la cabeza total del sistema. Asimismo, una disminución de la temperatura, aumentaría la viscosidad del fluido, aumento la cabeza total del sistema. En cuanto a la incertidumbre en las presiones obtenidas, estas afectan al cálculo de la cabeza estática. Un aumento en la presión ocasionaría un aumento en la cabeza total, mientras que una disminución en la presión produciría una reducción en la cabeza total. Asimismo, las incertidumbres en el caudal afectan las potencias requeridas por las bombas. El efecto en la disminución o incremento del caudal en los sistemas depende de la curva característica de cada bomba.

Los valores que se determinaron a partir de la presión, temperatura y caudal fueron los siguientes: velocidad, cabeza total, potencia consumida (BHP), cabeza neta de succión positiva requerida ($NPSH_R$) y cabeza neta de succión negativa disponible ($NPSH_A$). Actualmente, las velocidades de rotación de las bombas son iguales a las condiciones de diseño, ya que los motores de las bombas no cuentan con dispositivos que aumenten o disminuyan las revoluciones como motorreductores o variadores de velocidad. Los resultados de los valores actuales de operación se muestran en el Cuadro 48.

Para el cálculo de la cabeza total de la bomba, se determinó la cabeza estática y dinámica, subdividiéndose la primera en cabeza de altura y cabeza de presión. Tanto la cabeza estática como la dinámica, se analizaron individualmente para la succión y la descarga, para poder visualizar y analizar los resultados intermedios. Las alturas para la cabeza estática se obtuvieron a partir de los planos más recientes de la empresa mientras que las presiones de succión se obtuvieron a partir de registros de las columnas de destilación. Esto se debe a que las bombas asociadas tenían como succión inicial (o descarga final) alguna de las siguientes columnas T-507, T-516, T-533, T-552, T-557 y T-566. Como los manómetros y termómetros de las columnas tenían transmisores, fue posible ver los registros de las mediciones en la computadora y así obtener valores promedio de la zafra correspondiente al periodo 2014-2015. En el Cuadro 47 se muestran los valores promedio de las presiones y temperaturas en la base y columna de las columnas en mención. Las presiones de descarga se obtuvieron de los manómetros colocados en la línea de descarga, inmediatamente después de cada bomba.

Es necesario mencionar que para el cálculo de la cabeza total de la bomba se determinaron las densidades y viscosidades para los fluidos de diseño, utilizando datos del Manual del Ingeniero Químico (Perry y Green, 2008). Se consideraron que las mezclas de etanol y agua analizadas eran soluciones ideales, razón por la cual bastaba con ponderar con la fracción molar cada propiedad en sustancia pura, para obtener el valor de densidad y viscosidad promedio. Este supuesto dio una buena aproximación, ya que las temperaturas de los fluidos no excedían los límites dados para la validez de los datos en la literatura.

En el caso de la cabeza dinámica, los principales accesorios en las tuberías analizadas que se encontraron fueron los siguientes: codos de 45° y 90°, acople en "T", bridas, válvulas de bola, válvulas de control, válvulas de cheque, válvulas de globo y válvulas de mariposa. Para la determinación de los valores "K" de pérdidas por fricción de los anteriores accesorios se utilizaron las referencias de Operaciones Unitarias en Ingeniería Química (McCabe *et al.*, 2007) y del Manual del Ingeniero Químico (Perry y Green, 2001). La caída de presión debido a los tres medidores de flujo (FIT 519, FIT 549 y FIT 556), se obtuvo a partir de los valores dados por el fabricante. También las pérdidas en el sistema asociados a intercambiadores de calor, se obtuvieron según datos establecidos en las especificaciones técnicas. Asimismo, las longitudes de las tuberías, así como los materiales de las mismas, se obtuvieron a partir de los planos más recientes, adicionalmente se corroboraron visualmente. En los datos originales en la sección

del anexo se muestran los accesorios, caídas de presión y demás instrumentos o equipos que afecten la cabeza dinámica en los sistemas analizados.

La potencia total consumida por cada bomba se estableció en función de la cabeza total y del caudal medido por un instrumento. Debido a que solo tres sistemas de los analizados tenían medidores de flujo, para las bombas P519, P549 y P556 se pudo establecer el consumo eléctrico de cada bomba (BHP) según su curva característica. Sin embargo, este consumo se pudo obtener de manera directa y exacta con algún monitor de consumo de energía. Este valor se hubiera podido contrastar con el obtenido en las curvas características según las condiciones de flujo y cabeza total actuales. Sin embargo, la empresa no cuenta con estos medidores de energía.

Los resultados de potencia al ser contrastados con los valores de diseño, muestran que en dos de las tres bombas hubo reducción en el consumo eléctrico según las condiciones a las que operan. La bomba P519 tiene una cabeza de total real de 192.3m (631ft), mientras su valor de diseño era de 137.2m (150ft), lo que indica un aumento en casi 40%. El flujo de esta bomba opera en la mitad del valor de diseño, al estar en un valor real de $12.2 \pm 0.6 \text{ m}^3/\text{h}$ ($53.9 \pm 2.7 \text{ gpm}$) respecto a un valor de diseño de $24.98 \text{ m}^3/\text{h}$ (110 gpm). Con estos dos valores, la bomba opera en un valor de menor eficiencia según su curva característica mostrada en la Figura 66 por lo que se incrementó el consumo de potencia de 20.14 kW (27hp) a 22.38 kW (30hp). Por otro lado, las disminuciones en los consumos de energía en las curvas características de las bombas P549 y P556 se pueden explicar fácilmente. La primera está funcionando a menor cabeza total con 117.22 m (384.6 ft), respecto a 137.2 m (450 ft) y a un caudal levemente mayor de $8.2 \pm 0.3 \text{ m}^3/\text{h}$ ($36.1 \pm 1.2 \text{ gpm}$), en contraste con $7.267 \text{ m}^3/\text{h}$ (32 gpm) de diseño. Esto conlleva que la bomba opere a una mejor eficiencia y por lo tanto consuma menos energía. Sin embargo, conviene analizar si el flujo está en los rangos adecuados para el trasiego de alcohol a la columna T-552. De la misma forma la bomba P556 está operando con una cabeza total de 66.93 m (219.6 ft), la cual es levemente mayor respecto al valor de diseño de 51.8m (170ft) y opera con un flujo menor de $62.7 \pm 2.6 \text{ m}^3/\text{h}$ ($276.2 \pm 11.6 \text{ gpm}$), en contraste con el valor de diseño de $77.21 \text{ m}^3/\text{h}$ (340 gpm). Esto hace que esta bomba opere en condiciones con un menor consumo energético.

Para determinar la carga neta de succión positiva requerida ($NPSH_R$) por cada una de las bombas, fue necesario utilizar las curvas características de cada dispositivo. De manera similar para el cálculo de potencia, fue requerido saber la cabeza total del sistema y el flujo. Por esta razón, únicamente fue posible establecer esta carga para las tres bombas que cuentan con medidor de flujo en el sistema. Por otro lado, para el cálculo de la carga neta de succión positiva disponible ($NPSH_A$), fue necesario determinar la presión de vapor de los fluidos a la temperatura promedio determinada previamente. Los datos de la presión de vapor del alcohol y el agua se consumaron en el Manual del Ingeniero Químico (Perry y Green, 2008). Se consideró por motivos prácticos considerar como solución ideal la mezcla, así que se empleó la Ley de

Raoult para soluciones ideales, en la determinación de la presión de vapor. En el caso del fluido de la bomba P508 que era vinaza, se emplearon las propiedades promedio establecidas en el Manual de la Caña de Azúcar (Hugot, 1986). Al contrastar el ($NPSH_A$) con el ($NPSH_R$) de las tres bombas se observa que la carga disponible es mayor de la requerida, por lo que los sistemas están funcionando bien y reduciéndose el riesgo de cavitación. Adicionalmente, el valor del ($NPSH_A$) para la bomba P508 quedó negativo, probablemente por el dato obtenido de la vinaza, ya que esta depende de la concentración de sólidos disueltos y se consideró la presión de vapor de una solución típica.

Las propuestas actuales de reducción energéticase realizaron inicialmente con la posibilidad de añadir un variador de velocidad en el motor de cada una de las bombas analizadas. Se analizó primero esta opción, ya que los variadores presentan mayor ahorro energético a largo plazo que cualquier otra opción como válvulas de control, cambio en el tamaño del impulsor y cambio en la cabeza total o el caudal; según la literatura especializada en bombas centrífugas (Royo y Hasta, 1996). Asimismo, al inicio del proyecto se discutió que uno de los alcances del mismo, sería determinar la factibilidad de incorporar estos dispositivos en los motores de las principales bombas. Es importante mencionar que en la planta no existen motores de bombas con variadores de velocidad, por lo que sería novedoso el uso de esta tecnología. Otra propuesta consiste en el cambio de las bombas actuales por unas que se adapten a las condiciones de caudal y cabeza total requeridas.

El punto de partida para determinar las nuevas condiciones de operación se hizo según resultados de la cabeza mínima total (Cuadro 181). En estos nuevos cálculos, para cada bomba se utilizaron los datos de presión de la columna o tanque de descarga final en lugar del valor promedio de presión del manómetro de descarga. La cabeza dinámica de descarga se mantuvo constante al igual que los datos de la cabeza de succión. De esta forma, se determinó que la cabeza total mínima de las siete bombas está por debajo de las condiciones actuales de operación. Esto no es malo del todo, ya que la cabeza total a la cual la bomba lleva el fluido debe ser mayor a la calculada como mínima para que pueda entrar al elemento final de descarga según la presión, temperatura y nivel del fluido. Sin embargo, el problema radica en que los valores actuales de operación están mucho más altos que los valores determinados como mínimos, lo que produce un gasto innecesario en consumo energético. Por ejemplo, la bomba P536 es capaz de llevar el fluido desde una cabeza de 120.72m (396.1ft) cuando el mínimo es de 31.7m (104.0ft), es decir casi 400% más de la cabeza requerida según las condiciones actuales de succión y descarga.

Es así como la obtención de las primeras condiciones de operación propuestas se hicieron a través de las relaciones fundamentales de las bombas centrífugas, las cuales permiten conocer valores de cabeza total, caudal, velocidad, potencia y $NPSH_R$ al conocer la variación de una de estas propiedades. Estas ecuaciones se basan en situaciones ideales en donde se desprecia la fricción, pérdidas de energía y desgaste cero (Royo y Hasta, 1996). Sin embargo, el uso de estas ecuaciones no significa que no se deban usar las

curvas características de las bombas a las nuevas velocidades. A pesar que estas relaciones dan buenas aproximaciones de cómo serían las nuevas curvas características de las bombas, se recomienda fuertemente solicitar al fabricante de las bombas analizadas (Goulds y Sulzer) proporcionar las nuevas curvas según las nuevas velocidades de rotación. En el Cuadro 49, se muestran las condiciones de operación propuestas para las bombas al variar la velocidad de las mismas.

Todas las bombas fueron analizadas primero con las relaciones fundamentales de las bombas centrífugas definidas en el marco teórico, considerando como valores iniciales los datos de diseño y utilizando la cabeza total mínima como valor al que se quería llevar. Se obtuvieron inicialmente los valores de las nuevas velocidades de rotación, luego el nuevo caudal, la nueva potencia requerida y el nuevo $NPSH_R$. En el caso del $NPSH_A$, se modificó la hoja de cálculo al cambiar el nuevo flujo volumétrico y se determinó el nuevo factor de fricción ya que cambió el número de Reynolds. Las condiciones propuestas de operación con variadores de velocidad se muestran en el Cuadro 49. En este cuadro, se puede observar que el valor de $NPSH_A$ de las condiciones propuestas, es similar a las condiciones actuales y esto se debe a que el cambio en el flujo sólo modificó la cabeza dinámica, la cual afectaba muy poco a la cabeza de succión. Es importante destacar que el ahorro encontrado con las nuevas condiciones de operación se debe a la reducción de consumo energético de las bombas y no a los motores ni al consumo que pueda generar el variador.

En el caso de las bombas que tenían medidores de flujo (P519, P549 y P556), se buscó que el nuevo caudal determinado fuera al menos igual o mayor que el caudal de operación actual, ya que un caudal menor indicaría que se tendría que evaluar si el flujo puede o no afectar el proceso. Por otro lado, para las bombas que no tenían medidores de flujo, no fue posible establecer de manera precisa el ahorro en el consumo energético, ya que se desconoce cuál es el consumo actual de la bomba. Asimismo, debido a que también se desconoce cómo cambia la potencia requerida de la bomba en función del flujo ya que esto se hace de manera gráfica en la curva característica, fue imposible determinar una función para determinar el ahorro energético en función del flujo. Para obtener una idea de más o menos cuánto podría ser el ahorro, se utilizó como referencia el valor de diseño para el cálculo del ahorro para las bombas P508, P510, P536 y P561. Por esta razón, de los resultados que se muestran en el Cuadro 50 solo de los valores que tienen medidor de flujo se tienen mayor certeza, ya que se conocen los valores actuales de diseño.

Para la bomba P549 el ahorro utilizando un variador de velocidad debe de analizarse, debido a que el nuevo flujo encontrado de $6.20 \text{ m}^3/\text{h}$ (27.32 gpm) es menor a las condiciones actuales $8.2 \pm 0.3 \text{ m}^3/\text{h}$ ($36.1 \pm 1.2 \text{ gpm}$). Esto era de esperarse, ya que el flujo actual de la bomba está levemente por encima del valor de diseño. Según las relaciones para las bombas centrífugas al utilizar un variador de velocidad, una disminución en la cabeza total del sistema implica una disminución en el caudal. Por esta razón, conviene

analizar detenidamente si se puede reducir el caudal de esta bomba hasta 1.06 m³/h (4.68gpm) del valor de diseño sin que se modifique la operación actual. De ser así, los ahorros serían de 3.31 kW (4.43 hp).

Para las bombas P519 y P556 los ahorros obtenidos se deben a que tanto el flujo como la cabeza total propuestas están por debajo del diseño, por lo que al compararlos con las operaciones actuales de flujo, sí es posible técnicamente reducir la velocidad de las bombas hasta 2963 y 2880 revoluciones por minuto respectivamente. Para la bomba P519 el ahorro representado puede ser de hasta 10.67 kW (14.31 hp) el cual es mayor al ahorro de 6.68kW (8.96) de la bomba P556. Esto se debe a que la bomba P519 consume más energía actualmente, por lo que un mismo porcentaje de ahorro en comparación a la otra bomba genera más ahorro. Para ambas bombas, se consideró reducir en gran manera la cabeza total actual hasta la mínima, generando grandes ahorros. Sin embargo, es importante mencionar que en el caso de la bomba P556 no se utilizó la cabeza total mínima como referencia para el cálculo de la nueva velocidad de rotación de la bomba ya que esta producía un caudal menor al que opera actualmente. Por ello, se tomó como referencia el flujo actual y se obtuvo una nueva cabeza de 34.17m (112.14ft) que no corresponde a la mínima de 27.62m (90.61ft).

Se investigaron diferentes propuestas con tres diferentes proveedores, para cotizar variadores de velocidad y así poder efectuar la reducción energética en las bombas P519 y P556 como se ilustra en el Cuadro 51. Se le solicitó a ASYEL, Electroma y PAI que enviaran cotizaciones de variadores de velocidad trifásicos que sirvieran para los motores de estas bombas, cuyas características se describen en el Anexo 9. Debido a que los nuevos requerimientos energéticos de las bombas P519 y P556 son menores a 11.70kW (15.69 hp) y 7.71kW (10.34 hp), se pueden usar los variadores propuestos cuyas potencias máximas van entre 18.65kW (25hp) y 22.38kW (30hp). En el caso de la bomba P556, el variador marca LS de ELECTROMA es una buena opción debido al costo y porque está diseñado para un motor de hasta 18.65kW (25hp) como el que está instalado actualmente para la bomba. Por otro lado, para la bomba P519 cuyo motor es de 22.38kW (30hp) se recomendaría utilizar únicamente los variadores marca WEG y Schneider. Es importante mencionar que los consumos energéticos debidos a los variadores no se consideraron, ya que el amperaje consumido por los mismos depende de la nueva potencia requerida por la bomba y es función del torque variable durante la operación. Es por ello que se recomienda analizar los gastos energéticos haciendo pruebas al instalarlos en los motores de estas bombas.

Además de determinar lo ahorros debidos a una eventual instalación de un variador de velocidad, se evaluaron para las bombas P519, P549 y P556 los ahorros al modificar las condiciones de operación a valores cercanos de mayor eficiencia. Esto se hizo por medio de la ubicación de puntos de mayor eficiencia y que fueran congruentes con las condiciones de operación del sistema, utilizando las curvas características de las bombas (Figura 66 y Figura 68).

En el caso de la bomba P519, el consumo energético actual está 2.24kW (3.0 hp) por encima del consumo propuesto según las condiciones de diseño. Al analizar la curva característica de esta bomba (Figura 66), se puede observar que las condiciones actuales de operación están incluso fuera de las curvas trazadas para este dispositivo, lo que indica que la bomba está sub-dimensionada. Además, se puede observar en la curva que un aumento en el caudal actual de $12.2 \pm 0.6 \text{ m}^3/\text{h}$ ($53.9 \pm 2.7 \text{ gpm}$) hace que la cabeza total de la bomba disminuya al igual que la potencia requerida por la bomba. Sin embargo, no es posible determinar con exactitud si se puede exceder del caudal de $24.98 \text{ m}^3/\text{h}$ (110 gpm) de diseño ya que puede afectar a las columnas T516 Y T533. Por esta razón, se recomienda operar la bomba a las condiciones de diseño para tener un ahorro energético aproximado equivalente a 2.24kW (3.0 hp).

En el caso de la bomba P549, el consumo energético actual de 13.06 kW (17.5 hp) es menor al consumo requerido de 15.67 kW (21.0 hp) según las condiciones de diseño. Para poder minimizar el consumo energético de la bomba según la curva característica propia del equipo (Figura 67), se debe de aumentar el flujo mientras disminuye la cabeza total hasta la mínima de operación. Sin embargo, el hecho de aumentar el flujo de este sistema debe de evaluarse por dos razones: primero, el caudal actual de operación de $8.2 \pm 0.3 \text{ m}^3/\text{h}$ ($36.1 \pm 1.2 \text{ gpm}$) ya está por encima de los $7.3 \text{ m}^3/\text{h}$ (32.0 gpm) de diseño y segundo el hecho de incrementar el flujo por encima del valor actual puede afectar las condiciones de operación de la columna hidro-selector T-552. Se recomienda por lo tanto, evaluar los nuevos balances de masa y energía para poder determinar la factibilidad de un aumento en el caudal.

En el caso de la bomba P556, las condiciones propuestas son las condiciones actuales a las cuales opera la bomba según un razonamiento similar al de la bomba P549. Un análisis minucioso de la curva actual de la bomba (Figura 68) permite observar que a medida que se reduce el flujo aumenta la cabeza total de la bomba, disminuye el consumo energético y disminuye la eficiencia de la misma. Si el flujo disminuye de $62.7 \pm 2.6 \text{ m}^3/\text{h}$ ($276.2 \pm 11.6 \text{ gpm}$), debe de evaluarse si es posible esta reducción según los balances de masa y energía para el reflujo. Además, debido a que se desea disminuir la cabeza total, la única forma de hacerlo es aumentando el flujo y por consiguiente aumentaría el consumo energético aunque aumente la eficiencia de la misma. Es así como la propuesta de cambiar las condiciones de operación sin variador sustenta no hacer modificaciones a las condiciones actuales.

E. Módulo V: Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza

El objetivo principal del estudio se basó en la evaluación del funcionamiento de siete intercambiadores de calor, en una planta productora de etanol a partir de melaza, para así determinar la eficiencia de los

mismos y proponer puntos de mejoras. Para ello fue necesario realizar varias visitas a la destilería y coleccionar aquellos datos indispensables para el análisis como: temperaturas de los fluidos que ingresan y salen en cada equipo, flujos másicos o volumétricos y especificaciones de diseño. Se debe mencionar que los intercambiadores de calor fueron evaluados en un período de marzo a mayo del año 2015 (Ver Cuadro 116 hasta Cuadro 119). Únicamente fueron analizados siete intercambiadores ya que estos poseen mediciones de flujo y temperatura, lo cual otorga herramientas para el análisis apropiado de la eficiencia de cada uno de los equipos.

La eficiencia de cada intercambiador se definió como la razón entre el calor real transferido (el hallado a las condiciones de operación actuales) y el calor transferido de acuerdo a las condiciones de diseño dadas por el proveedor (Ver Cuadro 120 y Cuadro 121). Para determinar el calor real transferido en cada intercambiador se efectuó un balance de energía de flujo estacionario. El volumen de control para los intercambiadores de placas y de coraza y tubos se delimitó de acuerdo a la Figura 88 y Figura 89. Se consideró que los equipos funcionaban en condiciones estacionarias, ya que estos operan durante largos períodos sin tener grandes cambios en sus condiciones de operación. Los flujos y la diferencia de temperaturas fueron muy similares en los distintos días de toma de datos.

La afirmación hecha en el párrafo anterior fue respaldada al observar el comportamiento de las variables de operación tomadas en distintos días a diferentes horas en la planta de producción de etanol. Al observar los datos, como los flujos se concluyó que estos se mantenían relativamente semejantes (Ver Cuadro 116 hasta Cuadro 119). Otras suposiciones que validan el realizar el cálculo de calor transferido en estado estacionario, es que el perfil de velocidades así como las elevaciones del flujo son mínimas, por lo tanto la energía cinética y potencial son despreciables. La única ocasión en que no se puede despreciar la energía cinética y potencial es en toberas, túneles de viento y otros (Smith *et al.*, 2007).

Las corrientes dentro de los intercambiadores de calor se encuentran en estado líquido, exceptuando el intercambiador E-564, en el que hay un cambio de fase (Ver Cuadro 122 y Cuadro 123). Para el cálculo de la capacidad específica calorífica se usó la temperatura promedio entre la entrada y salida del fluido. El calor específico varía con la temperatura, pero dentro de un intervalo se puede considerar constante. (Ver Cuadro 119 y Cuadro 120).

La eficiencia en un intercambiador es afectada por las siguientes variables de operación: flujo másico y temperaturas de ambos fluidos. Algunos factores de diseño como el área de transferencia de calor, disposición de flujo y otros también influyen en la eficiencia. La eficiencia promedio hallada en el intercambiador de placas E-302A es de 39.44% con una desviación estándar de 5.31%. El bajo desempeño en este equipo puede ser originado por una serie de factores tanto operacionales como de diseño. Se observa en el Cuadro 116 y Cuadro 120 que las variables de operación se encuentran en un rango por debajo

de las variables de diseño. El flujo másico del fluido caliente, en este caso una solución de azúcar al 29%, es mucho menor al flujo de diseño (20.85 kg/s). Además, la diferencia de temperatura de la solución azucarada (aproximadamente 30°C), también es menor a la establecida en las condiciones de diseño (50.0°C). Ambos factores perjudican el correcto funcionamiento del aparato.

El intercambiador de placas E-599 presentó una eficiencia de 47.02% y desviación estándar de 18.44%. El responsable del decrecimiento de la eficiencia es la diferencia de temperatura del fluido caliente; es decir que el fluido caliente, en este caso etanol anhidro, se encuentra abandonando el equipo a una temperatura menor a la deseada. El cambio en la temperatura de la corriente fría (agua) sí se encuentra cercana a la de diseño, por lo tanto el agua sí absorbe el calor del fluido caliente (Ver Cuadro 116 y Cuadro 120). El flujo másico del etanol anhidrido permanece sin fluctuaciones mayores, con excepción de la medición del 18/04/2015. Como el gasto másico y la diferencia de temperatura del fluido frío se mantienen cercanos a lo definido en el diseño, el problema radica en el lado de la corriente caliente. Las razones por la que el etanol no está cediendo el calor de manera adecuada pueden ser dos. La primera puede deberse a un factor de operación, específicamente ensuciamiento en ese lado de la placa. Según Shah & Sekulić (2003:888) la resistencia a la transferencia de calor para un compuesto orgánico como etanol es de $3.60E-04 \text{ m}^2\cdot\text{K}/\text{W}$. Si se toma este valor como referencia, el grado de incidencia en la transferencia de calor no está siendo afectado en gran medida por el ensuciamiento. El área de transferencia puede ser otra razón por la que el calor transferido está siendo entorpecido, si se agregan más placas al intercambiador se aumenta el área y por lo tanto la transferencia de calor.

El intercambiador de calor de placas E-512 posee una eficiencia promedio de 31.09% con una desviación estándar de 8.63%. El desempeño del intercambiador es afectado por las condiciones de operación. Se observa en el cuadro 8 y 12 que las diferencias de temperatura para ambos fluidos, así como el flujo másico del fluido caliente, en este caso cabezas destiladas de etanol al 43% (Ver Cuadro 122), se encuentran por debajo de las establecidas en el diseño. A pesar que los datos tomados en planta no difieren en gran magnitud de los datos teóricos, el que todas las variables de operación sean mantenidas por debajo del rango establecido perjudican la eficiencia del equipo. Los datos recolectados el 30/03/2015, el 10/04/2015 y el 18/04/2015 muestran un cambio en la temperatura del agua de enfriamiento de 6.49°C, 4.62°C y 3.57°C respectivamente; pero, el cambio en la temperatura del fluido caliente no fluctúa de la misma forma. Para las mismas fechas, se obtuvo una diferencia de temperatura para la corriente caliente de: 3.53°C, 2.64°C y 2.02°C. Se determina que el sistema analizado es sensible a las variaciones en el cambio de temperatura del fluido frío. Es posible que la cantidad de líquido frío (agua de enfriamiento) no sea la adecuada y se necesite un mayor gasto másico para poder ser el receptor de calor sensible del líquido etanol/agua.

Es necesario mencionar que el flujo másico de agua de enfriamiento para los intercambiadores de placas

analizados no es medido en la planta. La corriente fría pudo definirse experimentalmente utilizando la (Ecuación 30; sin embargo, el flujo de calor hallado a las condiciones de operación actuales se encuentra por debajo del calor de diseño. Por lo tanto, si el calor transferido es bajo el gasto de masa también lo será. Es por ello que definir la cantidad de masa en el tiempo del líquido frío con la (Ecuación 30 no es la mejor alternativa. Puede ser posible que el flujo usado en la operación sea el adecuado o no. Lo mejor es medirlo en campo para determinar la cantidad real de flujo que está pasando por ese intercambiador.

Una alternativa para la medición de flujo fue presentada en el apartado de metodología. Se usó el medidor de flujo ultrasónico portátil Greyline para medir el flujo de agua de enfriamiento en intercambiadores de coraza y tubos, los cuales no poseen ningún transmisor de flujo. Desafortunadamente este instrumento portátil no era apto para la medición de las corrientes en las tuberías de los intercambiadores. Los flujos volumétricos oscilaban demasiado e incluso el medidor indicó el siguiente mensaje: “NO FLOW SIGNAL”. Según el manual para el usuario Greyline Instruments Inc. (2004:19) las razones por las que aparece este mensaje son: tubería parcialmente llena, el líquido posee burbujas, la cantidad de sólidos en la corriente es elevada o si las condiciones de la tubería son pobres. El medidor ultrasónico no es el más conveniente para cuantificación de fluidos.

El intercambiador de placas E-594 presentó una eficiencia promedio de 14.80%. De los siete equipos evaluados, este presentó la menor eficiencia. El resultado fue afectado por la medición de las temperaturas de las corrientes de intercambio de calor. Todas las temperaturas fueron obtenidas empleando termómetro láser. Cuando la medición es llevada a cabo con este instrumento en una tubería, no se mide la temperatura real sino que la temperatura superficial. A mayor diámetro de tubería, menos certera es la medición, dado que el fluido se encuentra más alejado a la pared. El fluido que viaja a cierta temperatura posee un gradiente de temperatura a lo ancho de la tubería, suponiendo una transferencia de calor unidireccional; esta temperatura varía a través de la capa del fluido mediante transferencia de calor por convección, debido al movimiento. Cuando esta se va acercando a la pared el calor es transferido por conducción y posteriormente este se transfiere al ambiente por radiación. Si el tubo se encuentra debidamente aislado el calor por radiación es despreciable. Por lo tanto cuando el diámetro es grande la medida de temperatura es alejada a la temperatura real del flujo.

El coeficiente global de transferencia de calor (U) depende directamente del flujo de calor, la temperatura media logarítmica y el área. Para la determinación del coeficiente global se despejó de la (Ecuación 41, haciendo uso del calor hallado (real). Ya que este es menor al indicado en el diseño, para todos los intercambiadores de placas evaluados, el coeficiente global también se encuentra por debajo del deseado (Ver Cuadro 190). Como este coeficiente también depende de la diferencia media logarítmica, para la cuantificación de esta magnitud es indispensable conocer las temperaturas reales que ingresan y abandonan cada intercambiador. En la metodología se mencionó que en ciertos equipos la temperatura de

los fluidos es medida con un medidor local; sin embargo, cuando no se contaba con un indicador local, la temperatura fue medida con un termómetro láser, tal fue el caso del intercambiador E-302, E-512, E-594 y E-564 para el fluido frío. El medir la temperatura con este instrumento resta exactitud a la cuantificación del coeficiente de transferencia global, dado que no se conoce la temperatura real de la corriente.

Los intercambiadores de coraza y tubos analizados fueron E-551, E-543 y E-564. La eficiencia promedio hallada para el intercambiador E-551 es de 150.61% con una desviación estándar de 2.44%. La eficiencia de un equipo se encuentra entre 0 y 100%. El valor excesivamente elevado es consecuencia de la forma en que se definió la eficiencia, razón entre el calor real y el calor especificado en el diseño del equipo. Como el calor calculado es mayor al calor de diseño, la eficiencia sobrepasó el 100%. Esto se debe a que la corriente del lado de la coraza (etanol) está ingresando a una temperatura menor (40°C) a la prevista en el diseño (78.33°C); además, el fluido del lado de los tubos (solución de agua y etanol) está entrando al equipo a una temperatura mayor (144°C). Ya que el fluido en la coraza ingresa a baja temperatura, este absorbe una cantidad mayor de calor del fluido del lado de los tubos, el cual convenientemente se encuentra más frío, generando un gradiente de temperatura de gran magnitud en comparación al de diseño. Este incremento súbito en la temperatura produce un estrés térmico en el líquido y en el material de construcción del aparato. Este shock térmico puede modificar las propiedades del líquido a calentar, en este caso etanol.

El operar este intercambiador a condiciones por encima de las diseñadas no es la mejor alternativa. Las consecuencias de ello pueden ser: desgaste del equipo a un ritmo más acelerado, deterioro mayor de los Baffles, cambio de las propiedades del fluido de intercambio de calor, entre otros. Cuando la diferencia de temperatura entre el fluido frío y caliente es grande, el banco de tubos se dilata y luego contrae, causando problemas en el equipo. Ya que el calor transferido es mayor al de diseño se podría considerar aumentar el área de transferencia de calor; sin embargo, ello implicaría la adquisición de un nuevo intercambiador de coraza y tubos.

De los siete equipos sometidos a evaluación, el intercambiador de calor que se encuentra funcionando de mejor forma es el E-543, el cual posee una eficiencia promedio de 91.97%. Los gradientes de temperatura para ambos fluidos en la operación, son similares a los establecidos en el diseño. El cambio en la temperatura para el fluido del lado de los tubos (solución de etanol y agua) de acuerdo al diseño es de 42.22°C . Las mediciones de temperatura reportadas el día 02/05/2015 a las 16:20 pm presentan una diferencia de temperatura de 42.0°C . En el lado de la coraza, el líquido circundante es agua, este presentó un cambio en la temperatura de 66.11°C ; de acuerdo al diseño esta debería ser de 73.33°C . El que no se logre transferir el calor deseado afecta la eficiencia de operación; sin embargo, el flujo de agua se encuentra operando por encima del flujo de diseño lo cual hace que el calor transferido sea mayor, dado que el calor no solamente depende del gradiente de temperatura, sino que también del gasto másico.

Para el intercambiador E-564 se reporta una eficiencia de 58.50%. La función del equipo es condensar cabezas de etanol, las cuales provienen de la torre de destilación T-552. Como el etanol se encuentra en un estado gaseoso y cambia de fase a estado líquido, el gradiente de temperatura debería ser mínimo. Un cambio de fase ocurre a temperatura constante. Por esta razón los datos experimentales muestran pequeños cambios de temperatura para la corriente contenida en la coraza (Ver Cuadro 119). El problema reside en las diferencias de temperatura para el fluido en los tubos (agua de enfriamiento). Según lo medido en la planta, el gradiente de temperatura se encontraba aproximadamente a 1.40°C , cuando debería ser de 6.11°C . Los datos de temperatura se encuentran afectados, ya que estos fueron medidos con termómetro láser. A pesar de arrastrar este error en los cálculos, otro factor afectando la transferencia de calor es el ensuciamiento en los tubos.

Además de las variables de operación existe un factor que entorpece en gran medida a la transferencia de calor en los intercambiadores, el ensuciamiento. La suciedad en los equipos es el causante de la formación de incrustaciones. Ello desfavorece la eficiencia térmica de los intercambiadores, ya que presentan una resistencia al momento de la transferencia de calor de un fluido a otro. Entre mayor es la capa de ensuciamiento, más grande será la oposición al intercambio de calor. De acuerdo a un estudio realizado en las torre de enfriamiento número uno de la destilería, la dureza del agua, expresada en sales de carbonato de calcio, es de 380 ppm. El límite de dureza de agua debería encontrarse dentro del rango permisible, de 100-200 ppm.

En los intercambiadores de placas E-302, E-599, E-512 y E-594 se estableció la resistencia que representa el ensuciamiento en el lado del líquido frío, es decir agua de enfriamiento proveniente de las torres de enfriamiento. Para los cuatro intercambiadores la mayor oposición a la transferencia de calor se encuentra dada por el fluido, agua. Esto quiere decir que la capacidad del agua para intercambiar energía es baja, lo cual tiene sentido al observar la conductividad térmica de este líquido, la cual es de aproximadamente $0.62 \text{ W/m}^{\circ}\text{K}$ (Ver Cuadro 195). Este valor indica que el agua no conduce el calor de manera rápida. A pesar que la resistencia al intercambio de calor en el lado del líquido frío está dada por el mismo, la resistencia a la transferencia de calor está siendo afectada, de manera considerable por las incrustaciones.

Para el intercambiador E-302, E-599, E-512 y E-594 en el lado del fluido frío, la resistencia térmica por incrustaciones representa un 21.60%, 18.68%, 11.43% y 38.98%, respectivamente (Ver Cuadro 54). Ello es indicador que al momento de obtener los datos los intercambiadores poseían un nivel de suciedad medio, como consecuencia de ello la eficiencia hallada es menor y el intercambio de energía no es el deseado. Es importante mencionar que en el período de recolección de datos se desconocía si el equipo había sido limpiado. El plan de mantenimiento entregado por la destilería únicamente calendarizó limpiezas cuando la

planta no se encontraba produciendo etanol, probablemente existieron limpiezas durante el período de producción pero se desconocen las fechas. En el intercambiador E-599 y E-512 la resistencia total no está siendo afectada de manera considerable por las incrustaciones, por lo que la baja eficiencia energética se puede deber a que se necesita aumentar el área de transferencia de calor. Se debe considerar el aumentar la cantidad de platos en el equipo.

El intercambiador E-594 presentó la menor eficiencia para transferir el calor 14.80%, anteriormente se discutió que la manera de medir las temperaturas afectó el cálculo del calor y por lo tanto la eficiencia; sin embargo, este intercambiador posee una resistencia térmica a causa de los depósitos de $3.65E-03 \text{ m}^2\cdot\text{K}/\text{W}$, lo que representa un 38.98%. Esta capa de ensuciamiento está afectando el intercambio de calor en gran medida, es por ello que el cambio de temperatura para el agua de enfriamiento es pequeño, aproximadamente de 1.56°C , en comparación a la diferencia alcanzada en el diseño (6.33°C). El agua no está absorbiendo adecuadamente la energía térmica del fluido caliente.

Para los intercambiadores de calor de coraza y tubos se encontró la resistencia térmica por ensuciamiento dentro de los tubos. La resistencia por incrustaciones en la parte interna de los tubos es de: $8.64E-04 \text{ m}^2\cdot\text{K}/\text{W}$, $4.71E-05 \text{ m}^2\cdot\text{K}/\text{W}$ y $1.11E-03 \text{ m}^2\cdot\text{K}/\text{W}$ para el intercambiador E-551, E-543 y E-564, respectivamente. Para el intercambiador E-564 el R_{ft} representa un 77.40%, este valor se puede interpretar como un alto grado de ensuciamiento en el equipo, los depósitos sólidos han formado una capa lo suficientemente gruesa para impedir en gran manera el intercambio de calor. De hecho, para este aparato la transferencia de calor está siendo impedida en gran medida por el ensuciamiento. El fluido que viaja a través de los tubos es agua de enfriamiento, puede ser posible que ésta tenga un alto contenido de sales y necesite ser tratada con mayor profundidad.

En el intercambiador E-551 la resistencia térmica por ensuciamiento representa el 57.60%, es decir que el intercambio de energía está siendo impedido mayormente por los depósitos en el haz de tubos. Para el intercambiador E-543 el control de la resistencia térmica halla en el fluido dentro de la coraza, en este caso agua. Es recomendable limpiar los equipos con más frecuencia, así como mantener las variables de operación según el diseño, ello hará que la eficiencia en los intercambiadores aumente para aquellos equipos donde es necesario (E-302, E-599, E-512, E-594 y E-564).

F. Módulo VI: Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza

En este proyecto se realizó un diagnóstico de energía y funcionamiento de las torres de enfriamiento, determinando las posibles oportunidades de mejora para realizar una propuesta para aumentar la eficiencia energética y reducir costos. Para esto primero se evaluó el comportamiento de las torres de acuerdo a las condiciones climáticas a diferentes horas del día para determinar las variables manipulables que significaran un ahorro energético.

De acuerdo a esta evaluación se obtuvo los gráficos mostrados de la Figura 69 a la

Figura 78. Tal como se puede observar, las torres muestran sus temperaturas más altas de entrada de aire desde las 8:00 hasta las 16:00 horas, estando estas alrededor de los 30°C. La gráfica que varía de las otras se puede observar en la Figura 75, y es que la torre 4 tiene una ubicación peculiar ya que se encuentra entre dos torres más grandes, por lo que el flujo de aire toma un efecto como el de un Venturi y aumenta su velocidad, esto hace que la temperatura también se perciba más fría y difiera de las otras torres, pues no está posicionada igual que éstas.

El análisis de estos gráficos permitió observar que en las noches las condiciones del aire eran mejores por lo que esto podría tener una influencia en el enfriamiento del agua. Además, se determinó que, a diferencia de las horas del día, en la noche el aire que salía de los ventiladores se tenía saturado al observarse una nube de vapor saliendo de ellos, esto se comprobó con las mediciones realizadas, tal como se puede observar a partir del Cuadro 132 al Cuadro 136 en los anexos, en donde se puede ver que la humedad relativa en la salida se acerca al 100% en horas de la noche. El aire saturado indica que no se puede disminuir más la temperatura del agua, ya que la transferencia de masa llega a su límite cuando esto sucede.

Para analizar el funcionamiento de las torres también se realizó un diagnóstico energético en las torres de enfriamiento, la utilización del ventilador y el enfriamiento actual del agua en las torres, esto para proponer mejoras que redujeran el consumo energético y que fuesen un ahorro. En las torres se tienen como equipos que consumen energía los motores de los ventiladores y las bombas de agua. Es por esto que para este análisis se monitoreó el cambio en la temperatura del agua en diferentes horas obteniendo así los resultados mostrados a partir del Cuadro 142 al Cuadro 146. También se monitorearon las condiciones de entrada y salida del aire y el uso de los ventiladores mostrado en los cuadros del Cuadro 147 al Cuadro 115 (ver anexos).

Para las torres 1 y 2, el agua de entrada a la torre se tuvo que monitorear por medio de termómetro láser ya que en el cuarto de control no se contaba con esta información. Para validar las mediciones se compararon las temperaturas experimentales con las que se tomaron en intercambiadores analizados en el módulo “Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza”. Estos intercambiadores contaban con indicadores locales de su temperatura de salida del agua, la cual pasaría posteriormente a la torre de enfriamiento. Al analizar estos datos se determinó que los valores eran similares por lo que se conservaron y validaron las mediciones realizadas.

El agua que sale de la torre 1 debe salir a 32°C según el diseño del proceso, sin embargo en el cuarto de control se tenía un punto establecido para llevar al agua a 29°C. Esta temperatura depende de las condiciones de operación, principalmente de los flujos y de las temperaturas en la torre de destilación y los intercambiadores de calor. Según los datos mostrados en el Cuadro 137 la temperatura en la mayoría de ocasiones logra llegar a la temperatura establecida e incluso a una temperatura menor. A pesar de esto se puede decir que esta torre no está funcionando adecuadamente ya que el cambio de temperatura que tiene el agua es muy pequeño, menor a lo que debería de tener. Esto se observó en la época de producción del 28 de marzo al 3 de mayo del 2015.

De acuerdo a lo mostrado en el Cuadro 56 y Cuadro 137 a horas de la noche es cuando menor cambio de temperatura se tiene. De las 23:00 a las 5:00 horas el agua entra a una temperatura cercana a la que debe de salir, por lo que el cambio es mínimo. A esto se le añade que a estas horas se satura el aire por lo que no puede enfriar más, a menos que se use a mayor capacidad el ventilador, pero esto no sería funcional pues el agua está llegando a una temperatura por debajo de lo requerido. Es por esto que se recomendaría tener apagados los ventiladores de las dos celdas con las que cuenta esta torre. Por la potencia de los ventiladores esto tendría un ahorro durante los 165 días de zafra de 147,648.60kWh.

En el caso de esta torre, ya que la temperatura de entrada se monitoreó únicamente con termómetro láser, se debe además instalar un sensor de temperatura con transmisor que envíe la lectura al cuarto de control. De esta manera se podrá determinar los momentos en el día en que el agua está entrando a la torre de enfriamiento a una temperatura cercana a la que debe de salir y verificar el cambio de temperatura que está teniendo con el ventilador encendido. Estos serían los factores de decisión que determinarían las horas a las cuales apagar el ventilador. Cabe mencionar que el estudio realizado se llevó a cabo de abril a mayo, con días de lluvias ocasionales, lo cual puede afectar también la temperatura y el funcionamiento de las torres. Esta humedad ocasionada por la lluvia afecta al aire que entra a la torre, provocando que entre un aire húmedo a las torres, lo que reduce su capacidad para enfriar el agua pues se satura antes de tener contacto con el agua del proceso. Además de esto, el agua de la lluvia disminuye la temperatura del

ambiente, esto podría hacer que el agua del proceso se enfriara en el trayecto de la tubería, pues el proceso de la destilación se encuentra al aire libre, haciendo que el uso de las torres sea innecesario.

Se debe tomar en cuenta que para este diagnóstico se tuvo como base el flujo de agua del diseño de cada torre, dado que no se pudo medir en el proceso. Además se observó que el aire se satura, lo cual indica que el agua no se puede enfriar más ya que se dio la máxima transferencia de masa posible. Esto puede deberse a que los flujos de agua eran muy grandes al momento de las mediciones y las torres no tengan la capacidad de enfriar esa cantidad de agua. Es por esto que es recomendable medir los flujos de para validar o rechazar esta hipótesis y ver la influencia que tiene el flujo de agua en el enfriamiento y eficiencia de las torres.

En el caso de la torre 2 se observó que los cambios de temperatura eran muy pequeños, inferiores a 1°C tal como se muestra en el Cuadro 138 Esta torre es la más pequeña y la de menor capacidad de toda la planta, sin embargo está diseñada para enfriar alrededor de 3°C. El problema podría ser el flujo que se está manejando, esto no se puede confirmar ya que no se tiene un indicador de flujo para ninguna torre pero se pudo observar que salía aire saturado de los ventiladores y esto se puede deber a un flujo muy grande y, al manejar un caudal de agua mayor, la capacidad de enfriar de la torre disminuye. Para un mejor control del proceso se recomienda medir los flujos, incluso a diferentes horas para verificar cómo esto logra influir en la eficiencia de las torres.

Además de esto, al igual que para la torre 1, se recomienda instalar un indicador y transmisor de temperatura para poder monitorear los cambios y la temperatura de entrada del agua a la torre para que de esta manera se pueda decidir en qué momentos apagar el ventilador. De acuerdo a los análisis y a las temperaturas medidas de entrada y salida de la torre, mostradas en el Cuadro 138 se puede afirmar que al apagarlas de 12:00pm a 2:00am se tendría un ahorro energético de 172,256.70 kWh en el tiempo de zafra. La temperatura la que debería de salir el agua según como está diseñado el proceso es de 29°C por lo que ésta se tomó como referencia para poder determinar las horas de apagado de los ventiladores para esta torre.

Ahora bien, para la torre 3, de acuerdo al análisis mostrado en el Cuadro 139 se puede observar un uso del ventilador innecesario de 16:00 a 19:00. Esto significa que la torre podría tener un ahorro de 64,795.50 kWh en la época de zafra si se apagarán los ventiladores durante estas tres horas. Debido a que esta torre sí cuenta con monitoreo de la temperatura de entrada y salida del agua los datos son más exactos y este ahorro no requeriría ninguna inversión en sensores y transmisores.

Las torres 4 y 5 se encontraron en buen funcionamiento de acuerdo a lo observado en el Cuadro 140 y Cuadro 141. Esto se puede ver en el cambio de temperatura del agua, ya que sí se enfría y se asemejan o

incluso superan los cambios de temperatura del agua real a los teóricos. Esto se puede deber a que estuviese pasando un flujo menor al considerado para los cálculos. Sin embargo, el funcionamiento de la torre 5 solamente se analizó a una hora, lo que no le da la misma validez al diagnóstico.

Además del diagnóstico energético se realizó un análisis de las condiciones del agua de alimentación del sistema de enfriamiento para proponer un tratamiento adecuado para reducir incrustaciones y corrosión y no que ésta no afectase la eficiencia de las torres. Ya que el agua proviene de una misma fuente y que un mismo proveedor le da tratamiento a las torres se tomaron muestras únicamente de la torre 1, cuyos resultados se muestran en el Cuadro 62, de la torre 3 cuyos análisis se muestran en el Cuadro 63 y finalmente de la torre 4 cuyos datos se muestran en el Cuadro 64

La conductividad del agua se encuentra dentro de los parámetros, esto se sabe ya que se tiene registro de un rango sugerido por el proveedor de tratamiento del agua para las torres y al realizar el análisis pertinente mencionado en la metodología, se obtuvo un valor dentro del rango sugerido. Se tiene que mencionar que este es uno de los parámetros que más controlan desde el cuarto de control para velar porque no se tenga corrosión en los equipos por las sales que podrían ser las conductoras. Según los resultados se puede observar que los niveles de sílice, hierro, zinc y la turbidez se encuentran dentro de los rangos sugeridos para los equipos, por lo que se puede afirmar que se le está dando un tratamiento adecuado de estos aspectos al agua de enfriamiento. El pH en la torre 3 se encuentra dentro del rango sugerido, mientras que para las torres 1 y 4 se encuentra con un valor ligeramente menor al rango.

En los tres casos se puede notar un muy alto nivel de dureza, determinado en términos de ppm de CaCO_3 , siendo este valor mucho mayor al límite superior sugerido para el equipo. Tal como se mencionó en la teoría, el carbonato de calcio es un componente altamente incrustante por lo que se busca disminuirlo ya que esto puede dificultar la transferencia de calor por su adherencia a la superficie de contacto. En el módulo V se determinó que el efecto a la transferencia de calor dado por incrustaciones es significativo, lo cual concuerda con los análisis realizados al agua. Por los resultados obtenidos en las temperaturas de entrada y salida al agua esto también podría ser un factor que hace que el agua no se caliente mucho en los intercambiadores y así mismo no tenga un enfriamiento significativo en las torres. Para evitar esto se recomienda realizar un tratamiento adecuado y controlar esta variable como crítica en los análisis que se le realicen al agua. Un tratamiento recomendable sería el uso de suavizantes para así inhibir las incrustaciones de los equipos. Se recomienda también verificar el método de medición de este parámetro para corroborar si el tratamiento que se le está dando está surgiendo efecto.

Cabe mencionar que el diseño de la torre está planteado para el enfriamiento que se debe dar el trayecto del agua por el empaque, sin embargo los sensores se encuentran colocados en la pileta y, de haber un calentamiento en ésta, esto puede estar ocasionando un mal proceso tanto en los intercambiadores como en

el manejo de las torres analizada. Los datos presentados son promedios de todas las mediciones realizadas. En general, se determinó que existen oportunidades de mejora para tener ahorros energéticos en las torres de enfriamiento al apagar sus ventiladores cuando el agua no se enfría considerablemente y se llega a la temperatura deseada. Es importante recalcar que el análisis realizado es válido para las condiciones presentadas los fines de semana del 28 de marzo al 3 de mayo, fechas en que se realizaron las mediciones.

G. Módulo VII: Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.

Para poder determinar el impacto de una propuesta de ahorro energético, primero se elaboró una estructura de costos para el proceso de producción de etanol. Para esto se tomó en cuenta solamente la materia prima e insumos. Se tomó como referencia la cantidad de 6,173.88 metros cúbicos de etanol carburante y 15,318.16 metros cúbicos de etanol hidratado. Esta fue la cantidad producida para 118 días de operación y se asumió que sería para nuestro periodo de zafra analizado. Para producir esta cantidad de etanol, según la estructura de costos y la aplicación de la (Ecuación 86), se necesita una cantidad de 83,259.31 toneladas métricas. Al dividir este valor dentro de 118 días, se determinó que se deberían comprar 705.59 toneladas métricas. Este valor está dentro del valor promedio más una desviación estándar. Cabe mencionar que la variación de la cantidad de melaza a comprar dependerá de la cantidad de etanol hidratado o carburante a producir, ya que para un metro cúbico de etanol carburante se necesitan 3.78 toneladas métricas mientras que para un metro cúbico de alcohol hidratado se necesitan 3.91 toneladas métricas.

También se determinó que la cantidad promedio de grados Brix que contiene la melaza es de 84.78, lo cual es positivo, ya que a pesar de que el proceso de producción está ajustado a procesar melaza a 85 grados Brix, el valor promedio es cercano al valor mencionado anteriormente. Cabe resaltar que la planta productora de etanol no cuenta con ningún sistema de calidad para verificar la cantidad de grados Brix en la melaza. Esta fue adquirida durante 118 días y contó con un porcentaje promedio de 84.78 y una moda de 85.09, lo cual es cercano al valor teórico asumido por los supervisores en el momento de estimar la cantidad de melaza necesaria para la producción de etanol en un periodo de zafra y para el valor de diseño del proceso.

El valor promedio de azúcares fermentables %p/p durante 118 días fue de 50.39 y la moda de 50.36. Estos valores son muy cercanos al valor teórico de 50 %p/p que también se asume para determinar la cantidad de melaza necesaria para producir etanol en un periodo de zafra. Los procesos de fermentación y destilación presentaron desviaciones estándar muy parecidas, aunque el valor promedio de la eficiencia de destilación fue mayor que el proceso de fermentación. Se realizó un análisis de sensibilidad para determinar

el impacto de la variación de la fermentación en el costo unitario del metro cúbico de etanol a 100° de pureza. El valor de referencia utilizado fue de 83% y un valor fijo de 98.40% en la eficiencia de destilación, y una variación del +1% en el proceso de fermentación disminuye el costo unitario del metro cúbico de etanol en \$4.41, mientras que una disminución de 1% aumenta el costo en \$4.52. Las utilidades también se estima que sean impactadas dramáticamente por la variación en el proceso de fermentación. Un aumento de 1% presenta un aumento en las utilidades \$85,479.56, mientras que una disminución de 1% causaría una disminución en las utilidades de \$87,564.43. Un aumento de un 3% reduciría en \$12.92 el costo unitario del metro cúbico de etanol producido y un aumento de \$250,474.99, mientras que la reducción de 3% aumentaría el costo unitario en \$13.88 y una disminución en utilidades de \$269,260.62 aproximadamente. Cabe mencionar que en 9 días de 118 días evaluados, la eficiencia de fermentación fue menor al 80%, por lo que de mantenerse dicha tendencia, la disminución en las utilidades en un periodo de zafra podría ser igual o menor a la disminución determinada con una reducción del 3%. Se considera que el proceso de destilación tiene mayor estabilidad, ya que sólo el 33% aproximadamente de los días evaluados estuvo menor al valor promedio. Cabe añadir que el proceso de destilación fue muy cercano al 100% de eficiencia. Un análisis estadístico más profundo permitiría determinar con mayor precisión el impacto de la variación en las eficiencias de los procesos de fermentación y destilación en el costo unitario de producción y por ende en las utilidades. Adicionalmente, el seguimiento que tengan estos dos procesos puede traer otros beneficios. La identificación de procesos críticos para la calidad del producto son requisitos para una certificación ISO 9000. Al darle seguimiento a estos dos procesos, se cumpliría con algunos requisitos que establece la norma ISO 9000. Independientemente si la planta productora de etanol desea certificarse o no con la norma ISO 9000, la identificación de procesos críticos puede generar áreas de mejora en estos influyendo directamente en la calidad del etanol. Esto traería como resultado mayor confianza en los principales clientes e impulsar una cultura de mejora continua dentro de la empresa.

Dentro de la metodología actual, el supervisor de la planta productora utiliza la TIR para determinar la rentabilidad de un proyecto. Esta metodología, según Finnerty (1998:129), es muy atractiva ya que es intuitiva, pero presenta varias desventajas (revisar Tasa interna de retorno en Marco Teórico). La desventaja más grande es la presencia de varias TIR cuando el flujo es no convencional. Como se puede observar en los resultados del Cuadro 12 así como en la Figura 10, un flujo neto de efectivo puede generar varias TIR. Tomando como referencia el escenario propuesto en la prueba piloto, ¿cuál sería la conclusión sobre la rentabilidad del proyecto? En una situación como esta, el supervisor de la planta tendría dificultades para determinar cuál es la TIR correcta para dicho flujo de efectivo. Existen métodos alternativos para eliminar la presencia de varios valores de TIR. Según Blank (1987:2012), un método que se puede utilizar cuando existen varios valores de TIR para un flujo de efectivo es el cálculo de la tasa interna de retorno modificada (TIRM). Para utilizar este método se requiere información adicional como una tasa de reinversión y una tasa de préstamo. El uso de este método se vuelve muy laborioso cuando se evalúan varios proyectos y la tasa de reinversión así como el préstamo son distintas para cada proyecto.

Por tal razón, la medida de valor para medir la mayor rentabilidad de los proyectos utilizada en este estudio fue el IVPN (Índice de valor presente neto). Este índice permite saber la fracción que aporta cada dólar invertido. A su vez, este índice no presenta diferentes valores de VPN cuando se evalúan flujos no convencionales. En el escenario de la implementación de un tanque fermentador, el supervisor de la planta podría determinar el IVPN de dicho proyecto y justificar que por cada \$1 invertido, el proyecto retorna \$0.05 (IVPN=0.05). Adicional al ejemplo de la implementación de un tanque fermentador, esta metodología se aplicó a tres escenarios.

En la prueba piloto se logró determinar la rentabilidad de cada escenario utilizando el IVPN. En este caso fue más fácil comprender qué proyecto aporta más con respecto a su inversión inicial. Utilizando la TIR se podría concluir que la instalación de la bomba Marca Z no haría gran diferencia con una bomba Marca X ya que solo hay una diferencia del 10% en sus respectivas TIR. Lo que no se puede concluir es a cuánto se traduce esa diferencia de rentabilidad en unidades monetarias. En contraste al método de la TIR, el método del IVPN nos ayudaría a concluir que por cada dólar invertido en la bomba Marca Z ganó \$0.50 más comparado con la instalación de una bomba marca X. Otra de las ventajas que presentó la metodología propuesta es que con la tabla de información requerida para realizar las inversiones, fue más fácil saber qué elementos eran indispensables para comparar la inversión de un equipo contra los ahorros esperados. Además esta incluye una sección en donde se hizo una breve descripción sobre el área de impacto. Esto ayudará al evaluador no sólo a pensar en el aspecto económico, sino que también se verá cuál es el área de impacto. Por ejemplo, la reducción en consumo eléctrico o la mejora del proceso en una determinada parte del proceso son algunas áreas de impacto por mencionar.

En el área de bombas se evaluó la instalación de variadores de velocidad. En el caso de la bomba P559 solamente se evaluaron dos variadores ya que estos eran los únicos que tenían una viabilidad técnica. Los variadores de velocidad evaluados son marca WEG y Schneider. Según la evaluación financiera, la instalación del variador de velocidad Schneider es más rentable que instalar el variador de velocidad WEG, ya que presenta un IVPN de 1.95, mientras que el variador de frecuencia WEG presenta un IVPN de 1.48. Con respecto al análisis de sensibilidad realizado para los dos variadores de velocidad, las condiciones de operación mínimas para que la instalación de estos sea rentable son muy similares, aunque cabe mencionar que se necesitan 86.15 días de operación por periodo de zafra para que el variador de velocidad WEG sea rentable, mientras que el variador de velocidad Schneider solo necesita 74.67. Si esto se traduce a un periodo de 10 años, son casi 115 días más que necesita operar el variador de velocidad WEG para recuperar la inversión en comparación al variador de velocidad Schneider. Para ello, se recomienda la instalación del variador de velocidad Schneider versus la instalación del variador de velocidad WEG.

En la bomba P-556, la instalación de cualquiera de los tres variadores de velocidad es técnicamente

viable. Según los resultados de la evaluación financiera, la instalación del variador LS Starvet es la más rentable ya que presentó un IVPN de 1.86 comparado con el IVPN del variador de velocidad Schneider (0.62) y del variador de velocidad WEG (0.32). Es importante mencionar que la instalación de cualquiera de los tres variadores de velocidad es financieramente viable, aunque las condiciones mínimas de operación del variador de velocidad LS Starvet lo hacen la mejor opción. Por ejemplo, si se considera instalar el variador de velocidad Schneider, este requeriría casi 120 días de operación por cada periodo de zafra para ser rentable, comparado con los 78 que necesita el variador LS Starvet. Otro aspecto negativo de la implementación del variador de velocidad Schneider es que si el precio del MWh está por debajo de \$49.40 para el periodo de estudio, la propuesta dejaría de ser rentable. Es importante mencionar que la instalación de un variador de velocidad en la bomba P-556 ayudaría a mejorar la calidad, producción y eficiencia del alcohol ya que la succión de esta bomba viene de una hidroselectora (T-552) y de una columna que contiene agua de dilución (T-554). Por todo lo antes mencionado, se considera, desde el punto de vista económico, la instalación del variador de velocidad LS Starvet comparado con los variadores de velocidad Schneider y WEG.

En el área de torres de enfriamiento, la TIR para las propuestas fueron mayores a 100% y el IVPN fue mayor a 10, por lo que por cada unidad monetaria en US\$ invertida en los sensores, el retorno es 10 veces mayor. En la torre CT-1401 se recomienda la instalación de un sensor Dwyer Instruments versus el sensor marca Noshok ya que este último necesita cables para transmitir su señal desde las torres de enfriamiento hasta el cuarto de control. En cuanto a la torre CT-1421 solamente se cotizaron sensores marca Omega ya que el diámetro del medidor es de 15.24 cm (6 in) y fue el único proveedor encontrado con dichas especificaciones. Según los resultados (ver Cuadros 27 y 28), la inversión se retornaría en no más de 20 días con la implementación de sensores de temperatura en cada inicio del periodo de zafra. Esto sucederá siempre y cuando se tomen en cuenta los costos de las marcas Dwyer Instruments y Omega. El impacto de instalar sensores sería en el consumo de energía eléctrica y en la eficiencia de enfriamiento de las torres.

Después de realizar las evaluaciones de implementación de variadores de velocidad LS Starvet y sensores de temperatura marca Omega y Dwyer Instruments, se procedió a jerarquizar dichas propuestas y determinar cuál tenía mayor rentabilidad. Según la jerarquización del IVPN, los resultados son mucho más favorables para la implementación de sensores de temperatura versus la implementación de variadores de velocidad. Esto se da ya que la inversión en sensores de temperatura es menor que la inversión en variadores de velocidad y a la vez estos generarían un ahorro estimado de \$21,849.53 comparado con el ahorro estimado en el área de bombas de \$4,692.62. Es importante mencionar que dicho ahorro también tiene un mayor impacto en el costo unitario de cada metro cúbico de etanol producido. La implementación de variadores de velocidad reduciría aproximadamente \$0.21 el costo unitario comparado con la reducción de \$0.99 en el costo unitario de cada metro cúbico de etanol producido. Si se llegan a efectuar las

instalaciones de los variadores de velocidad y los sensores de temperatura según el plan de inversión, el costo unitario del metro cúbico de etanol a 100° de pureza, se reduciría en \$1.20.

La implementación de cada propuesta de ahorro se sugiere realizarla según el Figura 11. Como se explica en los resultados, la manera de obtener los mejores resultados es haciéndolo desde la instalación de sensores en los equipos críticos hasta la implementación de un sistema de tratamiento térmico. Se debe comenzar por colocar sensores en los equipos críticos ya que esto permitirá la toma de mediciones y eventualmente, el análisis de dichos equipos. El análisis de equipos críticos en las áreas técnicas fue limitado por la carencia de señores en la mayor parte de dichos equipos. En el área de torres de enfriamiento se debe determinar la capacidad de enfriamiento de dichos dispositivos. Esto permitirá saber cuánto calor hay que transferir en los intercambiadores de calor. Después, se debe proceder a implementar las mejoras en los intercambiadores de calor. Ya con estos datos, se puede recalculer el flujo que debe pasar por las bombas. Con estos nuevos flujos, se debe evaluar si realmente es necesario instalar variadores de velocidad. Por último, se debe proceder a implementar el sistema de tratamiento térmico para maximizar el uso de azúcares fermentables en la melaza.

Cabe mencionar que haciéndolo de esta forma, se podrá mejorar el proceso de producción de forma integral y los cálculos de ahorros estimados serán más precisos. Por ejemplo, si solamente se instalan los sensores de temperatura y no se procede a reducir las incrustaciones en los intercambiadores así como aumentar la eficiencia de transferencia de calor, puede que la capacidad de enfriamiento no sea suficiente en las torres y se requerirán más equipos para cumplir con la demanda de enfriamiento de los intercambiadores. La implementación debería realizarse durante el tiempo programado de mantenimiento para no requerir paros adicionales a los normales. El tiempo estimado de la implementación variará en cada caso. Se estimó que la instalación de los sensores de temperatura en las torres de enfriamiento tomará a lo sumo un día. Aunque debe considerarse que si los sensores no son inalámbricos, estos requerirán ser cableados desde las torres de enfriamiento hasta el cuarto de control, por lo que tomará más tiempo. En el paso 2, la mejora en los intercambiadores de calor debe evaluarse en tiempo con la experiencia de los técnicos de la planta productora de etanol según la necesidad de cada equipo. En el paso 3, se preguntó con el proveedor Electroma para saber un tiempo estimado de instalación de un variador de velocidad. El vendedor indicó que el tiempo de instalación variará según la rapidez y buen trabajo del técnico encargado, aunque si se realiza de forma rápida y segura, este podría ser de un día y medio. La instalación de un variador va desde la adaptación del equipo con la bomba, implementación de un tablero de control y la programación del mismo. El tiempo de instalación del sistema de tratamiento térmico requiere un estudio más minucioso para determinar el tiempo total para instalarlo. En este caso, también se necesita saber en qué parte de la planta debe instalarse si será necesario reubicar algún equipo para poder implementar dicho sistema. Si este fuera el caso, puede que el tiempo de instalación sea mayor. Por lo tanto, un estudio más

profundo debe contemplar tanto el costo total, reubicación de equipos dentro de las instalaciones actuales y el tiempo total del proyecto así como el impacto esperado de la implementación de este sistema

IX. CONCLUSIONES

A. Módulo I: Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol.

- Con un nivel de significancia del 5% no se rechazó la Hipótesis Nula¹⁰ en la prueba no paramétrica para muestras independientes de Kruskal Wallis (valor $p=0.076 > \alpha = 0.05$ en el recuento de coliformes totales; valor $p = 0.052 > \alpha = 0.05$ en el recuento de bacterias heterotróficas; valor $p = 0.070 > \alpha = 0.05$ en el recuento de mohos y levaduras). Por lo tanto, no existe una diferencia significativa del recuento microbiológico entre los puntos de muestreo.
- Los puntos de muestreo con mayor contaminación microbiológica corresponden al río (un promedio de $4.73E+03$ en el caso de bacterias heterotróficas y $6.52E+02$ en el caso de mohos y levaduras) ; mientras que antes de la lámpara UV había una mayor contaminación de coliformes totales. Estos últimos y los mohos y levaduras sobrepasan los límites establecidos para agua potable por COGUANOR NGO 29 001 y por la norma sueca para agua potable SLVFS 30.
- Todos los sitios de muestreo sobrepasan los límites de coliformes totales para agua potable establecidos por la norma COGUANOR NGO 29 001 (UFC/100 mL no debe ser mayor a 1); todos los puntos de muestreo, a excepción del pozo 4 y pozo 2, exceden los límites de mohos y levaduras establecidos por la norma sueca SLVFS 30 (UFC/100 mL no debe ser mayor a 100). En el caso de las bacterias heterotróficas, ningún sitio de muestreo sobrepasa el límite de agua potable establecido en la norma 67 FR 1811, por lo que los límites para estos microorganismos se deben de reevaluar, ya que obtienen su energía a partir de carbono.
- No se observa una mayor diferencia del agua antes y después de su paso por la lámpara ultravioleta. El promedio de reducción logarítmica fue 0.86-log para coliformes; 0.094-log para bacterias heterotróficas y 0.09-log para mohos y levaduras. Estos resultados equivalen a un porcentaje de reducción del 86%, 9.44% y 9.06%, respectivamente.

¹⁰Hipótesis nula: “Las medianas de las UFC/100 mL de bacterias heterotróficas, o coliformes, o mohos y levaduras son iguales entre los sitios de muestreo.

B. Módulo II: Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala

- Con un nivel de significancia del 5% no se rechazó H_0 ¹¹ en la prueba estadística no paramétrica de Kruskal- Wallis (valor-p = 0.124 > α = 0.05 en el recuento de mohos y levaduras; valor-p = 0.099 > α = 0.05 en el recuento de aerobios totales); es decir que, no existe diferencia significativa de la carga microbiológica, con respecto al recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales, entre los puntos de muestreo de melaza de caña y mosto de caña de azúcar.
- Se determinó que los puntos de muestreo de melaza de caña; es decir, la melaza final del ingenio azucarero que abastece a la empresa (P1), la entrada (P2) y salida (P3) del tanque de almacenamiento de la melaza de caña de azúcar en la planta 1 de producción de bioetanol fueron los que menor carga microbiológica presentaron; con respecto a mohos y levaduras: menor a 100 UFC/g, y aerobios totales: menor a 250 UFC/g, en comparación con los puntos de muestreo del mosto de caña de azúcar: mayor a 100 UFC/mL del recuento de mohos y levaduras, y mayor a 1.50×10^4 UFC/mL.
- Se estableció que el mosto de caña de azúcar que se tomó a la salida del intercambiador de calor B (P6) tenía el mayor recuento promedio de aerobios totales ($4.70E+04$ UFC/mL); mientras que, el mosto de caña de azúcar que se recolectó antes de pasar por los intercambiadores (P4) tuvo el mayor recuento promedio de mohos y levaduras ($3.78E+04$ UFC/mL).
- Los puntos de muestreo de mosto de caña de azúcar fueron los que excedieron los límites de recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales mínimos establecidos por la COGUANOR NGO 34 175: no debe ser mayor de 100 UFC/mL y no debe sobrepasar de 1.50×10^4 UFC/mL; respectivamente. Por lo que, se establecieron como los puntos críticos de control para la implementación de un sistema de vigilancia semanal de la carga microbiológica, el cual determinará si se debe evaluar o no un tratamiento de control en términos de reducción de la carga microbiana.

¹¹ H_0 : “las medianas de los recuentos de aerobios totales o mohos y levaduras entre los puntos de muestreo son iguales”.

C. Módulo III: Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol

- Los sistemas de tratamiento térmico se instalarán previos a los tanques de almacenamiento previo al proceso de formación del mosto ver figuras 105-107.
- Para la planta 1 se requiere 1,714 kg/h de vapor saturado a 150 psig para el calentamiento de melaza desde 30°C hasta 130°C.
- El área de transferencia de calor requerida para el intercambiador de placas ALFACOND 400 en la planta 1, utilizado para el calentamiento de melaza a las condiciones de operación establecidas es 79 m² equivalente a 77 placas y con coeficiente global de transferencia de calor de 130.12 W/m²K.
- Para la planta 2 se requiere 5,558 kg/h de vapor saturado a 150 psig para el calentamiento de melaza desde 30°C hasta 130°C.
- El área de transferencia de calor requerida para el intercambiador de placas ALFACOND 600 en la planta 2, utilizado para el calentamiento de melaza a las condiciones de operación establecidas es 171.28 m² equivalente a 93 placas y con coeficiente de transferencia de calor de 194.23 W/m²K.
- Para la planta 1 se requiere 80,940 kg/h de agua de enfriamiento a 29°C para el enfriamiento de melaza desde 130°C hasta 32°C.
- El área de transferencia de calor requerida para el intercambiador de placas GHPE MX25 en la planta 1, utilizado para el enfriamiento de melaza a las condiciones de operación establecidas es 285.30 m² equivalente a 121 placas y con coeficiente de transferencia de calor de 135.86 W/m²K.
- Para la planta 2 se requiere 265,090 kg/h de agua de enfriamiento a 29°C para el enfriamiento de melaza desde 130°C hasta 32°C.
- El área de transferencia de calor requerida para el intercambiador de placas ALFA LAVAL GHPE M30 en la planta 2, utilizado para el enfriamiento de melaza a las condiciones de

operación establecidas es 769.61 m^2 equivalente a 241 placas y con coeficiente de transferencia de calor de $160.98 \text{ W/m}^2\text{K}$.

- Para el sistema de tratamiento térmico en la planta 1 se requiere un tanque horizontal para el almacenamiento de melaza con capacidad de 1.07 m^3 , con largo de 2.30 m, diámetro 0.77 m y acero inoxidable 316 con aislamiento térmico para evitar corrosión por fluido orgánico y pérdidas de calor al ambiente.
- Para el sistema de tratamiento térmico en la planta 2 se requiere un tanque horizontal para el almacenamiento de melaza con capacidad de 3.51 m^3 , con largo de 3.43 m, diámetro 1.15 m y acero inoxidable 316 con aislamiento térmico para evitar corrosión por fluido orgánico y pérdidas de calor al ambiente.

D. Módulo IV: Diagnóstico energético en las principales bombas de planta fermentadora de melaza para producción de etanol

- Se seleccionaron las bombas P508, P510, P519, P536, P549, P556 y P561 de entre las más críticas, ya que contaban con termómetros, manómetros y tres de ellas (P519, P549 y P556) con medidores de flujo.
- Las bombas P508, P510, P519, P536, P556 y P561 operan a una cabeza total mayor a la de diseño y la P549 con un caudal mayor al diseñado.
- Los cálculos de cabeza total mínimo requerida demuestran que las bombas P508, P510, P519, P536, P556 y P561 están sobredimensionadas.
- Los ahorros energéticos para las bombas P508, P510, P535 y P561, pueden ser de hasta 32.27kW (43.4hp), 1.05kW (1.41hp), 7.91kW (10.60hp) y 3.35kW (4.50hp) respectivamente, al modificar la velocidad de rotación y al cambiar los flujos actuales a las condiciones propuestas.
- Se estableció un ahorro energético de 2.24kW (3.0hp) para la bomba P519, si se cambia la condición actual de flujo promedio de $12.2 \pm 0.6 \text{ m}^3/\text{h}$ ($53.9 \pm 2.7 \text{ gpm}$) al de diseño de $24.98 \text{ m}^3/\text{h}$ (110gpm).

- No se obtuvo un ahorro energético para la bomba P549, ya que opera a condiciones similares en caudal y cabeza total a las de diseño.

E. Módulo V: Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza

- El análisis reveló que los intercambiadores de placas E-302A, E-599, E-512 y E-594 están siendo subutilizados, estos presentan eficiencias energéticas que muestran que están funcionando a condiciones por debajo del diseño. Las eficiencias para estos equipos son 39.43%, 47.02%, 31.09% y 14.80%, respectivamente. Otro equipo subutilizado es el E-564, con una eficiencia de 58.07%.
- Para incrementar la eficiencia de los intercambiadores E-302A, E-512 y E-564 se propone aumentar los flujos másicos de las corrientes analizadas de tal forma que los valores reportados en planta sean similares a los establecidos en el diseño.
- El intercambiador de placas E-599 trabaja a un flujo similar al establecido en el diseño; sin embargo, el gradiente de temperatura real está por debajo del diseñado (Ver Cuadro 116y Cuadro 120). En el intercambiador E-599 el factor de ensuciamiento únicamente afecta la transferencia de calor en un 18.68% (Ver Cuadro 54). Por lo tanto se propone incrementar el número de platos en el equipo para lograr aumentar el calor transferido y por consiguiente la eficiencia.
- Actualmente el equipo E-594 funciona con un gasto másico superior al definido en las especificaciones del diseño. Debido a que el intercambiador se encuentra trabajando con una cantidad mayor de fluido se recomienda aumentar el área de transferencia de calor, añadiendo platos al equipo.
- Las condiciones con las que se maneja el intercambiador de coraza y tubos E-551 muestran una sobreutilización del equipo, con una eficiencia de 150.61%; es decir que éste funciona por encima de las condiciones de diseño. Dado que la corriente analizada es mucho más, se propone disminuir el flujo másico aún por debajo del establecido en el diseñado, con el propósito de no sobrecargar el equipo y que la transferencia de calor se dé con menor rapidez. Esto impedirá que ocurra un shock térmico en el intercambiador.

- En el equipo E-543 se obtuvo una eficiencia de 91.97% debido a que la magnitud del fluido usada es mayor a la de diseño. Se propone seguir trabajando con flujos másicos similares.
- El balance de energía realizado en los intercambiadores estudiados, reveló que existe ensuciamiento en los siete equipos, los cuales influyen en la transferencia de calor en distinta magnitud (Ver Cuadro 54). El intercambiador E-564 es el que mayormente se encuentra afectado por la suciedad, representando una resistencia a la transferencia de calor de 77.40%.
- Al hacer el análisis de la eficiencia energética y determinar la resistencia térmica por incrustaciones en los equipos estudiados, se pueden establecer factores en común que propician las mejoras de los siete equipos. Estos son: realización de limpieza en los equipos con más frecuencia, ello evitará la acumulación de sólidos en los equipos. El agua de salida de las torres de enfriamiento posee una dureza por encima de lo recomendado por el fabricante, se recomienda dar un mejor tratamiento al agua, de esta forma se mitigará la formación de incrustaciones.

F. Módulo VI: Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza

- Apagar durante 6 horas, de 11pm a 5am, los ventiladores de la torre 1 tendría un ahorro de 894.84 kWh al día traducidos a 147,648.60 kWh en la época de zafra, requiriendo una inversión para el sensor y transmisor de temperatura del agua de entrada únicamente.
- Apagar durante 14 horas, de 12pm a 2am, los ventiladores de la torre 2 generaría un ahorro energético de 1047.98kWh al día que en los 165 días de zafra serían 172,256.70 kWh, invirtiendo únicamente en sensor y transmisor de temperatura para un mejor control en el proceso.
- La torre 3 podría mantener apagado su ventilador durante 3 horas al día, de 4pm a 7pm, lo que daría un ahorro energético de 392.7 kWh diarios que son 64,795.50 kWh en la zafra, esto sin requerir inversión alguna, solamente teniendo un mejor control de proceso y manejo de toma de decisiones de acuerdo a las condiciones de operación de la torre.
- De realizarse en conjunto las tres propuestas se tendría un ahorro diario de 2,335.52 kWh que en la época de producción se traduciría a 385,360.80 kWh de ahorro.

- Al verse saturado el aire de salida de las torres se puede ver que aparentemente las torres están manejando flujos mayores para los que están diseñados que puedan manejar, lo que afecta la eficiencia en el enfriamiento de la misma.
- Las incrustaciones también afectan el funcionamiento de las torres y del proceso ya que se encontró que la dureza total del agua de enfriamiento estaba por encima del rango sugerido para un buen funcionamiento del equipo.

G. Módulo VII: Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.

- El proceso propuesto para evaluar propuestas de eficiencia energética incluye el uso del índice de valor presente neto (IVPN) como complemento al uso de la tasa interna de retorno (TIR) que se utiliza actualmente como indicador de rentabilidad.
- La implementación de variadores de velocidad en las bombas P-519 y P-556 impactaría en la calidad, producción y eficiencia del etanol así como del consumo eléctrico de estas bombas, ya que se estimaron ahorros de \$4,692.62 por la instalación de estos dispositivos.
- La instalación de sensores de temperatura impactarían en el consumo eléctrico así como en el monitoreo de enfriamiento de las torres, ya que se estimaron ahorros de \$ 21,849.53 por la implementación de estos dispositivos.
- La instalación de un variador de velocidad Schneider en la bomba P-519 es financieramente viable, ya que presentó un IVPN de 1.95 y una TIR de 47.20%.
- La instalación de un variador de velocidad LS Starvet en la bomba P-556 es financieramente viable, ya que presentó un IVPN de 1.86 y una TIR de 45.67%.
- No fue posible realizar evaluación financiera en el área de intercambiadores de calor ya que se determinó que no se necesita comprar ningún dispositivo en dicha área.

- La instalación de un sensor de temperatura Dwyer Instruments en la torre CT-1401 es financieramente viable, ya que presentó un IVPN de 16.87 y una TIR de 292.15%.
- La instalación de un sensor de temperatura Sensor Omega (UWRD-NB9-ICSS-316U-6) es financieramente viable, ya que presentó una IVPN de 18.40 y una TIR de 317.06%.
- Para reducir el consumo de energía eléctrica y mejora del proceso de producción de etanol se debe instalar un sensor de temperatura Dwyer Instruments, sensor de temperatura Omega, un variador de velocidad Schneider y un variador de velocidad LS Starvet con una inversión total de \$4,786.71 para generar ahorros estimados de \$26,542.15 en un periodo de zafra.
- No fue posible realizar la evaluación financiera del sistema de tratamiento térmico ya que no se tuvo información suficiente.
- La secuencia propuesta para la implementación del plan de ahorro energético fue: (a) mejoras en torres de enfriamiento (b) mejoras en intercambiadores de calor (c) mejoras en bombas (d) instalación de sistema de tratamiento térmico.

X. RECOMENDACIONES

A. Módulo I: Análisis microbiológico del agua utilizada en el proceso de fermentación para la producción de bioetanol.

- Colocar una válvula de bola en la tubería del pozo 3 para la toma de muestra en este sitio, con el objetivo de determinar si es un punto crítico de control.
- Implementar un plan de limpieza a todas las válvulas que se usan para tomar muestras, con la finalidad que no se acumule suciedad en la boquilla de éstas.
- Implementar un monitoreo semanal de las propiedades fisicoquímicas del agua, tales como dureza total, concentración de hierro y turbidez, las cuales pueden influir en el crecimiento bacteriano y en la pérdida de viabilidad de *Saccharomyces cerevisiae*.
- Con respecto a las propiedades fisicoquímicas, además de realizar los análisis anteriormente mencionados, se debe de implementar el monitoreo semanal de sólidos totales.
- Verificar con más réplicas si la concentración de hierro sigue siendo superior a 0.1 mg/L y sobre todo si lo es en el agua antes de su paso por la luz ultravioleta. De ser mayor al límite anteriormente mencionado, se deben tomar en cuenta tratamientos para disminuirla.
- Implementar un monitoreo semanal de heterótrofos totales (incluyendo bacterias, mohos y levaduras) y coliformes en todos los sitios de muestreo, incluyendo, las tomas de agua ubicadas antes y después del sistema de tratamiento utilizado.
- Implementar en la planta productora de bioetanol el sistema de análisis de peligro y puntos críticos de control (HACCP) para mantener un control de la contaminación microbiológica en el agua de proceso y de las propiedades fisicoquímicas.
- Reevaluar los límites para bacterias heterotróficas, a través de pruebas que determinen a qué carga microbiana la producción de bioetanol disminuye su rendimiento.
- Implementar un sistema de control adecuado para los tratamientos que se estén realizando al agua, con el fin de evaluar si están funcionando adecuadamente.

- Implementar un sistema de mantenimiento preventivo a los pozos previo al inicio de la zafra. Con base al monitoreo semanal se debe determinar si la contaminación microbiológica del pozo sobrepasa los límites propuestos y si lo hace se debe de aplicar un tratamiento de limpieza.
- Tomar en cuenta otros factores que puedan estar disminuyendo el rendimiento de bioetanol, tal como la cepa de levadura usada, ya que se puede utilizar una levadura que sea más tolerante al estrés y que compita con la levadura presente en la materia prima.

B. Módulo II: Análisis microbiológico de la melaza y el mosto de caña de azúcar utilizado para la producción de bioetanol en Guatemala

- Implementar en la planta productora de bioetanol el sistema HACCP para mantener una vigilancia semanal de la carga microbiológica con respecto a mohos y levaduras, y aerobios totales de los tres puntos críticos de control del mosto de caña de azúcar: antes (P4) y después de pasar el mosto por los intercambiadores de calor A (P5) y B (P6) en la planta 1 de producción de bioetanol.
- Utilizar en la planta productora de bioetanol el método de recuentos de mohos y levaduras, y aerobios totales para melaza de caña y mostos de caña de azúcar con los medios de cultivo tipo 3MTM Petrifilm™, con el propósito de sustituir el actual método por vertido que se utiliza en el laboratorio de la empresa productora de bioetanol.
- Colocar una válvula de bola de toma de muestra en un sitio con mayor accesibilidad: 1.30 m sobre el suelo o con un ángulo de 45° (con base en la posición en que se encuentra actualmente), en la tubería donde pasa el mosto de caña de azúcar antes de entrar a los intercambiadores de calor A y B (P4), ya que la válvula de bola actual se encuentra muy cercana al suelo por lo que dificulta la toma de muestra.
- Antes de tomar la muestra en cada punto se deberá desinfectar con alcohol al 70% (v/v) y algodón estéril la salida de la válvula de bola (boquilla), y dejar totalmente abierta la válvula de bola por lo menos 3 minutos para permitir el lavado de la tubería y el sistema de distribución; y de esta forma evitar que se acumule suciedad y el sarro en las boquillas de las válvulas.

- Evaluar en la planta productora de bioetanol, un tratamiento correctivo en términos de reducción de la carga microbiana en caso de que los puntos críticos continúen sobrepasando los límites mínimos de aerobios totales, y mohos y levaduras establecidos en la COGUANOR NGO 34 175, y que se determine una diferencia significativa entre los puntos de muestreo.
- Para la continuación de este proyecto se recomienda realizar una comparación de la carga microbiológica, con respecto al recuento de mohos y levaduras, y aerobios totales, en los días de operación iniciales y finales de la planta 1 de producción de bioetanol. Así como, realizar un mayor número de muestreos para aumentar la representatividad de los resultados, y con ello, reducir la desviación estándar y varianza de los resultados.
- Para la continuación de este proyecto se recomienda realizar conteos de bacterias ácido acéticas, y ácido lácticas que producen subproductos inhibitorios que interfieren con el crecimiento de la levadura en el proceso de fermentación alcohólica.
- Para un futuro proyecto se recomienda evaluar una cepa de *Saccharomyces cerevisiae* resistente a diversos factores de estrés como altas concentraciones de etanol y solutos, altas temperaturas, soporte repetidas congelaciones y descongelaciones, y altas concentraciones de ácido acético para que prevalezca sobre las bacterias, levaduras silvestres y mohos que compiten por los nutrientes.

C. Módulo III: Diseño de un sistema de tratamiento térmico para melaza en una planta productora de alcohol

- Realizar una evaluación económica comparando los costos de inversión y operación para el sistema propuesto contra la situación actual de tratamiento, tomando en cuenta las eficiencias obtenidas en cada proceso.
- Realizar una evaluación microbiológica completa tanto a la melaza como al agua de proceso, para establecer la fuente de mayor contaminación al mosto e implementar planes de reducción de agentes contaminantes.
- Con las propuestas de cambios en los otros módulos que comprenden el consolidado desarrollar un nuevo diseño integrando los cambios que se realicen a las torres de enfriamiento y equipos de transferencia de calor.

- Cuando se encuentren instalados los intercambiadores realizar un reacondicionamiento de los flujos de operación para obtener datos más reales de operación y se cumpla con las especificaciones del proceso.
- Determinar la conveniencia de agregar un sistema de calentamiento a los tanques de almacenamiento para mantener la temperatura de 130°C requerida para el tratamiento térmico.

D. Módulo IV: Diagnóstico energético en las principales bombas de planta fermentadora de melaza para producción de etanol

- Asignar un rubro en la matriz de criticidad según el consumo energético de la bomba, para enfocarse también en los equipos que impactan más en el consumo energético de la empresa.
- Hacer mediciones periódicas de presión, temperatura, flujo y consumo de energía eléctrica de los sistemas, durante todo el periodo de operación de la destilería para obtener muestras más representativas.
- Obtener las nuevas curvas características de las bombas a las velocidades de rotación propuestas y hacer pruebas con los variadores de velocidad para determinar los consumos energéticos reales.
- Realizar balances de masa y energía en los sistemas de las bombas, para determinar el efecto que tenga en ellos la modificación del caudal.
- Adquirir medidores de flujo y manómetros de succión en los sistemas que no posean, además de variadores de velocidad en los sistemas analizados para una reducción en el consumo energético de la planta.
- Analizar la reducción del flujo promedio de la bomba P519 de 12.2 ± 0.6 m³/h (53.9 ± 2.7 gpm) al de diseño de 24.98 m³/h (110 gpm), para obtener un ahorro de 2.24 kW (3.0 hp), sin requerir de un variador de velocidad.

E. Módulo V: Estudio técnico para proponer mejoras de eficiencia energética térmica en intercambiadores de calor en una planta productora de etanol a partir de fermentación de melaza

- Para la determinación del calor es recomendable conocer las temperaturas reales de los fluidos, es decir que éstas no deben ser medidas con un termómetro láser. Si éstas son conocidas, la cuantificación de energía será más exacta. Ya que no todas las tuberías cuentan con medidores de temperatura (termómetros), la empresa deberá evaluar si es factible instalar estos instrumentos de medición. La instalación de los medidores únicamente cumple un fin: conocer las temperaturas reales, no conlleva ningún beneficio o ahorro económico.
- La medición de ambos flujos en los intercambiadores es necesaria. De ser posible se debe emplear un medidor portátil, distinto al medidor ultrasónico, para conocer el gasto volumétrico o másico, cuando este no sea medido en planta. Esto facilitará el análisis del calor transferido, ya que tanto el calor ganado como el perdido podrán ser cuantificados. Si estos no son de magnitud próxima o iguales existen pérdidas de calor; éstas pueden ser ocasionadas por varias razones: radiación (aislamiento de tubería no adecuado), fugas en el intercambiador, ensuciamiento y más. De nuevo, la instalación de medidores de flujo sería lo adecuado para evaluar el estado real de cada equipo; sin embargo, esto no implicaría un ahorro o beneficio económico para la destilería.
- De ser posible se debe colocar un lazo de control, en los intercambiadores de placas que no lo poseen, entre la temperatura final del fluido a enfriar y el agua de enfriamiento. Éste consistirá en un controlador de temperatura y un actuador final (válvula), el que se encargará de regular la cantidad de fluido en base a la temperatura final de la corriente caliente. Si la temperatura no se encuentra lo suficientemente baja entonces la válvula se abrirá, dejando pasar una cantidad mayor de agua de enfriamiento.
- Es recomendable llevar un registro detallado del mantenimiento que se realice a cada uno de los intercambiadores de calor en planta, ya que de esta manera se podrá determinar con mayor certeza si la transferencia de calor, y por consiguiente la eficiencia energética, está siendo afectada por un factor de ensuciamiento.
- Debido a que actualmente la destilería no posee una matriz de criticidad que establezca la importancia de cada uno de los intercambiadores de calor usados en el proceso, de ser posible se debe construir una. Esto ayudará a que en un futuro el presente estudio pueda ser aplicado y

centralizado en los equipos de mayor importancia. Al analizar los equipos con mayor relevancia, estos serán una muestra representativa de todos los intercambiadores de calor instalados en la planta.

- Se propone utilizar indicadores de la normativa ISO 50,000 con el propósito de implementar mejoras estandarizadas a nivel internacional. Esta normativa se enfoca en mantener y mejorar el desempeño de energía, incluyendo eficiencia energética. De esta manera se reduce el uso de energía, los costos relacionados a ella y la emisión de gases de efecto invernadero.

F. Módulo VI: Diagnóstico energético y propuesta de mejoras de torres de enfriamiento de una destilería de etanol a partir de fermentación de melaza

- Se recomienda evaluar las propuestas de apagar los ventiladores y comprobar que el efecto de las torres con los ventiladores apagados sea igual para el agua de enfriamiento para que esto pueda ser implementado y genere ahorros a la empresa.
- Se debe tener un mejor control del proceso para lo que se recomienda la instalación de medidores de flujo para el agua de enfriamiento así como sensores de temperatura para el agua de entrada de las torres 1 y 2. Esta consideración podría mejorar el funcionamiento de las torres si se manejan las condiciones de operación adecuadamente.
- Se recomienda corroborar el método de medición de la dureza para determinar si se le está dando el tratamiento adecuado al agua de enfriamiento, un tratamiento recomendable es el uso de suavizantes para reducir la concentración de los carbonatos de calcio en la misma.
- Para futuras investigaciones se recomienda analizar el efecto del flujo del agua en la eficiencia de las torres a diferentes horas del día, así como analizar la influencia de las condiciones climatológicas ya que el proceso de producción se da tanto en época fría como calurosa.
- Se recomienda también analizar a más profundidad la torre 5 ya ésta no se evaluó para diferentes horas del día como se hizo para las otras torres.

G. Módulo VII: Diseño de un sistema de evaluación financiera para el análisis de propuestas de ahorro energético en una planta productora de etanol a partir de melaza.

- Instalar sensores de temperatura y presión en los equipos críticos no evaluados para determinar más áreas de mejora.
- Realizar estudios técnicos más detallados sobre la implementación de variadores de velocidad en las bombas para determinar tanto el equipo y accesorios necesarios para la correcta implementación de estos dispositivos.
- Determinar la cantidad y tipo de cable necesario si en dado caso no se pudieran instalar sensores de temperatura inalámbricos en las torres de enfriamiento y considerarlos dentro de la inversión inicial.
- Realizar un estudio de costos más amplio para determinar con mayor precisión el impacto de propuestas de ahorro energético en el costo de producción.
- Realizar estudios para proponer mejoras en la eficiencia del proceso de fermentación.
- Implementar un sistema de control estadístico de proceso en el área de fermentación y destilación.
- Desarrollar estudios estadísticos más profundos en los procesos de fermentación y destilación.
- Cumplir con requisitos de la norma ISO 9000:2015 para determinar los requisitos de calidad del cliente y promover una cultura de mejora continua en la empresa.
- Realizar análisis más detallados sobre proyectos de ahorro energético utilizando datos de periodo completo de zafra.
- Ampliar la cantidad de equipos críticos analizados.
- Determinar la viabilidad financiera de la implementación del sistema de tratamiento térmico de la melaza y su impacto en la calidad del etanol y utilidades de un periodo de zafra

XI. BIBLIOGRAFÍA

3M™ Food Safety Website – Product Catalog: 3MTM Petrifilm™ Aerobic Count Plates. s.f.-a. Disponible en: http://solutions.3m.com/wps/portal/3M/en_US/Microbiology/FoodSafety/product-information/product-catalog/?PC_Z7_RJH9U523003DC023S7P92O3O87000000_nid=J5W756N61Vbe29BDXSBJ7Fgl [Consultado el 07 de abril de 2015]

3M™ Food Safety Website – Product Catalog: 3MTM Petrifilm™ Yeast and Mold Count Plates. s.f.-b. Disponible en: http://solutions.3m.com/wps/portal/3M/en_US/Microbiology/FoodSafety/product-information/product-catalog/?PC_Z7_RJH9U523003DC023S7P92O3O87000000_nid=VMHC06ZPSZbe29BDXSBJ7Fgl [Consultado el 07 de abril de 2015]

_____. 2004. Proceso de obtención de azúcar. Disponible en: http://www.cenicana.org/pop_up/fabrica/diagrama_obtencion.php [Consultado el 02 de abril de 2015]

Abbott, D. A. e Ingledew, W. M. 2005. The importance of aeration strategy in fuel alcohol fermentations contaminated with Dekkera/Brettanomyces yeasts. *Applied Microbiology and Biotechnology*. 69(1): 16–21. <http://doi.org/10.1007/s00253-005-1927-0>

Abbott, D. A., *et al.* 2005. Growth rates of Dekkera/Brettanomyces yeasts hinder their ability to compete with *Saccharomyces cerevisiae* in batch corn mash fermentations. *Applied Microbiology and Biotechnology*. 66(6): 641–647. <http://doi.org/10.1007/s00253-004-1769-1>

Abubaker, H. O.; Sulieman, A. M. E. y Elamin, H. B. 2012. Utilization of *Schizosaccharomyces pombe* for Production of Ethanol from Cane Molasses. *Journal of Microbiology Research*. 2(2): 36-40. <http://article.sapub.org/pdf/10.5923.j.microbiology.20120202.06.pdf>

- Agriculture and Agri-Food Canada. (2015). Water Quality Matters. Disponible en: http://www5.agr.gc.ca/resources/prod/doc/terr/pdf/uv_tech_bull_e.pdf [consultado el 6 de diciembre del 2015].
- Aguilar Cárdenas, W.A. 2009. Parque ecoturístico El Peñón en el municipio de Siquinalá, Escuintla. (Trabajo de graduación). Facultad de Arquitectura, Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala. 123 pp.
- Aiezza, G. (2015). Methods of Liquid Waste Treatment. Disponible en: <http://www.rpi.edu/dept/chem-eng/Biotech-Environ/FUNDAMNT/streem/methods.htm> [consultado el 30 de noviembre del 2015].
- Álvarez, Z. R. H. and J. (2013). Economic Potential of Sweet Sorghum for Ethanol Production in South Florida. Disponible en: <http://edis.ifas.ufl.edu/fe896> [consultado el 4 de abril del 2015]
- American Association of Drilling Engineers. 1999. Shale Shakers and Drilling Fluid Systems: Techniques and Technology for Improving Solids Control Management. Gulf Publishing Company, Estados Unidos. 335pp.
- Aquafine ® Corporation. Installation & Operation Manual. Disponible en: <http://site.bigbrandwater.com/library/aquafine/aquafine-trojanuvlogic-manual.pdf> [consultado el 25 de noviembre del 2015].
- Aquafine ® Corporation. Ultraviolet Water Treatment Unit Installation, Operation, and Maintenance Requirements. Disponible en: http://aps.anl.gov/APS_Engineering_Support_Division/Mechanical_Operations_and_Maintenance/Subsystems/ASD-ME-Group_files/data/Beamline/Maintenance/uv_light_manual.pdf [consultado el 29 de noviembre del 2015].
- Asociación de Azucareros de Guatemala - ASAZGUA. 2012. Economía. Disponible en: <http://www.azucar.com.gt/economia3.html> [Consultado el 04 de febrero de 2015]
- Asociación de Combustibles Renovables de Guatemala. <http://www.acrguatemala.com/etanol>

Asociación de Combustibles Renovables de Guatemala. s.f. Etanol. Retrieved from <http://www.acrguatemala.com/etanol.shtml> [consultado el 4 de abril del 2015].

Asociación de Combustibles Renovables Guatemala (ACR). s.f. Etanol. Disponible en: <http://www.acrguatemala.com/etanol.shtml#etanolenguatemala> [Consultado el 19 de febrero de 2015]

ATAGUA y CENGICAÑA. 2011. Avances tecnológicos en la producción de etanol. Disponible en: <http://www.atagua.org.gt/web/wp-content/uploads/2011/08/Avances-tecnologicos-en-la-producci%C3%B3n-de-etanol.pdf> [Consultado el 02 de abril de 2015].

AWWA. 1999. Water Quality & Treatment a Handbook of Community Water Supplies. Quinta Edición. McGraw Hill. New York.

Axelsson, L.T., *et al.* 1989. Production of a broad spectrum antimicrobial substance by *Lactobacillus reuteri*. *Microbial Ecology in Health and Disease*. 2: 131-136.

Ayanie, A. 2011. Bioethanol production and optimization test from agricultural waste: the case of wet coffee processing waste (pulp). Addis Ababa University, Etiopía.

Bajpai, P. 2013. *Advances in Bioethanol*. Londres, Inglaterra: Springer Science & Business Media. 103 pp.

Balat, A., Balat, H., y Öz, C. 2008. Progress in bioethanol processing. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34, 552–569.

Balat, M., y Balat, H. 2009. Recent trends in global production and utilization of bio-ethanol fuel. *Applied Energy*, 86(11), 2273–2282.

Barrow, G. 1975. *Química General*. Editorial Reverté, Argentina. 377pp.

Bartens, A. 2007. *Peter Rein Cane Sugar Engineering*. Elbe Druckerei Wittenberg. Berlin, Germany. 768 pp.

- Bartram, *et al.* 2003. Heterotrophic Plate Counts and Drinking Water Safety. Disponible en: http://www.who.int/water_sanitation_health/dwq/HPCFull.pdf [consultado el 25 de noviembre del 2015].
- Basílio, A. C. M., *et al.* 2008. Detection and identification of wild yeast contaminants of the industrial fuel ethanol fermentation process. *Current Microbiology*. 56(4): 322–326. <http://doi.org/10.1007/s00284-007-9085-5>
- Bastidas, P. A., *et al.* 2010. Análisis térmico e hidráulico del proceso de destilación en el Ingenio Providencia S.A. *Revista Técnicaña*. (25): 20–24.
- Bayrock, D. y Ingledew, W. M. 2001. Changes in steady state on introduction of a *Lactobacillus* contaminant to a continuous culture ethanol fermentation. *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*. 27(1): 39–45.
- Beckner, M.; Ivey, M. I. y Phister, T. G. 2011. Microbial contamination of fuel ethanol fermentations. *Letters in Applied Microbiology*. 53(4): 387–394. <http://doi.org/10.1111/j.1472-765X.2011.03124.x>
- Beeson, J. L. 1897. A study of the clarification of sugar cane juice. *Journal of the American Chemical Society*. 19(1): 56–61. <http://doi.org/10.1021/ja02075a010>
- Benson, T. J. y George, C. E. 2005. Cellulose based adsorbent materials for the dehydration of ethanol using thermal swing adsorption. *Adsorption*. 11(1): 697–701.
- Bisson, L. 2001. *Yeast Biology*. Disponible en: [http://lfbisson.ucdavis.edu/PDF/VEN124 Section 3.pdf](http://lfbisson.ucdavis.edu/PDF/VEN124%20Section%203.pdf) [consultado el 22 de marzo del 2015].
- Black, C. y Ditsler, D. E. 1974. Dehydration of Aqueous Ethanol Mixtures by Extractive Distillation. In *Extractive and Azeotropic Distillation*. Vol. 115. American Chemical Society, Estados Unidos. 1–15 pp. <http://dx.doi.org/10.1021/ba-1972-0115.ch001>
- Blank, Leland y Tarquin, Anthony. 2012. *Ingeniería Económica*. Traducción por: Javier Enríquez Brito. 7a ed. México, D.F.: McGraw-Hill/Interamericana Editores, S.A. de C.V. 615 págs.

- Boror, D. 2013. Requisitos legales y contables de una empresa comercializadora de etanol amparada en el régimen del decreto 29-89, ley de fomento y desarrollo de actividad exportadora y de maquila. Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala.
- Bremer, E. y Kempf, B. 1998. Uptake and synthesis of compatible solutes as microbial stress responses to high-osmolality environments. *Arch Microbiol.* 170(5): 319-330.
- British Pharmacopoeia. 1999. Alcohol Specifications. Retrieved from <http://www.distill.com/specs/UK.html> [consultado el 4 de abril del 2015].
- Buglass, A. J. 2011. *Handbook of Alcoholic Beverages: Technical, Analytical and Nutritional Aspects*. Vol. 1. John Wiley & Sons, Ltd., Chichester, UK. 1167 pp.
- Camolez, M. A. y Mutton, M. J. R. 2005. Influência de Microorganismos Contaminantes sobre o Processo Fermentativo. *STAB* 23(5): 6-9.
- Cancino Toledo, J. R. 2011. Aproximación a las implicaciones económicas, sociales y ambientales, de la inserción en la cadena de producción y comercialización de los biocombustibles. El caso de Guatemala. (Tesis de maestría). Escuela de Estudios de Postgrado, Facultad de Ciencias Económicas, Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala. 231 pp.
- Cardona, C. A.; Sánchez, O. J. y Gutiérrez, L. F. 2010. *Process Synthesis for Fuel Ethanol Production*. CRC Press, Estados Unidos. 415 pp.
- Castro, M. 2005. *Transporte de Momentum y Calor: Teoría y Aplicaciones a la Ingeniería de Proceso*. Universidad Autónoma de Yucatán, México. 654pp.
- CENICAÑA. 2008. Proceso de obtención de etanol. Disponible en: http://www.cenicana.org/pop_up/fabrica/diagrama_etanol.php [Consultado el 02 de abril de 2015]
- CGIAR News Archives: ICRISAT sorghum for ethanol now a sweet reality. (n.d.). Disponible en: <http://www.cgiar.org/web-archives/www-cgiar-org-newsroom-releases-news-asp-idnews-504/> [consultado el 3 de abril del 2015].

- Chen, J.C.P. y Chung, C.C. 1993. Cane Sugar Handbook. A Manual for Cane Sugar Manufacturers and their Chemists. 12th edition. John Wiley & Sons Ltd., Chichester, UK. 1132 pp.
- Cheremisinoff, N. P. 2003. Industrial Solvents Handbook, Revised And Expanded. CRC Press, Estados Unidos. 344 pp.
- Chung, S. H.; Ma, D. L. y Braatz, R. D. 1999. Optimal seeding in batch crystallization. The Canadian Journal of Chemical Engineering. 77(3): 590–596. <http://doi.org/10.1002/cjce.5450770322>
- COGUANOR. 1987. COGUANOR NGO 34 175: MELAZA DE CAÑA. Disponible en: http://cretec.org.gt/wp-content/files_mf/coguanorngo_34_175.pdf [Consultado el 04 de febrero de 2015]
- COGUANOR. 1999. COGUANOR NGO 29 001:99. Disponible en: http://www.ada2.org/sala-prensa/publicaciones/doc_view/28-coguanor-29001-99 [consultado el 16 de julio del 2015].
- Comisión Económica para América Latina y El Caribe. 2006. Costos y Precios para Etanol Combustible en América Central. Disponible en: <http://www.acrguatemala.com/pdf/precios-y-costos-para-el-etanol-combustible.pdf> [consultado el 3 de abril del 2015].
- Comisión Nacional de Energía Eléctrica. *Plan Integral de Eficiencia Energética*. <http://www.cnee.gob.gt/EficienciaEnergetica/Docs/Plan%20Integral%20de%20Eficiencia%20Energ%C3%A9tica.pdf>[25 de mayo de 2015]
- Comisión Nacional de Energía Eléctrica. *Quiénes somos*. http://www.cnee.gob.gt/wp/?page_id=387[28 de mayo de 2015].
- Creus, A 2012. Instrumentación Industrial. Octava Edición. Editorial Marcombo, España. 800pp.
- Cromer, A. y J. 1986. Fernández. Física en la Ciencia y en la Industria. Editorial Reverté, España. 900pp.
- Davidson, B. y Stephanopoulos, G. 1986. Coexistence of *S. cerevisiae* and *E. coli* in Chemostat under Substrate Competition and Product Inhibition. Biotechnology and Bioengineering 28: 1742-1756.

- De Oliveira, J. A., *et al.* 2013. Controle de microrganismos através da radiação ultravioleta na água de diluição e no mosto de melaço. *Ciência & Tecnologia*, 4(Supl.). Disponible en: <http://www.citec.fatecjab.edu.br/index.php/files/article/viewFile/65/pdf>
- De Oliveira, M., Vaughan, B., y Rykiel, E. 2005. Ethanol as Fuel: Energy, Carbon Dioxide Balances, and Ecological Footprint. *BioScience*, 55(7), 593–602.
- De Souza Liberal, A. T., *et al.* 2005. Contaminant yeast detection in industrial ethanol fermentation must by rDNA-PCR. *Letters in Applied Microbiology*. 40(1): 19–23. <http://doi.org/10.1111/j.1472-765X.2004.01618.x>
- Dias, L., *et al.* 2003. Factors affecting the production of 4-ethylphenol by the yeast *Dekkera bruxellensis* in enological conditions. *Food Microbiology*. 20(4): 377–384. [http://doi.org/10.1016/S0740-0020\(03\)00023-6](http://doi.org/10.1016/S0740-0020(03)00023-6)
- Díaz de los Ríos, M.; Pérez Bermúdez, I. U. D. y Polo Castro, G. 2009. Estudio de factibilidad para la instalación de una destilería de etanol en Atencingo. Municipio Chietla, Estado Puebla, México: Sucromer S.A. de C.V. 131 pp. Disponible en: <http://www.sagarpa.gob.mx/Delegaciones/puebla/Documents/Evaluaciones%20Externas/2011/Estudio%20Fact%20Int%20Destileria%20Etanol%20Atencingo.pdf>
- Díaz Porras, R. 2011. Aproximación a las implicaciones económicas, sociales y ambientales, de la inserción en la cadena de producción y comercialización de los biocombustibles. El caso de Guatemala. Tesis Universidad de San Carlos de Guatemala. Guatemala. 231 pp. Disponible en: http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/03/03_3917.pdf [Consultado el 04 de febrero de 2015]
- Diccionario de la Real Academia Española. Definición sistema. <http://lema.rae.es> [28 de mayo de 2015]
- Eklund, T. 1989. Organic acids and esters. G. W. Gould (Ed.). En: *Mechanisms of action of food preservation procedures*. Elsevier, Nueva York. pp. 161-200.
- Ellner, R. 2000. *Microbiología de la leche y de los productos lácteos: Preguntas y Respuestas*. Ed. Díaz de Santos, S.A. Madrid, España. 144 pp.

- Espy, M. J., *et al.* 2006. Real-Time PCR in Clinical Microbiology: Applications for Routine Laboratory Testing. *Clinical Microbiology Reviews*. 19(1): 165–256. <http://doi.org/10.1128/CMR.19.1.165-256.2006>
- European Commission. s.f. Creating Markets for renewable energy technologies. Disponible en: www.erec.org/fileadmin/erec.../Brochure5_bioetanol_low_res.pdf [consultado el 5 de abril del 2015].
- Farías, P. E. G. y Pinto, P. S. V. 2006. Estudio del uso de los nutrientes para la levadura en fermentación con el propósito de mejorar la producción del alcohol etílico (Tesis de grado). Facultad de Ingeniería Química, Universidad de Guayaquil, Guayaquil, Ecuador. 160 pp. Disponible en: <http://repositorio.ug.edu.ec/bitstream/redug/737/1/975.pdf>
- Feiner, G. 2006. *Meat Products Handbook: Practical Science and Technology*. CRC Press, Estados Unidos. 648 pp.
- Fernández-López, C. L., *et al.* 2012. Use of sugarcane molasses “B” as an alternative for ethanol production with wild-type yeast *Saccharomyces cerevisiae* ITV-01 at high sugar concentrations. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 35(4), 605–614. <http://doi.org/10.1007/s00449-011-0633-9>.
- Finnerty, John D. 1998. *Financiamiento de proyectos: técnicas modernas de ingeniería económica*. Traducción por Rodolfo Navarro Salas. 1ª ed. Naucalpan de Juárez, Edo. de México. Prentice-Hall Hispanoamericana, S.A. 382 págs.
- Freese, E.; Sheu, C. W. y Galliers, E. 1973. Function of Lipophilic Acids as Antimicrobial Food Additives. *Nature*. 241(5388): 321–325. <http://doi.org/10.1038/241321a0>
- Fundación Iberoamericana para la Gestión de la Calidad (FUNDIBEQ). *Diagrama de flujo*. <http://www.fundibeq.org/openncms/openncms/PWF/home/index/index.html> [28 de mayo de 2015]
- Gallego, J. G. 2008. *Maridaje, enología y cata de vinos*. Málaga: Innovación Y Cualificación. 345 pp.
- Gallo, C.R. y Canhos, V. P. 1991. Contaminantes bacterianos na fermentação alcoólica-revisão. *Stab Açúcar, Álcool e Subprodutos* 9(4/5): 35-40.

- Gilces, E. y Veloz, P. 2006. Estudio del uso de los nutrientes para la levadura en fermentación con el propósito de mejorar la producción de alcohol etílico. (Tesis de grado). Universidad de Guayaquil, Ecuador. Disponible en: <http://repositorio.ug.edu.ec/bitstream/redug/737/1/975.pdf> [consultado el 5 de abril del 2015].
- Gnansounou, E. y Dauriat, A. 2005. Ethanol fuel from biomass: A review. *Journal of Scientific & Industrial Research*. 64: 809–821.
- Goldemberg, J. 2013. Sugarcane Ethanol: Strategies to a Successful Program in Brazil. En: J. W. Lee (Ed.), *Advanced Biofuels and Bioproducts*. Springer, New York. Pp. 13-20.
- Gomez-Pastor, R., Perez-Torrado, R., Garre, E., & Matall, E. 2011. Recent Advances in Yeast Biomass Production. In M. D. Matovic (Ed.), *Biomass - Detection, Production and Usage*. InTech. 492 pp.
- Gonçalves, G. y Ruas, L. 2010. Produção de etanol. Disponible en: <http://www.ebah.com.br/content/ABAAABRQsAJ/producao-etanol> [consultado el 5 de abril del 2015].
- Gopal, A. R., y Kammen, D. M. 2009. Molasses for ethanol: the economic and environmental impacts of a new pathway for the lifecycle greenhouse gas analysis of sugarcane ethanol. *Environmental Research Letters*, 4(4), 044005. <http://doi.org/10.1088/1748-9326/4/4/044005>
- Granchi, L., Bosco, M., Messini, A. y Vincenzini, M. 1999. Rapid detection and quantification of yeast species during spontaneous wine fermentation by PCR-RFLP analysis of the rDNA ITS region. *Journal of Applied Microbiology*. 87: 949–956.
- Guillamón, J.M., *et al.* 1998. Rapid identification of yeast species based on RFLP analysis of the ribosomal ITS regions. *Archives of Microbiology*. 169, 387–392.
- Guzmán, R., y Leiva, P. 1988. Código Sanitario y sus Decretos Reglamentarios. Colombia: Unidad de Publicación del Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura. 468 pp.
- Hansen, A. 2005. Ethanol -diesel fuel blends- a review. *Bioresource Technology*. 96(3): 277–285. <http://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.04.007>

- Hanser A.C.; Zhang, Q.; Line P.W. 2005. Ethanol-diesel fuel blends-a review. *Bioresur Technol*, 96(3), 277–285.
- Hartel, R. W. y Shastry, A. V. 1991. Sugar crystallization in food products. *Critical Reviews in Food Science and Nutrition*. 30(1): 49–112. <http://doi.org/10.1080/10408399109527541>
- Hauser, B. 1995. *Practical Hydraulics Handbook*. Segunda Edición. CRC Press, Estados Unidos. 368pp.
- Health Canada. (2015). pH of Drinking Water. Disponible en: http://www.hc-sc.gc.ca/ewh-semt/consult/_2015/ph/draft-ebauche-eng.php [consultado el 28 de noviembre del 2015].
- Heineken University. 2007. Propagation. Disponible en: http://www.daltraining.eu/WebHelp/Heinekenbrewing2009.htm#007_Yeast_husbandry_and_handling/7.1.2._Propagation.htm [consultado el 5 de abril del 2015].
- Hernández, M. 2007. Tendencias actuales en la producción de bioetanol. Boletín No. 8. Universidad Rafael Landívar.
- Honeywell International, Inc. 2013. Process Solutions. Disponible en: [Advanced_Control_Strategies_for_Grain_Ethanol_Producers.pdf](#) [consultado el 9 de junio del 2015].
- Hugot, E. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering*. Tercera Edición. Editorial Elsevier, Estados Unidos. 1184pp.
- Instituto Colombiano de Normas Técnicas y Certificación –ICONTEC-. 1994. Norma Técnica Colombiana NTC 587. Industrias Alimentarias e Industrias de Bebidas. Melaza de Caña. Actualizado el 2003-12-11. Disponible en: <http://tienda.icontec.org/brief/NTC587.pdf> [Consultado el 13 de marzo de 2015]
- Instituto Geográfico Nacional de Guatemala. 2015. Divisiones Administrativas – DAD. Disponible en: <http://www.ign.gob.gt/servicios-wms.html#dad> [Consultado el 08 de junio de 2015]

International Standards Organization (ISO). *ISO 9000 – Quality Management*. http://www.iso.org/iso/home/standards/management-standards/iso_9000.htm [21 de noviembre de 2015]

Karassik, I. *et al.* 2001. *Pump Handbook*. Tercera edición. Editorial McGraw-Hill, Estados Unidos. 1790pp.

Klaushofer, H., *et al.* 1998. Microbiology. En *Sugar Technology-Beet and Cane Sugar Manufacture* (Van der Poel, P.W., Shiweck, H. y Schwartz, T., eds) pp 993-1008.

Kumar, S.; Singh, N. y Prasad, R. 2010. Anhydrous ethanol: A renewable source of energy. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 14(7): 1830–1844. <http://doi.org/10.1016/j.rser.2010.03.015>

Kurtzman, C.P. and Robnett, C.J. 2003. Phylogenetic relationship among yeasts of the ‘*Saccharomyces* complex’ determined by multigene sequence analysis. *FEMS Yeast Research*. 3: 417– 432.

Lamadrid, E. y V. Fernández. 1999. *Esquemas de Instalaciones Hidráulicas*. Universidad de Oviedo: Servicio de Publicaciones, España. 102pp.

Laopaiboon, L., y Laopaiboon, P. 2012. Ethanol production from sweet sorghum juice in repeated-batch fermentation by *Saccharomyces cerevisiae* immobilized on corncob. *World Journal of Microbiology and Biotechnology*, 28(2), 559–566. <http://doi.org/10.1007/s11274-011-0848-6>

Lazareti Vieira, A.; Madaleno, L. y Frigieri, M.C. 2014. Influência da água de diluição na contaminação do mosto de melão. Suplemento. *Ciência & Tecnologia: Fatec-JB, Jaboticabal*. 6: 58-62.

Lee, S., Speight, J. G., y Loyalka, S. K. 2014. *Handbook of Alternative Fuel Technologies*, Second Edition. Estados Unidos: CRC Press. 651 pp.

Lehninger, A. L., Nelson, D. L., & Cox, M. M. 2009. *Lehninger : principios de bioquímica*. España: Ediciones Omega, S.L. 1296 pp.

Lin, Y. y Tanaka, S. 2006. Ethanol fermentation from biomass resources: current state and prospects. *Applied Microbiology and Biotechnology*. 69(6): 627–642. <http://doi.org/10.1007/s00253-005-0229-x>

- Lobanoff, V. S., & Ross, R. R. 2013. *Centrifugal Pumps: Design and Application: Design and Application*. Elsevier.
- Lorenzo, A. 2009. Una apuesta por las energías renovables. *Revista Costa Sur*, pp. 2–6. Guatemala.
- Lucena, B. T., *et al.* 2010. Diversity of lactic acid bacteria of the bioethanol process. *BMC Microbiology*. 10(1): 298.
- Maiorella, B.; Blanch, H.W. y Wilke, C.R. 1983. By-product inhibition effects on ethanolic fermentation by *Saccharomyces cerevisiae*. *Biotechnol Bioeng.* 25(1): 103-121.
- Maça, J., y Freire, F. 2006. Renewability and life-cycle energy efficiency of bioethanol and bio-ethyl tertiary butyl ether (bioETBE): Assessing the implications of allocation. *Energy*, 31(15), 3362–3380. <http://doi.org/10.1016/j.energy.2006.03.013>
- Maturin, L. & Peeler, J.T. 2001. BAM: Aerobic Plate Count. Disponible en: <http://www.fda.gov/Food/FoodScienceResearch/LaboratoryMethods/ucm063346.htm> [Consultado el 05 de marzo de 2015]
- McAllister, E. 2013. *Pipeline Rules of Thumb Handbook: A manual of quick, accurate solutions to everyday pipeline engineering problems*. Octava edición. Editorial Elsevier, Inglaterra. 806pp.
- McCabe, W. *et al.* *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. Séptima edición. Editorial McGraw-Hill, México. 2007. 1189pp.
- McGinnis, M. y Tyring, S. 1996. *Medical Microbiology*. 4ta. Edición. University of Texas Medical Branch at Galverston. Disponible en: <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/books/NBK7627/>
- McIlvaine Company. 2015. Water treatment in the beverage industry. Disponible en: <http://www.mcilvainecompany.com/cosandbev/subscriber/filtration%20news%20draft.htm>

- Membré, J.-M.; Kubaczka, M. y Chéné, C. 1999. Combined Effects of pH and Sugar on Growth Rate of *Zygosaccharomyces rouxii*, a Bakery Product Spoilage Yeast. *Applied and Environmental Microbiology*. 65(11): 4921–4925.
- Mendes, T. A. de O., *et al.* 2013. Increase in yeast biomass production in batch and semi-continuous aerated propagators in the production of sugarcane spirit. *Brazilian Journal of Food Technology*, 16(2), 81–89.
- Minifie, B. W. 1989. *Chocolate, Cocoa and Confectionery: Science and Technology*. Third Edition. Springer Science & Business Media. United States of America. 920 pp.
- Ministerio Federal de Economía y Tecnología. Eficiencia Energética. 2010. Ministerio Federal de Economía y Tecnología, Alemania. 72pp.
- Mojovic, L., *et al.* 2009. Progress in the production of bioethanol on starch-based feedstocks. *Chemical Industry and Chemical Engineering Quarterly*. 15(4): 211–226.
<http://doi.org/10.2298/CICEQ0904211M>
- Montross, M.D., *et al.* 2009. Feasibility of Ethanol Production from Sweet Sorghum in Kentucky. Disponible en: <http://www.uky.edu/Ag/CCD/sorghumethanol.pdf> [consultado el 5 de abril del 2015].
- Naidu, A.S. 2000. *Natural food antimicrobial systems*. CRC, Boca Raton, FL. 818 pp.
- Narendranath, N. V.; Thomas, K. C. e Ingledeu, W. M. 2001. Effects of acetic acid and lactic acid on the growth of *Saccharomyces cerevisiae* in a minimal medium. *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*. 26(3): 171–177.
- Neal, A. L.; Weinstock, J. O. y Lampen, J. O. 1965. Mechanisms of Fatty Acid Toxicity for Yeast. *Journal of Bacteriology*. 90(1): 126–131.
- Nolasco, J. 2010. Eficiência de processo térmico para mostos a base de caldo de cana e melão na produção de bioetanol. (Tesis de grado). Universidade Estadual de Campinas, Brasil.

- Normativa sueca para agua potable. 2001. Livsmedelsverkets föreskrifter om dricksvatten. Disponible en: <http://www.livsmedelsverket.se/globalassets/om-oss/lagstiftning/dricksvatten---naturl-mineralv---kallv/slvfs-2001-30-kons.pdf> [consultado el 16 de julio del 2015].
- O'Brien, S. S. 2004. Bacterial contamination of commercial yeast. Faculty of Science, University of the Witwatersrand. 179 pp. Disponible en: <http://wiredspace.wits.ac.za/handle/10539/261>
- Office of The Federal Register. 2014. Code of Federal Regulations. Title 27 Alcohol, Tobacco Products and Firearms Parts 1 to 39. Vol 1. IntraWEB, LLC. 950 pp.
- Olbrich, H. 2006. The molasses. Biotechnologie-Kempe GmbH. 131 pp. Disponible en: http://kempetrade.de/Molasses_OLBRICH.pdf
- Oram, B. 2015. Chlorination of Drinking Water. Disponible en: <http://www.water-research.net/index.php/water-treatment/tools/chlorination-of-water> [consultado 6 de diciembre del 2015].
- Ozone Solution. 2015. High Flow Ozone Destruct Unit. Disponible en: <http://www.ozonesolutions.com/journal/tag/ozone-destruct/> [consultado el 8 de diciembre del 2015].
- Paasi, J., *et al.* 2009. Delivery of Biofuels-Proyect Biojaku. Final report. Disponible en: http://www2.vtt.fi/inf/julkaisut/muut/2008/VTT-R-07049-08_GB.pdf [Consultado el 12 de marzo de 2015]
- Patnaik, P. 2007. A Comprehensive Guide to the Hazardous Properties of Chemical Substances. Tercera Edición. Editorial John Wiley & Sons, Inc, Estados Unidos. 1059pp.
- Pedroza, J. 2011. Biocombustibles en Guatemala. Disponible en: <http://www.cepal.org/drni/noticias/noticias/8/45098/FranciscoPedrosa.pdf> [consultado el 5 de abril del 2015].
- Pepper, I.L.; Gerba, C.P. y Brendecke, J.W. 2005. Environmental Microbiology: A Laboratory Manual. Second Edition. Academic Press, Inc., Estados Unidos. 209 pp.

- Pequenín, A.; Asensi, J. C. y Gomis, V. 2010. Isobaric Vapor–Liquid–Liquid Equilibrium and Vapor–Liquid Equilibrium for the Quaternary System Water–Ethanol–Cyclohexane–Isooctane at 101.3 kPa. *Journal of Chemical & Engineering Data*. 55(3): 1227–1231. <http://doi.org/10.1021/jc900604a>
- Pérez Martínez, L.F. 2007. Iniciativa de Ley No. 3469. Realizada por la Comisión de Energía y Minas. Guatemala, ciudad de Guatemala. Disponible en: http://ceur.usac.edu.gt/Biocombustibles/83_LEY_DE_ALCOHOL_CARBURANTE_675.pdf [Consultado el 12 de marzo de 2015]
- Perry, R. y D. Green. 2001. Manual del Ingeniero Químico. Séptima edición. Editorial McGraw-Hill, España. 816pp.
- Perry, R. y D. Green. 2008. Perry's Chemical Engineers' Handbook. Octava edición. Editorial McGraw-Hill, Estados Unidos. 2735pp.
- Piard, J. C. y Desmazeaud, M. 1991. Inhibiting factors produced by lactic acid bacteria. 1. Oxygen metabolites and catabolism end-products. *Le Lait*. 71(5): 525–541. <http://doi.org/10.1051/lait:1991541>
- Piggot, R. 2003. Treatment and fermentation of molasses when making rum-type spirits. En: *The Alcohol TextBook*. 4th Edition. Jacques, K.A.; Lions, T.P. y Kelsall, D.R. pp. 75-84.
- Piskur, J., Rozpedowska, E., Polakova, S., Merico, A., y Compagno, C. 2006. How did *Saccharomyces* evolve to become a good brewer? *Trends in Genetics*, 22(4), 183–186. <http://doi.org/10.1016/j.tig.2006.02.002>
- Ponce, M. 2011. Aprovechamiento de levadura recuperada de la fermentación en una destilería (Tesis de grado). Universidad de Guayaquil, Ecuador.
- Pons, M. *et al.* 1986. Influence of acetate on grown kinetics and production control of *Saccharomyces cerevisiae* on glucose and ethanol. *Applied. Microbiology and Biotechnology* 24(3): 193-198.
- Puig, A. *et al.* 2007. Aplicación de alta presión de homogenización en mostos como alternativa a la acción antimicrobiana del sulfuroso. *Universitat Autònoma de Barcelona*. 1-10 pp. http://www.gencat.cat/salut/acsa/html/ca/dir1311/dd16608/p_puig1.pdf

- Ramchandram, D. *et al.* 2013. Use of Treated Effluent Water in Cellulosic Ethanol Production. Disponible en: http://www.istc.illinois.edu/info/library_docs/TR/TR049.pdf [consultado el 9 de diciembre del 2015].
- Rawlings, J. B.; Miller, S. M. y Witkowski, W. R. 1993. Model identification and control of solution crystallization processes: a review. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 32(7): 1275–1296. <http://doi.org/10.1021/ie00019a002>
- Ray, B., y Bhunia, A. 2013. *Fundamental Food Microbiology*. Fifth Edition. CRC Press, New York. 626 pp.
- Raza, A. 2013. Sizing, Specifying and Selecting Centrifugal Pumps. *Chemical Engineering* [Estados Unidos]. 43-47pp.
- Reed, G. y Nagodawithana, T. W. 1991. *Yeast Technology*. Second Edition. Van Nostrand Reinhold, New York. 454 pp.
- Remington, J.P. y Beringer, P. 2006. *Remington: the science and practice of pharmacy*. 21st edition. Editorial Lippincott Williams & Wilkins. Philadelphia. 2393 pp.
- Renewable Fuels Association – RFA. 2014. World Fuel Ethanol Production. Disponible en: <http://ethanolrfa.org/pages/World-Fuel-Ethanol-Production> [Consultado el 23 de marzo 2015]
- Reyes Ordóñez, A.R. 2008. Diseño del pavimento rígido para la colonia peña flor 1 y drenaje sanitario para la colonia Santa Marina, Siquinalá, Escuintla. (Trabajo de graduación). Facultad de Ingeniería, Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala. 112 pp.
- Rosa, C. A., y Péter, G. 2006. *The Yeast Handbook: Biodiversity and Ecophysiology of Yeasts*. Springer Science & Business Media. Germany. 578 pp.
- Rosemount Inc. 2013. *Fundamentals of Control*. Rosemount Inc, Estados Unidos. 18pp.
- Rothschild, L.J. y Mancinelli, R.L. 2001. Life in extreme environments. *Nature*. 409: 1092-1101.
- Royo, E y C. Hasta. 1996. *Hasta. Bombas Centrífugas*. Segunda edición. Editorial Thomson, México. 120pp.

- Russell, I. 2003. Understanding yeast fundamentals. En: The Alcohol TextBook. 4th Edition. Jacques, K.A.; Lions, T.P. y Kelsall, D.R. pp. 85-119.
- Safe Drinking Water Foundation. 2015. Water Quality Tests. Disponible en: http://www.safewater.org/PDFS/communitywatertestkit/Water_Quality_Tests.pdf [9 de diciembre del 2015].
- Saldarriaga, J. Hidráulica de Tuberías: *Abastecimiento de agua, redes y riegos*. Editorial Alfaomega, Colombia. 2007. 690pp.
- Santibañez, María C. 1983. Tecnología azucarera. <http://www.ecured.cu> [19 de septiembre de 2015]
- Sapag Chaín, Nassir. 2007. *Proyectos de inversión: formulación y evaluación*. 1ª ed. Naucalpan de Juárez, Edo. de México. Pearson Educación de México S.A. de C.V. 486 págs.
- Schifferdecker, A. J., *et al.* 2014. The wine and beer yeast *Dekkera bruxellensis*. *Yeast*. 31(9): 323–332. <http://doi.org/10.1002/yea.3023>
- Shapouri, H., y Gallanger, P. 2002. USDA's 2002 Ethanol Cost of Production Survey. U.S. Department of Agriculture. Disponible en: http://www.globalbioenergy.org/uploads/media/0507_USDA-_CostOfProduction.pdf [consultado el 5 de abril del 2015].
- Shashi, E. *Piping Calculations Manual*. Editorial McGraw-Hill, Estados Unidos. 2005. 667pp.
- Silva García, M.C. 2006. Técnico Especialista en Laboratorio de Atención Primaria del Instituto Catalán de la Salud. Temario. Volumen II: Editorial MAD, S.L. España.
- Skinner, K. A. y Leathers, T. D. 2004. Bacterial contaminants of fuel ethanol production. *Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology*. 31(9): 401–408. <http://doi.org/10.1007/s10295-004-0159-0>
- SLVFS. 2001. Livsmedelsverkets föreskrifter om dricksvatten. Disponible en: <http://www.livsmedelsverket.se/globalassets/om-oss/lagstiftning/dricksvatten---naturl-mineralv---kallv/slvfs-2001-30-kons.pdf> [consultado el 4 de abril del 2015].

- Smith, J. *et al.* 2007. *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. Séptima Edición. Editorial McGraw-Hill, México. 816pp.
- Sobrinho, V. dos S., da Silva, V. C. F., y Cereda, M. P. 2012. Fermentation of sugar cane juice (*Sacharum officinarum*) cultivar RB 7515 by wild yeasts resistant to UVC. *Journal of Biotechnology and Biodiversity*, 2(1). Retrieved from <http://revista.uft.edu.br/index.php/JBB/article/viewArticle/219>
- Squillace, P. J., *et al.* 1996. Preliminary assessment of the occurrence and possible sources of MTBE in groundwater in the United States, 1993-1994. *Environmental Science & Technology*. 30(5): 1721–1730.
- SUCROMER S.A. de C.V. *Estudio de factibilidad para la instalación de una destilería de etanol en Atencingo*. <http://www.sagarpa.gob.mx/Delegaciones/puebla/Documents/Evaluaciones%20Externas/2011/Estudio%20Fact%20Int%20Destileria%20Etanol%20Atencingo.pdf> [25 de junio de 2015]
- Sun, Y., y Cheng, J. 2002. Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. *Bioresource Technology*, 83(1), 1–11.
- Superintendencia de Bancos de Guatemala (SIB). *Sector azucarero: Análisis de sectores económicos*. http://www.sib.gob.gt/c/document_library/get_file?folderId=471455&name=DLFE-9610.pdf [24 de junio de 2015]
- Superintendencia de Bancos. 2010. Análisis Cuatrimestral de sectores económicos. Disponible en: http://www.sib.gob.gt/c/document_library/get_file?folderId=471454&name=DLFE-9309.pdf [consultado el 4 de abril del 2015].
- Tabacal Agroindustria (Ed.). 2012. *Elaboración de alcohol etílico*. Disponible en: http://www.tabacal.com.ar/web/files/ELABORACION_ALCOHOL.pdf [Consultado el 07 de abril de 2015]
- Taherzadeh, M. 1999. *Ethanol from lignocellulose: Physiological Effects of Inhibitors and Fermentation Strategies*. Chalmers University of Technology, Göteborg, Suiza.

- Taherzadeh, M. y Karimi, K. 2007. Acid-based hydrolysis process for ethanol from lignocellulosic materials: a review. *BioResources*, 2(3), 472–499.
- Tavares, F. C. A. 1995. Control of spoilage yeasts in fuel ethanol production. *Biotechnology Letters*. 17(10): 1121–1126. <http://doi.org/10.1007/BF00143114>
- Tesfaw, A., y Assefa, F. 2014. Current Trends in Bioethanol Production by *Saccharomyces cerevisiae* : Substrate, Inhibitor Reduction, Growth Variables, Coculture, and Immobilization. *International Scholarly Research Notices*, vol. 2014, 1–11. <http://doi.org/10.1155/2014/532852>
- Thomas, K. C.; Hynes, S. H. e Ingledew, W. M. 2002. Influence of medium buffering capacity on inhibition of *Saccharomyces cerevisiae* growth by acetic and lactic acids. *Applied and Environmental Microbiology*. 68(4): 1616–1623.
- Thumann, Albert y Younger, William J. 2003. *Handbook of Energy Audits*. 6^a ed. Lilburn. 440 págs.
- Tortora, G.J.; Funke, B.R. y Case, C.L. 2007. Introducción a la microbiología. Novena edición. Editorial Médica Panamericana. Buenos Aires, Argentina. 988 pp.
- Tournas, V. *et al.* 2001. BAM: Yeasts, Molds and Mycotoxins. Disponible en: <http://www.fda.gov/Food/FoodScienceResearch/LaboratoryMethods/ucm071435.htm> [Consultado el 05 de marzo de 2015]
- Towler, G. P., & Sinnott, R. K. (2013). *Chemical engineering design: principles, practice, and economics of plant and process design* (2nd ed). Boston, MA: Butterworth-Heinemann.
- Tracey, R. P.; Vuuren, H. J. J. van y du Toit, D. S. 1984. A method for the detection of *Issatchenkia orientalis* in a baker's yeast factory. *Applied Microbiology and Biotechnology*. 19(2): 131–133. <http://doi.org/10.1007/BF00302454>
- U.S. Department of Energy. s.f. Ethanol-Blended Fuels. Disponible en: http://www.nrel.gov/education/pdfs/educational_resources/high_school/teachers_guide_ethanol.pdf [Consultado el 23 de marzo de 2015]

- U.S. Grain Council. 2013. Producción de etanol y sus coproductos. Procesos de molienda en seco y húmeda. Disponible en: <http://www.grainslta.org/wp-content/uploads/2014/10/b863741d29e0dcb05246d1e41b11936c.pdf> [consultado el 5 de abril del 2015].
- United States Department of Agriculture – USDA-. 1983. United States Standards for Grades of Orange Juice. Disponible en: <http://www.ams.usda.gov/AMSV1.0/getfile?dDocName=STELDEV3011864> [Consultado el 12 de marzo de 2015].
- US Environmental Protection Agency. 1999. Ultraviolet Radiation. Disponible en: http://water.epa.gov/lawsregs/rulesregs/sdwa/mdbp/upload/2001_01_12_mdbp_alter_chapt_8.pdf [consultado el 23 de noviembre del 2015].
- US EPA. 1991. Technologies for Upgrading Existing or Designing New Drinking Water. CRC Press. 224pp.
- Van Dijken, J. P. y Scheffers, W. A. 1986. Redox balances in the metabolism of sugars by yeasts. *FEMS Microbiology Reviews*. 1(3-4): 199–224.
- Vigentini, I., *et al.* 2008. Physiological and oenological traits of different *Dekkera/Brettanomyces bruxellensis* strains under wine-model conditions. *FEMS Yeast Research*. 8(7): 1087–1096. <http://doi.org/10.1111/j.1567-1364.2008.00395.x>
- Virto, R. *et al.* 2005. Membrane Damage and Microbial Inactivation by Chlorine in the Absence and Presence of a Chlorine-Demanding Substrate. *Appl Environ Microbiol* 71(9): 5022-5028.
- Volk, M. 2013. Pump Characteristics and Applications. Tercera Edición. CRC Press, Estados Unidos. 516 Walker, G. M. (2010). Bioethanol: Science and technology of fuel alcohol (Primera ed.). Dinamarca: Graeme M. Walker & Ventus Publishing. 97 pp.
- Walker, G. M. 2010. Bioethanol: Science and technology of fuel alcohol (1st ed.). Copenhagen: Ventus Publishing ApS. 116 pp. Disponible en: <http://bookboon.com/int/student/chemical/bioethanol-science-andtechnology-of-fuel-alcohol>
- Weishaar, J. *et al.* 2003. Evaluation of Specific Ultraviolet Absorbance as a Indicator of the Chemical composition and Reactivity of Dissolved Organic Carbon. *Environ. Sci. Technol.* 37: 4702-4708.

- Wheals, A. E., *et al.* 1999. Fuel ethanol after 25 years. *Trends in Biotechnology*. 17(12): 482–487.
- White, T.J., Bruns, T., Lee, S y Taylor, J. 1990. Amplification and direct sequencing of fungal ribosomal RNA genes for phylogenetics. In *PCR Protocols: A Guide for Methods and Applications* ed. Gelfand, D.H., Sninsky, J.J., Innis, N. and White, T. pp. 315–322.
- World Fuel Ethanol Production. (n.d.). Ethanol. Disponible en: <http://www.ethanolrfa.org/pages/World-Fuel-Ethanol-Production> [consultado el 5 de abril del 2015].
- World Watch Institute. 2006. Biofuels for transportation. Global potential and implications for sustainable agriculture and energy in the 21st century. Disponible en: <http://www.worldwatch.org/system/files/EBF038.pdf> [consultado el 5 de abril del 2015].
- Wyman, C. 1996. *Handbook on Bioethanol: Production and Utilization*. Estados Unidos: CRC Press. 446 pp.
- Wyman, C.E. 1996. *Handbook on bioethanol: production and utilization*. Taylor & Francis, Washington, DC. 424 pp.
- Yang, R. 2012. Production of Ethanol from Sudanese Sugar Cane Molasses and Evaluation of Its Quality. *Journal of Food Processing & Technology*. 03(07): 1-3. <http://doi.org/10.4172/2157-7110.1000163>
- Yang, S.-T.; El-Ensashy, H. y Thongchul, N. 2013. *Bioprocessing Technologies in Biorefinery for Sustainable Production of Fuels, Chemicals, and Polymers*. John Wiley & Sons, Hoboken, New Jersey. 488 pp.
- Young, S. 1902. LXXIII. -The preparation of absolute alcohol from strong spirit. *Journal of the Chemical Society, Transactions*. 81: 707-717. <http://doi.org/10.1039/ct9028100707>
- Zamboni, T. V., *et al.* 2013. Sistemas filtrantes no controle de contaminantes na água de diluição do mosto de melão. *Ciência & Tecnologia*, 5(Supl.). Disponible en: <http://www.citec.fatecjab.edu.br/index.php/files/article/download/380/356>
- Zheng, Y., *et al.* 2013. Dilute acid pretreatment and fermentation of sugar beet pulp to ethanol. *Applied Energy*, 105, 1–7.

Zheng, Y., *et al.* 2012. Integrating sugar beet pulp storage, hydrolysis and fermentation for fuel ethanol production. *Applied Energy*, 93, 168–175. <http://doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.12.084>

XII. ANEXOS

A. Recursos materiales

1. Recursos materiales utilizados para llevar a cabo la metodología del Módulo I

Reactivos	Cristalería	Equipo
Ampollas de plástico con 2 mL de medio ENDO marca Merck Millipore © para la detección de coliformes totales en agua.	Erlenmeyers de 250 mL marca PYREX ®	Campana de flujo laminar marca Labconco, Purifier Class II Biosafety Cabinet.
Ampollas de plástico con 2 mL de medio m-Green marca Merck Millipore © para la detección de mohos y levaduras en agua.	Pipetas descartables de 25± 0.10 mL marca Marienfeld ® (número de catálogo 1903130)	Autoclave Market Forge Sterilmastic STME-L Bench-model or Floor-model.
Ampollas de plástico con 2 mL de medio TGE con TTC (Extracto de glucose triptona con cloruro de tetrazolio) marca Merck Millipore © para la detección de bacterias heterotróficas en agua.	Kitasatos de 500 mL marca Marienfeld ®	Incubadora a 36±1°C marca LabLine Imperial III modelo 311

(continua en la siguiente página)

Reactivos	Cristalería	Equipo
Kit de Dureza Aquamerck ®	Frascos de jalea con capacidad de 250 mL	Incubadora Blue M modelo 100A a 28±1°C
Reactivo FerroVer HACH	Celda para el colorímetro HACH	55-Plus™ Monitor marca Millipore con filtros de nitrocelulosa de 0.45 µm
	Probeta graduada de 100 mL marca KIMAX ®	Bolsas estériles Whirl-Pak ® con capacidad de 710 mL.
		Colorímetro DR/890 marca HACH
		Medidor de pH marca pHTestrs ®
		Bomba de vacío marca Millipore ©
		Termómetro PYREX
		Agitador tipo vórtex, marca IKA® MS1 Shaker (No. de catálogo: Z404047).
		Agitador orbital (Orbital Shaker Incubator) ThermoScientific MaxQ400

2. Recursos materiales utilizados para llevar a cabo la metodología del Módulo II.

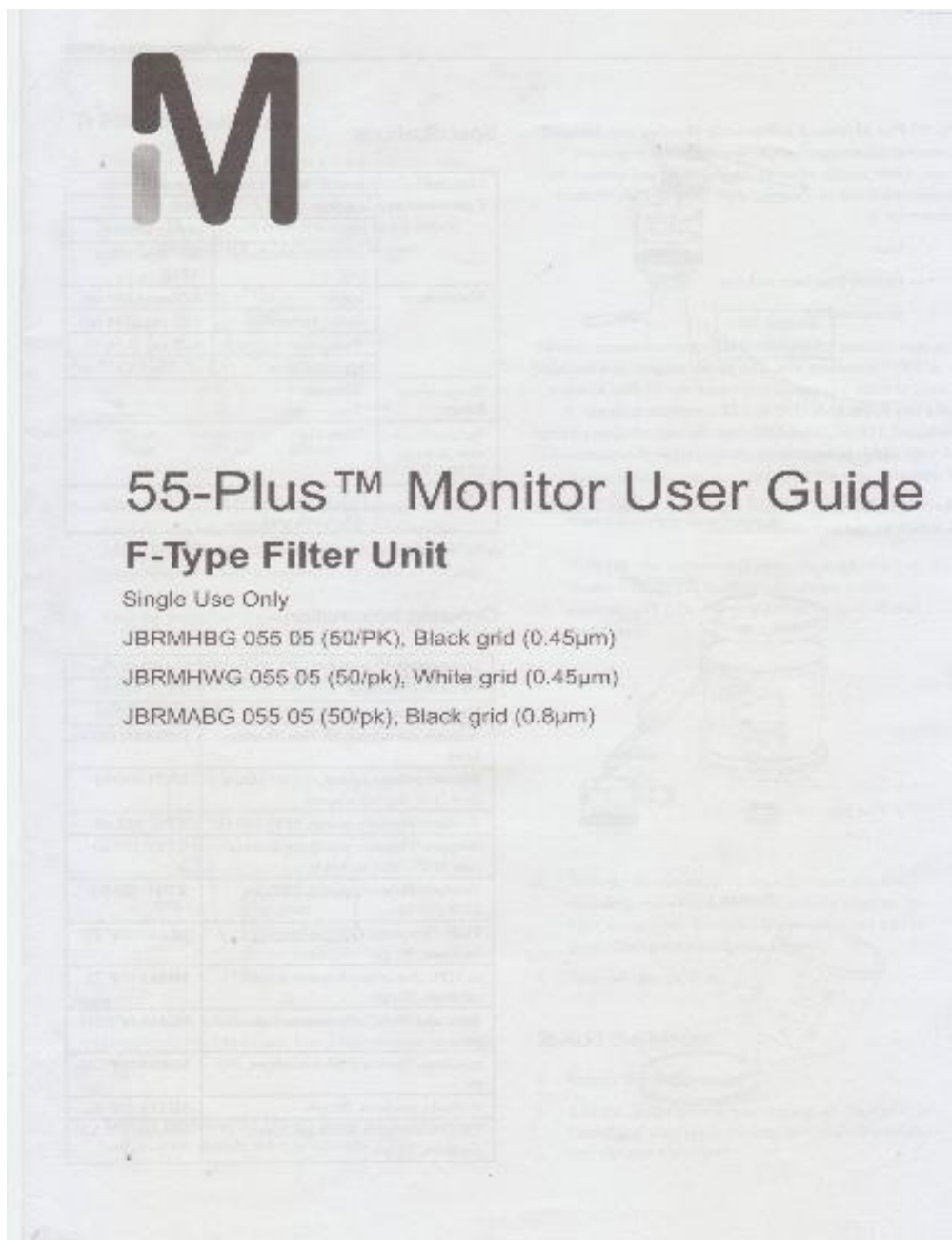
Reactivos	Cristalería	Equipo
3M™ Petrifilm™ Yeast and Mold Count Plates marca Merck, No. de catálogo: 6407.	Matraz de Erlenmeyer de 125 mL marca KIMAX®.	Campana de flujo laminar marca Labconco, Purifier Delta Series Class II Biosafety Cabinet.
3M™ Petrifilm™ Aerobic Count Plates marca Merck, No. de catálogo: 6400.	Tubos autoclaveables de 15 mL con tapadera de rosca.	Micropipetas automáticas de 100 a 1000 µL marca Eppendorf Reference® con sus respectivos “tips”.
“Plate Count Agar” (PCA) marca Merck KGaA, No. de catálogo: 1054630500.	Recipientes autoclaveables de 250 mL, con tapadera de rosca marca KIMAX®.	Balanza semianalítica marca OHAUS, Scout™ Pro (400 g de capacidad, ± 0.1 g).
“Dichloran Rose Bengal Chloramphenicol” marca Merck, No. de catálogo: 1004660500.	Matraz de Erlenmeyer de 1 L marca PYREX®.	Autoclave Market Forge Sterilmastic STME-L Bench-model or Floor-model.
Estándares de pH 4, 7 y 9.	Probeta graduada de 100mL marca KIMAX®.	Incubadora a 36 ± 1 °C marca Lab-Line Imperial III Incubator Model 311.
	Pipetas graduadas de 10 ± 0.050 mL marca Marienfeld®, No. de catálogo: 1903110.	Balanza analítica marca Ohaus, Explorer (210 g de capacidad, ± 0.0001 g).

(continua en la siguiente página)

Reactivos	Cristalería	Equipo
		Incubadora a $25^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$ marca VWR.
		Placas de Petri (15 x 1000 mm).
		Potenciómetro marca Thermo Scientific, Orion 2 Star.
		Baño de María con termómetro marca VWR (200 $^{\circ}\text{C}$ de capacidad, $\pm 0.01^{\circ}\text{C}$).
		Termómetro marca PYREX® (capacidad de 100 $^{\circ}\text{C}$, $\pm 0.5^{\circ}\text{C}$).
		Estufa con agitación magnética marca CORNING, modelo 84303-55.
		Agitador electromagnético.
		Termómetro de cocina para dulces marca Fox Run (capacidad de 23 a 204 $^{\circ}\text{C}$).
		Agitador para incubación (Agitadores orbitales o Shaker) Barnstead Thermolyne marca Thermo Scientific (No. de referencia: SHKA4000).
		Agitador tipo vórtex, marca IKA® MS1 Shaker (No. de catálogo: Z404047).

B. Guías y manuales:

1. Manual 55-Plus™ Monitor marca Millipore®

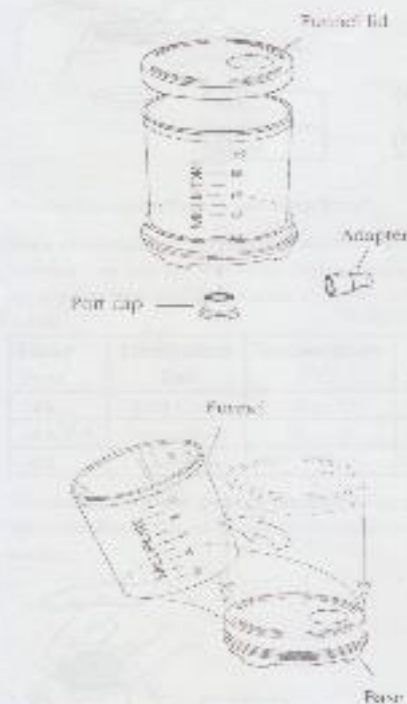


The 55 Plus Monitor is a disposable (0.1 micron) unit designed to recover microorganisms in beverages and in process water. Filter sample volume up to 100 mL and connect the disassembled unit to a culture dish. The 55 Plus Monitor consists of:

- base
- bottom part, hole and cap
- funnel and lid

The base is made of a graded MF-type membrane bonded to an AP10 absorbent pad. The plastic adapter (not included) is used to make a connection between the 55 Plus Monitor and a No. 8, one hole (3/8 in. I.D.) neoprene stopper. A graduated, 110 mL funnel fits onto the base and has a funnel lid, with a built-in magnifying glass on top for examination of discrete, pinpoint colonies.

The 55 Plus Monitor has been exposed to gamma irradiation to reduce its inherent microbial load.



Specifications

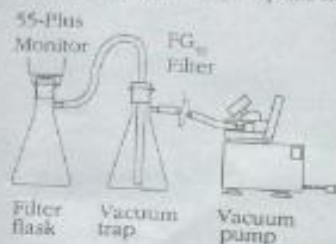
Materials of Construction	funnel, lid, and base	styrene
	adapter	PVC
	cap	polyethylene
	cellulose absorbent pad	MF-Type filter AP10
Dimensions	height	6.25 cm (2.46 in.)
	diam., assembled	6.25 cm (2.46 in.)
	diam. base w/cover	5.25 cm (2.06 in.)
	filtration area	21.4 cm ² (3.27 in. ²)
Temperature Range	Ambient	
Vacuum Pressure limit at 25°C	30 in. Hg	
Filter types	DA, white or black grid	
	AA, black grid	

Ordering Information

Description	Quantity No.
Vacuum filter disk	XX10 047 05
Neoprene stopper, 28, 5/pkg, 3/8" I.D.	XX20 047 18
Adapter connector, 55-Plus Monitor, 5/pkg	JBRM00 055 05
Silicone rubber tubing, 3/16" I.D., 4 1/2 ft (137 cm) w/adapter	XX71 000 04
Vacuum/Pressure pump, 115V/60 Hz	W051 115 60
Vacuum/Pressure pump application only, 100V/50 Hz/60 Hz	W051 100 60
Vacuum/Pressure pump, 220V or 240V/50 Hz	W051 220 50
TGS (Tryptone-Glycerol) medium, 50/pkg	MHAC 00P 2T
m-TPC (Microphosphate) medium, 50/pkg	MHAC 00P 2S
Yeast and Mold Selective medium, 50/pkg	MHAC 00P 8M
24 Green Yeast and Mold medium, 50/pkg	MHAC 00P 2M
24-Ethyl acetate, 50/pkg	MHAC 00P 2E
Try (Preservative Resistant) Yeast medium, 50/pkg	MHAC 00P Y2

To Filter the Sample

1. Connect a 1-liter filter flask to a 1-liter vacuum trap flask with a short piece of vacuum tubing. The tubing is available in 4.5 in. length and can be cut as needed. Make certain both flasks are fitted with a No. 8, one hole (3/8" I.D.) neoprene stopper.



2. Use a short piece of silicone tubing to connect the vacuum trap to a Millex® FG₃₀ Filter. Connect the Millex-FG₃₀ Filter to a vacuum/pressure pump (or other vacuum source) with a second, short piece of tubing.
3. Plug the pump into a grounded, electrical outlet.
4. Remove a monitor from the package. Fit the port into the adapter, then fit the adapter into the stopper on the filter flask.



Note

If the plastic adapter is not used, fit the port into the stopper on the filter flask. Use a new stopper to ensure a tight fit.

5. Remove the funnel lid (do not touch the inner surfaces) and pour the sample into the monitor.



6. Turn on the vacuum and draw the contents through the filter. If the sample volume is greater than the funnel volume, add the balance of the sample before the sample is completely drawn through the filter, then completely filter through.
7. Turn off the vacuum and rinse the inside walls of the funnel with 20 mL to 30 mL of sterile buffer solution (pH 7.2). Allow the rinse to pool on the membrane.



8. Turn on the vacuum and draw the rinse solution, including any water left on the outside edge of the filter, completely through. Make certain no excess liquid lies on the membrane surface.
9. Turn off the vacuum.

To Add the Media

1. Remove the ampoule cap.
2. Add the media directly into the top of the filtration funnel and then apply vacuum to absorb the medium into the absorbent pad.

To Culture the Sample

1. Remove funnel from the receiver base and set aside.



2. Invert the funnel lid and place it on the laboratory bench.
3. Hold the membrane at the edges only and press it into the funnel lid on the bench. Do not press the center of the membrane. Air and any to filter drops of media may come from the pores and can be absorbed with a paper towel.



4. Put the cap on the ports, press down firmly.
5. Mark the outside of the dish and place the inverted monitor trap side up into an incubator for the appropriate time and temperature as shown in the table below.

Filter Type	Incubation Test	Temperature (°C)	Time (hours)
HA	Total Count	28 to 32	48 to 96
HA, AA	Yeast/Mold	36 to 32	48 to 96
HA	Coliforms	35	22 to 24

6. Examine the colonies through the magnifying glass on the cover. Rotate the cover to scan the entire membrane surface.



7. The filter may also be examined by removing the cover.

Note

When counting total bacteria, if there are many colonies, the number in 10 randomly located grid squares can be used to estimate the total number on the 100 filter surface. Multiply the number obtained from the 10 random squares by 21.

General Limited Warranty

Merck Millipore warrants its products will meet their applicable published specifications when used in accordance with their applicable instructions for a period of one year from shipment of the product. **MERCK MILLIPORE MAKES NO OTHER WARRANTY, EXPRESSED OR IMPLIED, INCLUDING MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE.** The warranty provided herein and for filter, specifications and description of Merck Millipore products appearing in Merck Millipore published catalogs and product literature may not be altered except by express written agreement signed by an officer of Merck Millipore. Representations and warranties, which are inconsistent with the terms of such publications, are not authorized and if given, shall not be enforceable.

In the event of a breach of the foregoing warranty, Merck Millipore's obligation shall be to repair or replace, at its option, the applicable product, at just cost, provided the customer notifies Merck Millipore promptly of any such breach. If after receiving a written notice, Merck Millipore is unable to repair or replace the product or part, then Merck Millipore shall refund to the customer all monies paid for such applicable product or part. **MERCK MILLIPORE SHALL NOT BE LIABLE FOR CONSEQUENTIAL, INCIDENTAL, SPECIAL OR ANY OTHER DAMAGES INCLUDING, BUT NOT LIMITED TO, LOSS OR PROPERTY DAMAGE INCURRED BY ANY CUSTOMER FROM THE USE OF ITS PRODUCTS.**

Technical Assistance

For more information, contact the Merck Millipore office nearest you. In the US, call (1-800-445-5476).

Outside the US, see your Merck Millipore catalogue for the phone number of the office nearest you or go to our web site at www.merckmillipore.com/office for up-to-date worldwide contact information. You can also visit the web service page on our web site at www.merckmillipore.com/technical.

2. Manual del medidor de pH.

pHTestrs® 10, 20, y 30

Nuestros más populares pHTestrs® ofrecen una pantalla más grande, y más información para hacer las mediciones más fáciles

Electrodo con diseño único de doble junta – Para una vida larga del electrodo, especialmente en aplicaciones agresivas como aguas residuales, baños de recubrimientos metálicos, ciencias de la vida, y alimentos

Cubierta a prueba de agua y de polvo – Clasificación que IP67, mantiene la integridad del medidor aún en condiciones de trabajo sucios o húmedas. Además, ¡flota!

Electrodo reemplazable módulo – Reutilice el cuerpo del tester para el ahorro de costos

Tecla de calibración con reconocimiento automático de sol. buffer (auto-buffer)

Compensación de temperatura automática (ATC) – Le da lecturas exactas, incluso con fluctuaciones de temperatura

Función retener – Congela la lectura hasta que usted la pueda registrar

Auto-diagnóstico mensajes de error – Hace más fácil la solución de problema

Apagado automático – Alarga la vida de las pilas

Características de pHTestr 10 – Calibración de tres puntos, exactitud de ± 0.1 pH

Características de pHTestr 20 – Calibración de tres puntos, exactitud de ± 0.01 pH

Características de pHTestr 30 – Calibración de tres puntos, exactitud de ± 0.01 pH, y despliegue simultáneo de temperatura



Todos los pH testrs a prueba de agua Dakon® flotan!



LCD grande

35534-30
pH Testr 30 con
doble junta a
prueba de agua



35534-30
1 año
garantía
Sólo medidor

Especificaciones

Modelo	pHTestr 10	pHTestr 20	pHTestr 30
Rango	-1.5 a 15.0 pH	-1.00 a 15.00 pH	-1.00 a 15.00 pH
Resolución	0.1 pH	0.01 pH	0.01 pH
Exactitud	± 0.1 pH	± 0.01 pH	± 0.01 pH
Muestra Temperatura	—	—	0 a 50°C (32 a 122°F)
Calibración	Tres puntos en cualquiera: pH 4.0, 6.86/7.0, o 9.18/10.0		

Compensación de temperatura: automática (ATC), de 0 a 50°C (32 a 122°F)

Temperatura de operación: 0 a 50°C (32 a 122°F)

Funciones especiales: Encendido/Apagado o Apagado Automático después de 6.5 minutos; Retener; Calibrar y Confirmar

Alimentación: cuatro pilas alcalinas de 1.5 V (incluidas), >500 horas de uso continuo; Eveready® A76 o LR44 reemplazo equivalente

Dimensiones

Unidad (sola): 16.5 x 3.8 cm dia (6 1/2" x 1 1/2")

Empacado: 18.4 x 8.4 x 5.0 cm (7 1/4" x 2 1/2" x 2")

Peso

Unidad (sola): 90 g (3.25 oz), **Empacado:** 125 g (4.5 oz)

Información para Pedidos

Número de Catálogo	Descripción	Incluye
WD-35534-10	pHTestr 10	Tester, sensor de electrodo desmontable y pilas
WD-35534-20	pHTestr 20	Tester, sensor de electrodo desmontable y pilas
WD-35534-30	pHTestr 30	Tester, sensor de electrodo desmontable, bolsas de calibración buffer y pilas

WD-35526-30 Reemplazo d sensor de electrodo para pHTestr 10, 20, y 30

WD-35534-70 Kit de calibración de pHTestr 10 incluye Testr, bolsas de calibración buffer (dos de cada uno: pH 4.01, 7.00, 10.00 y agua de enjuague), jarra para muestras y estuche resistente portátil

WD-35534-80 Kit de calibración de pHTestr incluye Testr, bolsas de calibración buffer (dos de cada uno: pH 4.01, 7.00, 10.00 y agua de enjuague), jarra para muestra, y estuche resistente portátil

WD-35534-90 Kit de calibración de pHTestr 30 incluye Testr, bolsas de calibración buffer (dos de cada uno de pH 4.01, 7.00, 10.00 y agua de enjuague), jarra para muestras y estuche resistente portátil



Tratamiento
del agua



Laboratorio

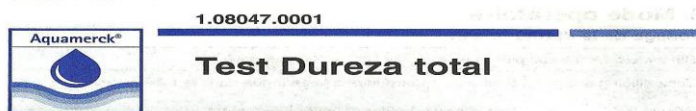


Industriales



Alimentos

3. Manual del kit de Medición de Dureza Total Aquamerck®

**1. Definición**

La dureza (dureza total) de un agua está condicionada por su contenido en sales de los metales alcalinotérreos calcio, magnesio, estroncio y bario ("formadores de dureza"). Como en el agua el estroncio y el bario en general solamente se encuentran en trazas, se define la dureza como el contenido de un agua en iones calcio, Ca^{2+} , e iones magnesio, Mg^{2+} ("iones de dureza"). Es usual que la indicación de la dureza del agua se refiera solamente al calcio, esto es, que también el contenido en iones magnesio se exprese como contenido en calcio.

Las unidades para la dureza del agua se refieren al calcio o a sus compuestos CaO ($1^\circ\text{d} \pm 10 \text{ mg/l}$ de CaO) o CaCO_3 ($1^\circ\text{e} \pm 14,25 \text{ mg/l}$ de CaCO_3 ; $1^\circ\text{f} \pm 10 \text{ mg/l}$ de CaCO_3), donde el contenido en magnesio se expresa y se incluye en el cálculo como contenido en calcio.

2. Método**Determinación volumétrica con pipeta de valoración**

Los iones calcio y magnesio forman con un indicador un complejo de color rojo. A partir de éste se libera el indicador al valorar con una solución de dihidrato de la sal disódica del ácido etilendinitrilotetraacético (Titriplex® III). En el punto final de la valoración tiene lugar un viraje a verde. La dureza total se deduce del consumo de solución valorante.

3. Intervalo de medida y número de determinaciones

Intervalo de medida ^{1), 2)}	Graduación de la pipeta de valoración	Número de determinaciones ³⁾
0,18 - 10 °f (0,1 - 5,6 °d)	0,18 °f (0,1 °d)	a 5,4 °f (3 °d)
1 - 100 mg/l de CaCO_3	1 mg/l de CaCO_3	300 a 53,5 mg/l de CaCO_3

¹⁾ con 1 carga de pipeta

²⁾ factores de conversión, ver apartado 9

³⁾ En caso de valores de dureza total superiores a 5,4 °f, el número de determinaciones posibles es inferior a 300 (ver apartado 11).

4. Campo de aplicaciones**Material de las muestras:**

Aguas subterráneas y superficiales
 Agua potable
 Aguas minerales
 Agua de calderas

5. Influencia de sustancias extrañas

Cadmio, cobalto, hierro, cobre, níquel, mercurio y cinc interfieren en la determinación.

6. Reactivos y auxiliares

Los reactivos del test son utilizables hasta la fecha indicada en el envase si se conservan cerrados entre +15 y +25 °C.

Contenido del envase:

2 frascos de reactivo H-1 (solución indicadora)
 2 frascos de reactivo H-2 (solución valorante)
 1 jeringa de plástico graduada de 5 ml
 1 recipiente de ensayo
 1 pipeta de valoración

Otros reactivos:

Tiras indicadoras universales pH 0 - 14, art. 109535
 Sodio hidróxido en solución 1 mol/l TitriPUR®, art. 109137
 Ácido clorhídrico 1 mol/l TitriPUR®, art. 109057
 Merckoquant® Tests Dureza total:
 art. 110025, intervalo de medida <5 - >37 °f o
 art. 110046, intervalo de medida >9 - >45 °f
 Aquamerck® Test Dureza total, art. 108039,
 intervalo de medida 0,36 - 35,6 °f (con 1 carga de pipeta)
 Calcio cloruro dihidrato para análisis EMSURE®, art. 102382

Envase de repuesto:**Art. 108040**

Aquamerck® Test Dureza total
 Envase de repuesto para 108047
 (reactivos sin accesorios técnicos para 300 determinaciones a 5,4 °f)

7. Preparación

- El valor del pH debe encontrarse en el intervalo 6 - 8. Si es necesario, ajustar con solución de hidróxido sódico o con ácido clorhídrico.
- Comprobar la dureza total con el test Dureza total Merckoquant®. Las muestras con elevada dureza de agua deberían determinarse con el test Dureza total Aquamerck® art. 108039.

Noviembre 2011

8. Técnica

Determinación de la dureza total:

Enjuagar varias veces el recipiente de ensayo con la muestra preparada.		
Muestra preparada (15 - 30 °C)	5 ml	Introducir con la jeringa en el recipiente de ensayo.
Reactivo H-1	3 gotas ¹⁾	Añadir y agitar por balanceo. En presencia de formadores de dureza la muestra se colorea de rojo.
Colocar la pipeta de valoración suelta sobre el frasco de reactivo H-2 abierto. Tirar lentamente del émbolo de la pipeta de valoración desde la posición más baja, hasta que el borde inferior de la junta negra del émbolo coincida con la raya de marcado cero de la escala. (Aquí se llena solamente el tubo cuentagotas con solución valorante.) Sacar la pipeta de valoración y rozar brevemente la punta del tubo cuentagotas para eliminar el exceso de líquido adherido. Lentamente y agitando por balanceo gotear luego la solución de valoración a la muestra, hasta que su color vire de rojo a verde pasando por violeta grisáceo (poco antes del viraje). Poco antes de llegar al viraje de color esperar unos segundos después de cada gota. En el borde inferior de la junta negra del émbolo leer el valor de medición en °d o en mg/l de CaCO ₃ en la correspondiente escala de la pipeta de valoración.		

¹⁾ ¡Mantener el frasco verticalmente durante la adición del reactivo!

Notas sobre la medición:

- ¡Al llenarla, la pipeta de valoración **no** debe estar firmemente enroscada con el frasco de reactivo!
- Después de acabado el análisis hacer retroceder, presionando, la restante solución de valoración desde la pipeta de valoración al frasco de reactivo H-2 y **enroscar firmemente la pipeta, en lugar de la tapa roscada, sobre el frasco de reactivo.**

Determinación de la dureza residual:

Enjuagar varias veces el recipiente de ensayo con la muestra preparada.		
Muestra preparada (15 - 30 °C)	5 ml	Introducir con la jeringa en el recipiente de ensayo.
Reactivo H-1	3 gotas ¹⁾	Añadir y agitar por balanceo.
En función de la dureza residual la solución de medición se colorea de		
	verde:	0 °f
	violeta grisáceo:	0,2 °f
	violeta rojizo:	0,9 °f
	rojo:	>0,9 °f

¹⁾ ¡Mantener el frasco verticalmente durante la adición del reactivo!

9. Conversiones

buscado dado	mmol/l de CaCO ₃ (de Ca)	mg/l de CaCO ₃	mg/l de Ca	grado francés °f	grado inglés °e	grado alemán °d
1 mmol/l de CaCO ₃ (de Ca)	1	100,1	40,08	10,01	7,02	5,61
1 mg/l de CaCO ₃	0,010	1	0,400	0,100	0,070	0,056
1 mg/l de Ca	0,025	2,50	1	0,250	0,175	0,140
1 grado francés °f	0,100	10,00	4,00	1	0,702	0,560
1 grado inglés °e	0,142	14,25	5,71	1,43	1	0,799
1 grado alemán °d	0,178	17,85	7,15	1,78	1,25	1

10. Control del procedimiento

Comprobación de los reactivos del test, del dispositivo de medición y de la manipulación:
 Disolver 3,67 g de dihidrato de cloruro cálcico en agua destilada, completar con ésta a 1000 ml y mezclar. Contenido de Ca: 1000 mg/l (± 250 °f). Diluir esta solución patrón con agua destilada a 20 mg/l de Ca (± 5,0 °f ± 50 mg/l de CaCO₃) y analizar como se describe en el apartado 8.
 Notas adicionales, ver bajo www.merck-chemicals.com/qa.

11. Notas

- Cerrar de nuevo inmediatamente los frascos tras la toma de los reactivos.
- Guardar el frasco de reactivo H-2 (solución valorante) **con la pipeta de valoración firmemente enroscada** en posición horizontal en la cavidad prevista del envase.
- Enjuagar el recipiente de ensayo y la jeringa **solamente con agua destilada**.
- En determinaciones volumétricas el consumo de solución valorante depende de la concentración de la sustancia a determinar (aquí: los iones de dureza). Las cantidades de solución indicadora y solución valorante contenidas en los frascos de reactivos están calculadas para que sean suficientes para 300 determinaciones de 5,4 °f cada una. Para aguas más blandas o más duras vale lo siguiente:

Dureza °f	Número de determinaciones	Solución indicadora	Solución valorante
0,18 - 5,4	300	es consumida	Queda un resto. insuficiente para 300 determinaciones
>5,4	<300	Queda un resto.	


- Podrá pedirse información sobre los procedimientos de eliminación bajo el Quick Link "Directrices sobre eliminación de residuos" en www.merck-chemicals.com/test-kits.

4. Método 8237 del manual del colorímetro DR/890 marca HACH ®

Method 8237


TURBIDITY (0 to 1000 FAU) For water, wastewater, and seawater

Absorptometric Method*




1. Enter the stored program number for turbidity.
Press: **PRGM**
The display will show:
PRGM ?


Note:
1 FAU=1 NTU=1 FTU when measuring formazin. These are not equivalent when measuring other types of standards or samples.




2. Press: 95 ENTER
The display will show **FAU** and the **ZERO** icon.




3. Fill a sample cell with 10 mL of deionized water (the blank).
Note: Wipe the surface of the cell with a soft cloth.
Note: For highly colored samples, use a filtered portion of sample in place of the deionized water.




4. Place the blank into the cell holder. Tightly cover the sample cell with the instrument cap.




5. Press: ZERO
The cursor will move to the right, then the display will show:
0 FAU



6. Fill another sample cell with 10 mL of sample.
Note: Mix the sample well before transferring it to the sample cell.
Note: Wipe the surface of the cell with a soft cloth.



7. Place the sample cell into the cell holder. Tightly cover the sample cell with the instrument cap.



8. Press: READ
The cursor will move to the right, then the result in Formazin Attenuation Units (FAU) will be displayed.
Note: Standard Adjust may be performed using a prepared standard (see Section I).

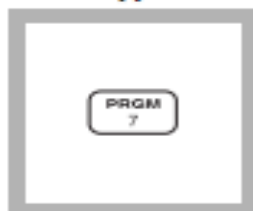
* Adapted from FWPCA *Methods for Chemical Analysis of Water and Wastes*, 275 (1969)

5. Método 8008 del manual del colorímetro DR/890 marca HACH ®

Method 8008

IRON, TOTAL (0 to 3.00 mg/L) **For water, wastewater, and seawater**

FerroVer Method (Powder Pillows or AccuVac Ampuls)
USEPA approved for reporting wastewater analysis (digestion is required; see Section 2*)



1. Enter the stored program number for iron (Fe) powder pillows.

Press: **PRGM**

The display will show:

PRGM ?

Note: Determination of total iron requires a digestion prior to analysis (see Section 2).

Note: Adjust pH of stored samples before analysis.



2. Press: **33 ENTER**
 The display will show **mg/L, Fe** and the **ZERO** icon.



3. Fill a clean sample cell with 10 mL of sample (the blank).

Note: For turbid samples, treat the blank with one 0.1-gram scoop of RoVer Rust Remover. Swirl to mix.



4. Place the blank into the cell holder. Tightly cover the sample cell with the instrument cap.



5. Press: **ZERO**
 The cursor will move to the right, then the display will show:

0.00 mg/L Fe



6. Fill another sample cell with 10 mL of sample.



7. Add the contents of one FerroVer Iron Reagent Powder Pillow to the sample cell (the prepared sample). Cap and invert to dissolve the reagent powder.

Note: Accuracy is not affected by undissolved powder.



8. Press: **TIMER ENTER**
 A three-minute reaction period will begin.

Note: An orange color will form if iron is present.

Note: Samples containing visible rust should be allowed to react at least five minutes.

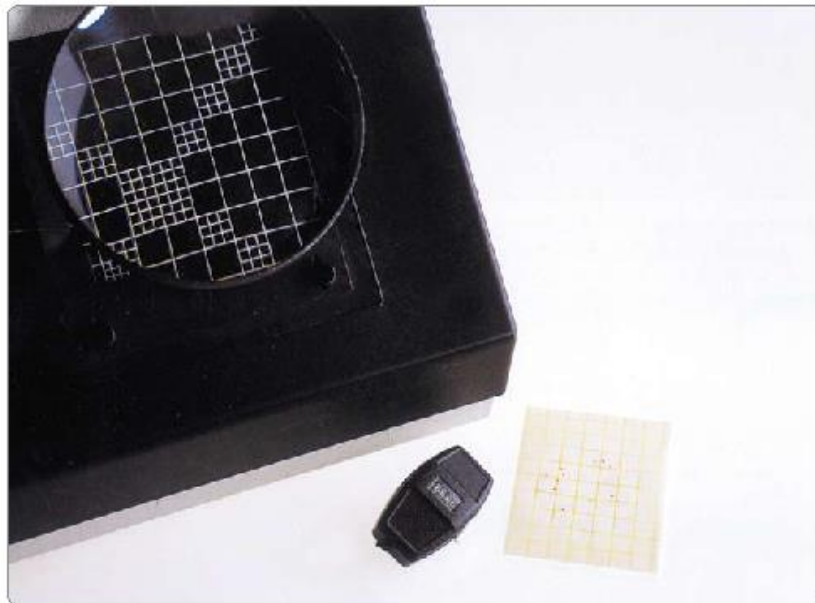
* Federal Register, 45 (126) 43459 (June 27, 1980). See also 40 CFR, part 136.3, Table IB.

6. Guía de interpretación para placas de cultivo 3M™ Petrifilm™ Aerobic Count Plate.



3M™ Petrifilm™ Aerobic Count Plates

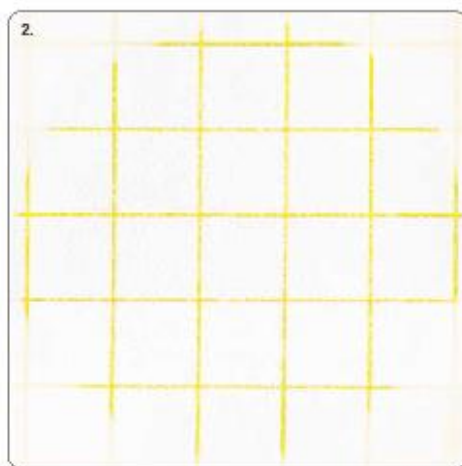
○



○

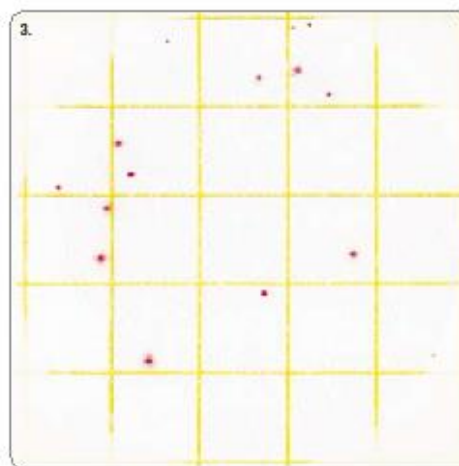


3M™ Petrifilm™ Aerobic Count Plates



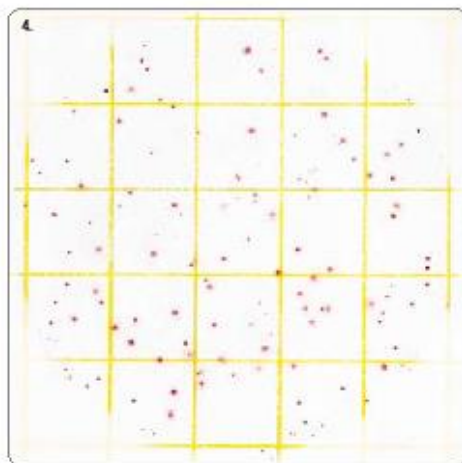
Count – 0

It is easy to interpret the Petrifilm Aerobic count plate. Figure 2 shows a Petrifilm Aerobic count plate without colonies.



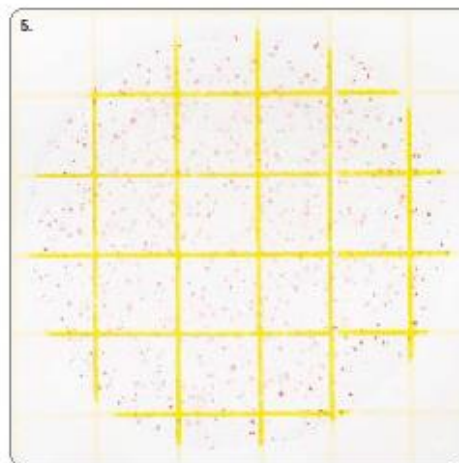
Count – 16

Figure 3 shows a Petrifilm Aerobic count plate with a few bacterial colonies. A red indicator dye in the count plate colours the colonies. Count all red colonies regardless of sizes or colour intensities. Use a standard Quebec-type counter to read the Petrifilm count plate.



Count – 143

As with an agar pour plate, the preferable counting range on a Petrifilm Aerobic count plate is 10-300 colonies. See figure 4.



Estimated count – 420

When colonies number more than 300 as in figure 5, estimate the count. Determine the average number of colonies in one square (1 cm²) and multiply it by 20 to obtain the total count per count plate. The inoculated area on a Petrifilm Aerobic count plate is approximately 20 cm².

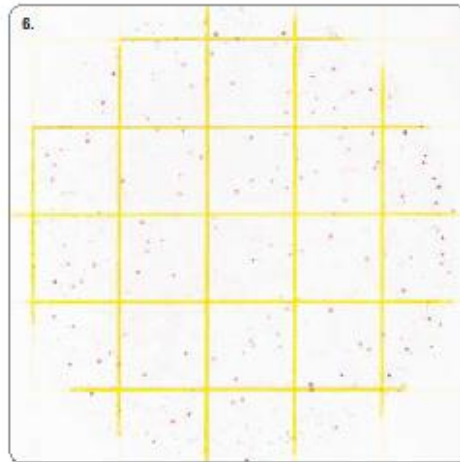
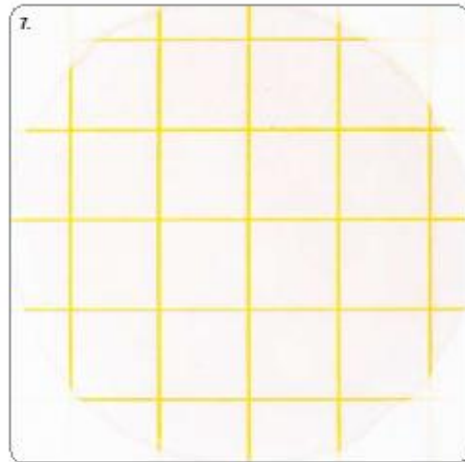
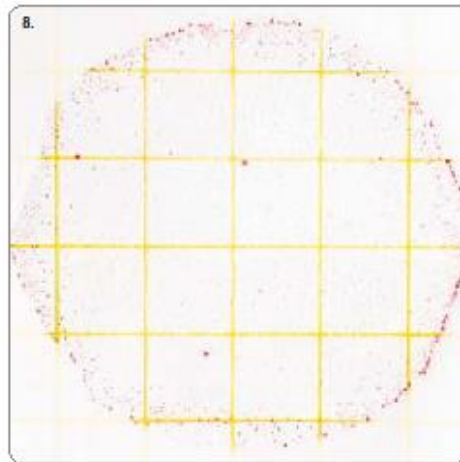
**Count – TNTC**

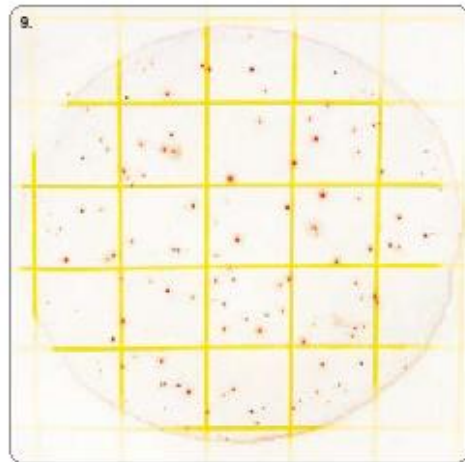
Figure 6 shows a Petrifilm Aerobic count plate with colonies that are too numerous to count (TNTC).

**Count – TNTC**

With very high counts, the entire growth area may turn pink, as shown in figure 7. You might observe individual colonies only at the edge of the growth area. Record this as a TNTC result.

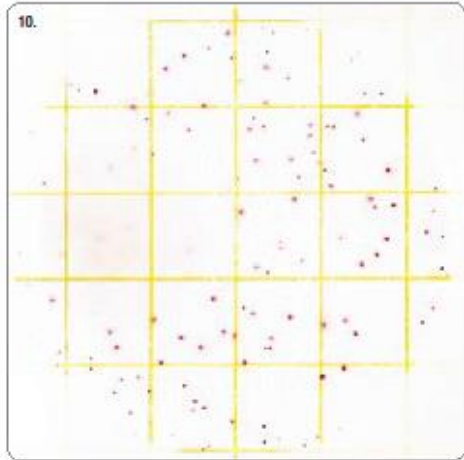
**Count – TNTC**

Occasionally, distribution of colonies appears uneven as shown in figure 8. This is also an indication of a TNTC result. In fact, the distribution is even.

**Count – TNTC**

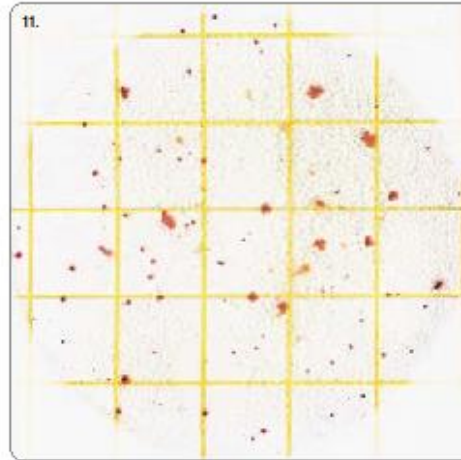
The colonies on the Petrifilm Aerobic count plate in figure 9 appear countable at first glance. However, when you look closely at the edges of the growth area, you can see a high concentration of colonies. Record this as a TNTC result.





Estimated count – 160

A few species of bacteria liquefy the gel in the Petrifilm Aerobic count plate, as shown in figure 10. When this occurs, determine the average count in a few unaffected squares and then estimate the total count. Do not count red spots within the liquefied area.



Count – 83

Colonies on Petrifilm Aerobic count plates are red and can be easily distinguished from opaque food particles that may cause confusion with agar pour plates. See figure 11.

3M™ Petrifilm™ Aerobic Count Plates

For detailed WARNINGS, CAUTIONS, DISCLAIMER OF WARRANTIES / LIMITED REMEDY, LIMITATION OF 3M LIABILITY, STORAGE AND DISPOSAL information, and INSTRUCTIONS FOR USE see product's package insert.

Reminders
for use



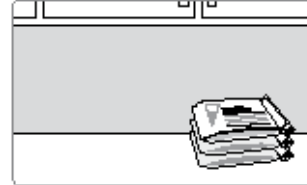
Storage



1 Refrigerate unopened packages of Petrifilm count plates. Use before expiration date on package.



2 To seal opened package, fold end over and secure with tape or a clip.



3 Keep resealed package at $\leq 21^{\circ}\text{C}$ ($\leq 70^{\circ}\text{F}$), $\leq 50\% \text{RH}$. **Do not refrigerate opened packages.** Use Petrifilm count plates within one month after opening.

Sample Preparation



4 Prepare a 1:10 or greater dilution of food product. Weigh or pipette food product into a stomacher bag, dilution bottle, or other appropriate sterile container.

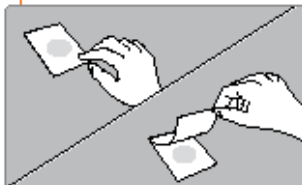


5 Add appropriate quantity of diluent. These include Standard Methods phosphate buffer, 0.1% peptone water, distilled water, phosphate buffered saline, and Butterfield's buffer. **Do not** use buffers containing sodium citrate or thio-sulfate.

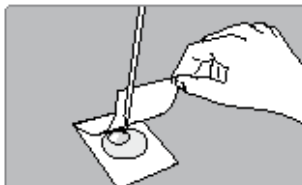


6 Blend or homogenise sample as per current procedure.

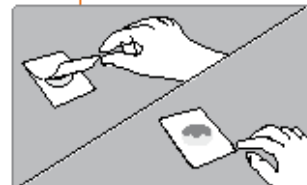
Inoculation



7 Place Petrifilm EL plate on level surface. Lift top film.



8 With pipette perpendicular to Petrifilm plate, place 1 mL of sample onto centre of bottom film.



9 Release top film; allow it to Drop. **Do not** roll top film down.



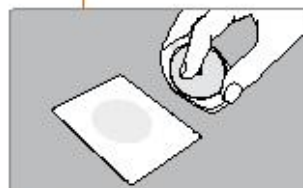
Inoculation



10 With ridge side down, place spreader on top film over inoculum.



11 Gently apply pressure on spreader to distribute inoculum over circular area. Do not twist or slide the spreader.



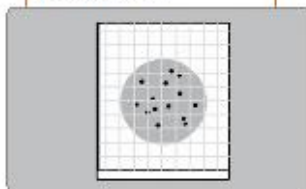
12 Lift spreader. Wait one minute for gel to solidify.

Incubation



13 Incubate Petrifilm count plates with the clear side up in stacks of 20 or less, at a temperature of 30°C +/- 1°C for 48 +/- 2 hours (for all products dairy and raw shellfishes excepted) or for 72 +/- 2 hours for all products.

Interpretation



14 Read colonies. A colony counter or any other magnifier light source can be used. Refer to Guide to Interpretation when reading results.

Additional Comments

- Steps 9 and 10 are unique to Petrifilm Aerobic count plates.
- Note: Remember to inoculate and spread each Petrifilm count plate before going on to the next.



3M Deutschland GmbH
3M Microbiology
 Carl-Schurz-Strasse 1
 41453 Neuss
 Germany
 Phone +49 (0) 2131/14 4350
 Fax +49 (0) 2131/14 4397
 Internet www.3m.com/microbiology

Please recycle. Printed in Germany.
 © 3M 2008. All rights reserved.
 1385-101-EU

3M and Petrifilm are trademarks of the 3M company.

7. Guía de interpretación para placas 3M Petrifilm™ Yeast and Mould Count Plate.

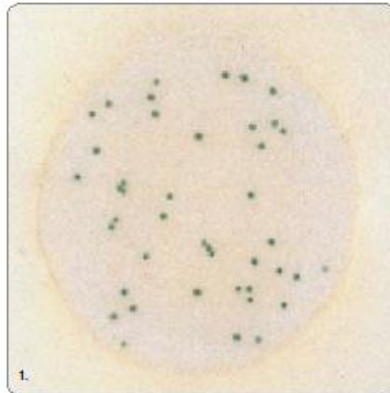


Interpretation Guide

3M™ Petrifilm™ Yeast and Mould Count Plates

It is easy to count yeast and mould colonies on Petrifilm Yeast and Mould count plates. An indicator dye stains yeast and mould colonies to provide contrast and facilitate counting.

To differentiate yeast and mould colonies on Petrifilm Yeast and Mould count plates, look for one or more of the following typical characteristics:

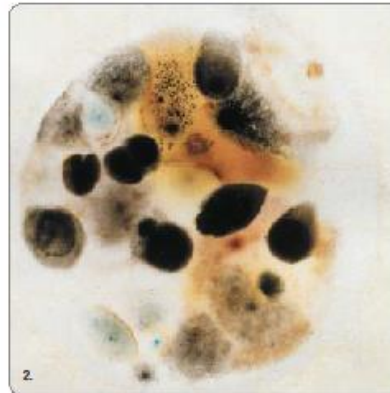


1. Yeast count – 44

YEAST

- Small colonies
- Colony has **defined edges**
- **Pink-tan to blue-green** in colour
- Colony may appear raised („3D“)
- Usually no focus (dark centre) in middle of colony

The colonies in figure 1 are characteristic examples of yeasts: **small, blue-green colonies, with defined edges, and no foci.**
(Yeast count – 44)



2. Mould count – 27

MOULD

- Large colonies
- Colony has **diffuse edges**
- Variable colour (moulds may produce their own pigments)
- Colonies appear flat
- Usually a **focus** in centre of colony

The colonies in figure 2 are characteristic examples of moulds: **large, variable coloured colonies, with diffuse edges, and centre foci.**
(Mould count – 27)



Yeast

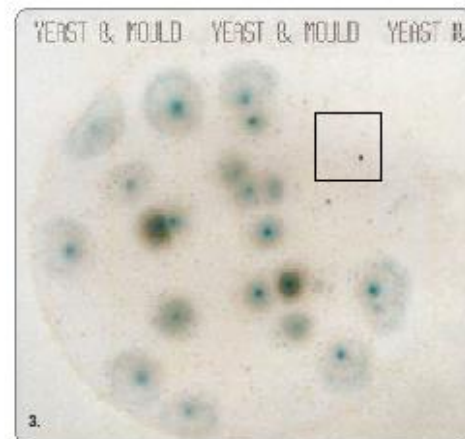
The 3M™ Petrifilm™ Yeast and Mould Count Plate in figure 3 contains an easily countable number of mould colonies, (large, green colonies with diffuse edges, and centre fold) and a high number of yeast colonies. The yeast colonies are **small, tan colonies with defined edges, and no fold**. When colonies number more than 150, estimate the count. (**Yeast count – 480 (estimate); Mould count – 21**)

Determine the average number of colonies in one square (1 cm²) and multiply it by 30 to obtain the total count per plate. The inoculated area of a Petrifilm Yeast and Mould count plate is approximately 30 cm².

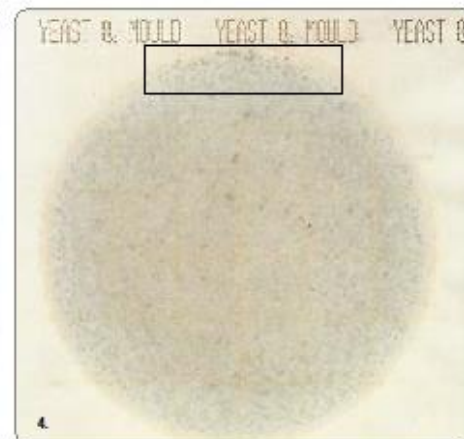
The Petrifilm Yeast and Mould count plate in figure 4 contains a high number of yeast colonies - too numerous to count (TNTC). The **small, blue colonies outlined at the edge of the plate differentiate the plate from a TNTC mould count.** (**Yeast count – TNTC actual count > 10⁶**)

Sometimes Petrifilm Yeast and Mould count plates with high numbers of yeast colonies may appear to have blue growth only around the edges (figure 5). This is also recorded as a yeast count of TNTC. (**Yeast count – TNTC actual count > 10⁶**)

If Petrifilm Yeast and Mould count plates appear to have no growth, lift the top film and examine the gel that adheres to the top film (figure 6). If numerous yeast are present, you will see white colonies in the gel. This is recorded as a yeast count of TNTC. (**Yeast count – TNTC**)



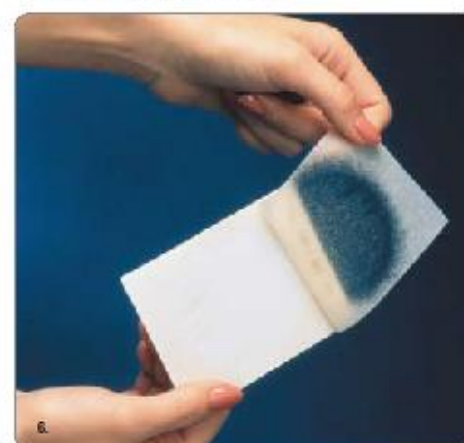
3. **Yeast count – 480 (estimate); Mould count – 21**



4. **Yeast count – TNTC (actual count < 10⁶)**



5. **Yeast count – TNTC (actual count < 10⁶)**



6. **Yeast count – TNTC**

Moulds

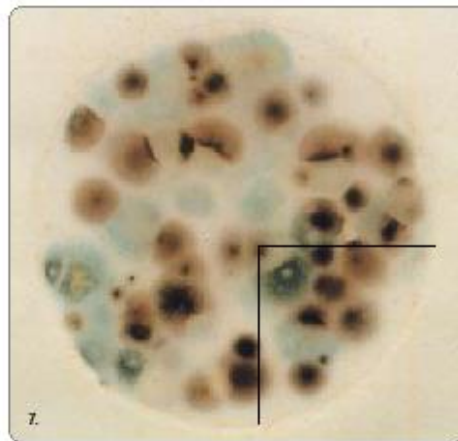
The mould colonies on the 3M™ Petrifilm™ Yeast and Mould Count Plate in figure 7 are **variably pigmented** colonies, with **diffuse edges**, and centre **foci**. They are **large**, and beginning to crowd, sporulate, and overlap each other on the plate. For ease in counting, divide the plate into sections and look for foci to help distinguish individual colonies. **(Mould count – 69)** The section shown has 15 moulds.

Note the **variable pigmentation**, and **fuzzy edges** of the plate in figure 8, caused by the high numbers of mould colonies and sporulation that has taken place. Estimate the count by counting the foci. There are 4 colonies in the square shown. **(Mould count – 120 estimate)**

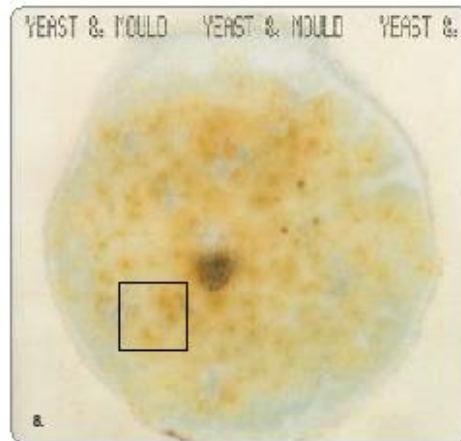
As with all plate count methods, crowded plates may show atypical colony characteristics. Proper dilution is important to ensure an accurate count.

The Petrifilm Yeast and Mould count plates in figures 9 and 10 are 1 : 10 and 1 : 100 dilutions respectively, of the same product. The colonies in the figure 9 are small, faint and numerous making the count difficult to estimate. An artifact bubble is present. **(Mould count – TNTC)**

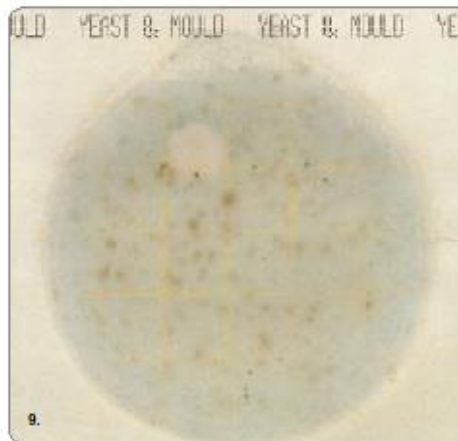
Dilution of the product to obtain a colony count within the desired counting range (15-150 colonies), makes counting easy. The moulds in figure 10 are **large**, with **diffuse edges** and centre **foci**. **(Mould count – 68)**. The over-crowding on the plate in figure 9 prevented their typical growth.



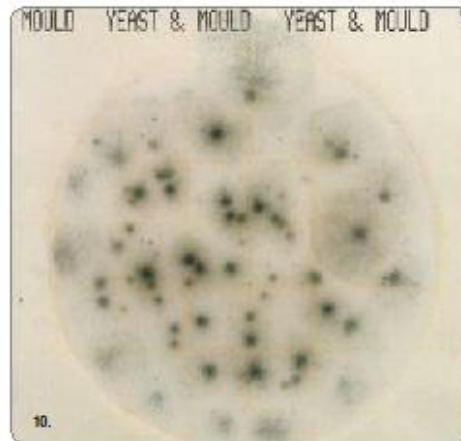
7. Mould count – 69



8. Mould count – 120 (estimate)



9. Mould count – TNTC



10. Mould count – 68

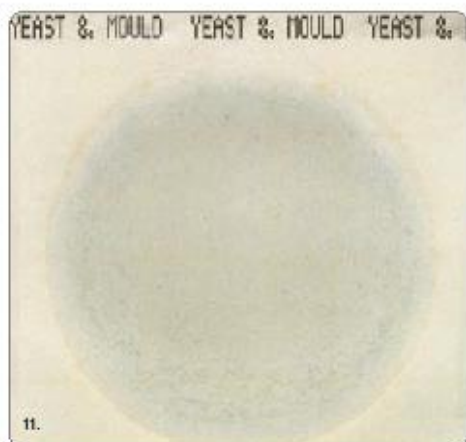
Phosphatase Reaction

All living cells contain the enzyme phosphatase. In the presence of phosphatase, the indicator in the 3M™ Petrifilm™ Yeast and Mould Count Plates is activated and stains the yeast and mould colonies a blue colour.

Some raw and processed food products that contain living cells (and therefore, phosphatase) may also cause this blue colour reaction to occur. Two types of colour reaction from products are sometimes seen: a uniform blue background colour, or intense, pinpoint blue spots (often seen with spices or granulated products).

A colour reaction caused by natural phosphatase in a product can be distinguished from yeast and mould colonies by one or more of the following techniques:

- 1. Dilution:** When possible, further dilution will eliminate blue background colour, or reduce the number of pinpoint blue spots.
- 2. Late Supernate:** Mix sample and let settle 3-5 minutes to eliminate large product particles that can often cause the pinpoint colour reactions.
- 3. Incubation Temperature:** Incubate plates at the proper temperature 20-25°C. Enzyme (phosphatase) reactions occur faster as temperatures increase.
- 4. Check & Note:** Check Petrifilm Yeast and Mould count plates after 24-48 hours of incubation. Product colour change can occur within 24-48 hours. Make note of any colour seen, to aid in final interpretation.

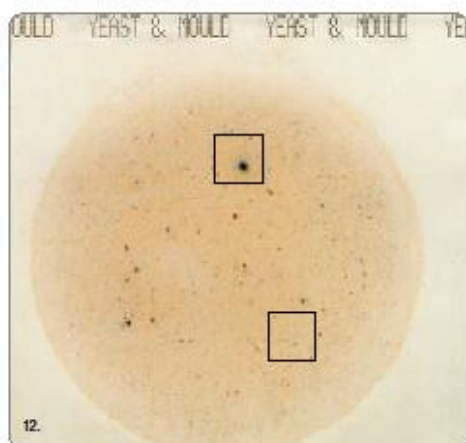


Yeast and Mould count – 0

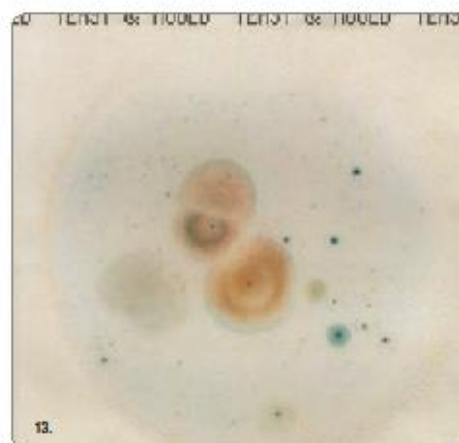
The 3M™ Petrifilm™ Yeast and Mould Count Plate in figure 11, is an example of a plate with uniform background colour caused by the „natural phosphatase“ present in the sample tested. The „grainy“ appearance is due to particles of product in the dilution plated. To help distinguish from the TNTC yeast or mould count, note the edges of the plate. (Yeast and Mould count – 0)

Figure 12 is an example of intense, pinpoint blue spot reactions seen occurring from the „natural phosphatase“ in some food products. Note their SHAPE - tiny, pinpoints or irregularly shaped, and COLOUR - deep blue, that often look faint, or smeared around the edges of some of the larger particles. (Yeast and Mould count – 0)

Another example of intense blue pinpoint colour reactions is shown in figure 13. The pinpoint dots are very bright, tiny, and irregularly shaped. The yeast colonies are small, blue-green colonies with defined edges. The mould colonies are large, variably pigmented colonies with diffuse edges and centre foci. (Yeast count – 7; Mould count – 7)



Yeast and Mould count – 0



Yeast count – 7; Mould count – 7



Figure 14 is the same product as shown in figure 13, plated after allowing the product particulates to settle 3-5 minutes before plating. There are still a few pinpoint spots (in the squares above) caused by product particles, but most product interference was eliminated.
(Yeast count – 12 Mould count – 4)

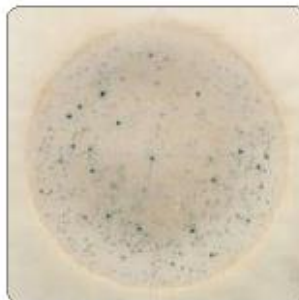
Yeast count – 12; Mould count – 4

Time & Temperature

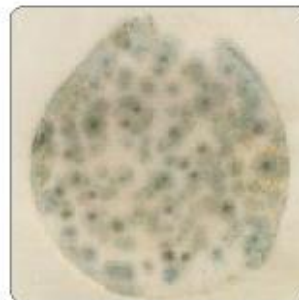
Proper incubation TIME and TEMPERATURE are important to ensure growth of the types of yeast and mould that can cause spoilage. These yeast and moulds are generally slow growing, and sensitive to high temperatures, regardless of the method used.

To ensure optimum growth, incubate 3M[®] Petrifilm[®] Yeast and Mould Count Plates at 20°C – 25°C (room temperature), and check plates for growth at both 3 and 5 days. Since mould colonies grow between the films, inspecting Petrifilm plates will not dislodge spores and cause additional colonies.

Incubating yeast and mould plates at a higher temperature may not mean a faster result - it may mean an **inaccurate** result as illustrated in the Petrifilm Yeast and Mould count plates in figures 15 and 16. They are duplicate plates of the same product and dilution, but were incubated for different times at different temperatures.



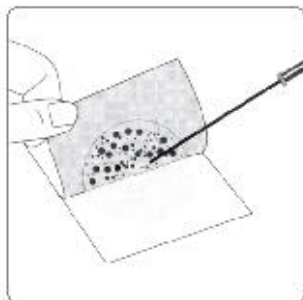
Yeast count – TNTC
Incubated 3 days at 35°C



Yeast count – TNTC (actual count >107)
MOULD count – 120 (estimate)
Incubated 5 days at room temperature.

Microscopic Differentiation

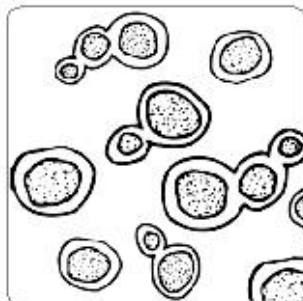
Yeasts and moulds are very diverse organisms, and cannot always be distinguished from each other macroscopically. As with any method, positive differentiation can be made with microscopic examination.



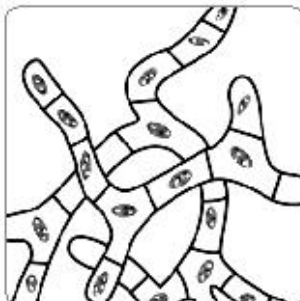
To isolate colonies for further identification, lift the top film and pick the colony from the gel.



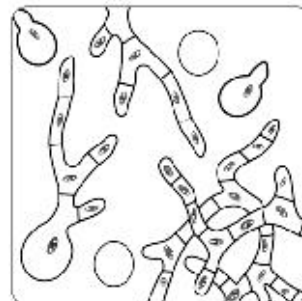
Transfer the colony to a drop of sterile water on a microscope slide, cover with a coverslip, and view under oil immersion power.



Look for oval shaped, budding
YEAST



branching, thread-like filaments (mycelium) –
MOULD



or **MOULD** in various stages of germination.

3M™ Petrifilm™ Yeast & Mould Count Plates

For detailed WARNINGS, CAUTIONS, DISCLAIMER OF WARRANTIES / LIMITED REMEDY, LIMITATION OF 3M LIABILITY, STORAGE AND DISPOSAL Information, and INSTRUCTIONS FOR USE see product's package insert.

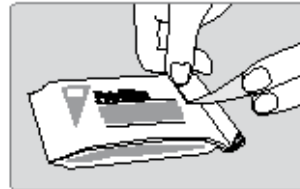
Reminders
for use



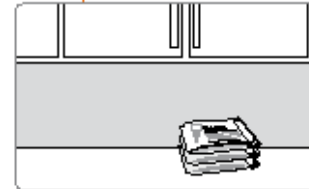
Storage



- 1 Refrigerate unopened packages. Use before expiration date on package.



- 2 To seal opened package, fold end over and tape shut.



- 3 Keep resealed package at $\leq 21^{\circ}\text{C}$ ($\leq 70^{\circ}\text{F}$) and $\leq 50\%$ RH. Do not refrigerate opened packages. Use Petrifilm plates within one month after opening.

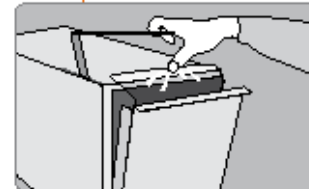
Sample Preparation



- 4 Prepare a 1:10 or greater dilution of food product.* Weigh or pipette food product into Whirl-Pak® bag, stomacher bag, dilution bottle or other appropriate sterile container.

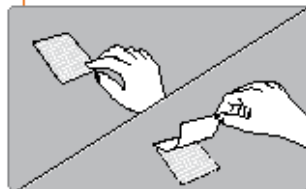


- 5 Add appropriate quantity of diluent. These include Standard Methods phosphate buffer, 0.1% peptone water, distilled water, phosphate buffered saline, and Butterfield's buffer. Do not use buffers containing sodium citrate or thiosulfate.

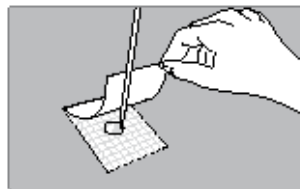


- 6 Blend or homogenize sample per current procedure.

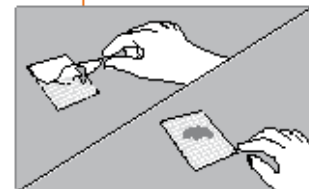
Inoculation



- 7 Place Petrifilm plate on level surface. Lift top film.



- 8 With pipette perpendicular to Petrifilm plate, place 1 mL of sample onto center of bottom film.



- 9 Release top film; allow it to drop. Do not roll top film down.

* If greater sensitivity is required with dairy or juice products please refer to Petrifilm Dairy & Juice Products sheet.



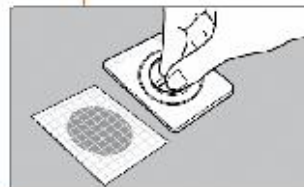
Inoculation



10 Holding crossbar, position Petrifilm Yeast & Mould spreader over Petrifilm count plate.



11 Apply pressure on spreader to distribute inoculum over circular area. Do not twist or slide the spreader.



12 Lift spreader. Wait one minute for gel to solidify.

Incubation



13 Incubate Petrifilm count plates with the clear slide up in stacks of 20 or less at a temperature of 25°C for 3-5 days.

Interpretation



14 Read colonies. A colony counter or any other magnifier light source can be used. Refer to Guide to Interpretation when reading results.

Additional Comments

- Note: Remember to inoculate and spread each Petrifilm plate before going on to the next.
- Steps 9 and 10 are unique to Petrifilm Yeast & Mould count plates.
- Incubate Petrifilm Yeast & Mould count plates in a plastic container or plastic bag to optimize colony development.



3M Deutschland GmbH
3M Microbiology
 Carl-Schurz-Strasse 1
 41453 Neuss
 Germany
 Phone +49 (0) 2131/14 4350
 Fax +49 (0) 2131/14 4397
 Internet www.3m.com/microbiology

Please recycle. Printed in Germany.
 © 3M 2008. All rights reserved.
 1377-101-EU

3M and Petrifilm are trademarks of the 3M company.

8. Guía rápida para el uso y calibración del potenciómetro.

pH

Guía rápida del medidor de pH Orion 2-Star de mesa

Español

Autocalibración de pH con dos tampones

- Presione la tecla **encendido/apagado** para encender el medidor. Véase 1.
- Seleccione los dos tampones que incluyan el pH esperado de la muestra y que se diferencien entre una y cuatro unidades de pH. Véase 2. Véase la sección **Selección del tampón de autocalibración**.
- Presione la tecla **calibrar**. Véase 3.
- Enjuague el electrodo con agua desionizada y séquelo sin frotar con un papel sin hilachas. Véase 4.

NOTA: No frote el electrodo o se acumulará electricidad electrostática.
- Introduzca el electrodo en el primer tampón. Véase 5.
- Espere a que el icono **pH** deje de destellar y que el icono **►** empiece a destellar. El medidor mostrará el valor de pH del tampón con temperatura corregida. Véase 6.

Si el valor del tampón es incorrecto o está utilizando un tampón personalizado, introduzca manualmente el valor presionando las teclas **flecha arriba/abajo** para ajustar cada dígito, y la tecla **dígitos** para moverse al siguiente dígito.
- Presione la tecla **calibrar**. Véase 7.
- Enjuague el electrodo con agua desionizada y séquelo sin frotar con un papel sin hilachas. Véase 8.

NOTA: No frote el electrodo o se acumulará electricidad electrostática.
- Introduzca el electrodo en el segundo tampón. Véase 9.
- Espere a que el icono **pH** deje de destellar y que el icono **►** empiece a destellar. El medidor mostrará el valor de pH del tampón con temperatura corregida. Véase 10.
- Presione la tecla **calibrar** y después la tecla **medir** para guardar y terminar la calibración. Véase 11a y 11b. El valor de pendiente se mostrará y el medidor entrará en el modo de medición.

Selección de tampón de autocalibración

- Presione la tecla **configuración**.
- Presione la tecla **flecha arriba** hasta que se muestre PH en la línea superior.
- Presione la tecla **selección de línea** para mover el icono **►** a la línea del medio. Presione la tecla **flecha arriba** hasta que se muestre BUF.
- Presione la tecla **selección de línea** para mover el icono **►** a la línea inferior. Presione la tecla **flecha arriba** para seleccionar el juego de tampones. USA es el ajuste predeterminado.

USA = 1,68; 4,01; 7,00; 10,01 y 12,46
EURO = 1,68; 4,01; 6,86 y 9,18
- Presione la tecla **selección de línea** para mover el icono **►** a la línea superior. Presione la tecla **medir** para volver al modo de medición.

Selección del modo de medición

- Presione la tecla **configuración**.
- Presione la tecla **flecha arriba** hasta que se muestre rEAd en la línea superior.
- Presione la tecla **selección de línea** para mover el icono **►** a la línea del medio. Presione la tecla **flecha arriba** hasta que se muestre tYPE.
- Presione la tecla **selección de línea** para mover el icono **►** a la línea inferior. Presione la tecla **flecha arriba** para seleccionar el modo de medición. AUTO es el ajuste predeterminado.

CDnt = Modo de medición continua
AUT0 = Modo de medición AUTO-READ™
tImE = Modo de medición temporizada
- Presione la tecla **selección de línea** para mover el icono **►** a la línea superior. Presione la tecla **medir** para volver al modo de medición.

Mediciones del pH

- Enjuague el electrodo con agua desionizada, séquelo sin frotar con un papel sin hilachas e introdúzcalo en la muestra.
- Si el medidor está en el modo AUTO-READ, presione la tecla **medir** para tomar una medición. Una vez que se estabiliza la lectura, el icono **AR** deja de destellar y la pantalla queda bloqueada. Presione la tecla **medir** otra vez para tomar una nueva medición.
- Si el medidor está en el modo de medición continua o temporizada, tomará medidas continuamente y la pantalla se actualizará. Una vez que la lectura se estabiliza, el icono **pH** deja de destellar.

Impresión de datos

En los modos de medición continua y AUTO-READ, cada vez que presiona la tecla **medir** el medidor registra los datos en la pantalla. En el modo de medición temporizada, el medidor registra los datos en el intervalo de tiempo predeterminado.

- Presione la tecla **ver registro**.
- Utilice la tecla **flecha arriba** para desplazarse entre CAL0 (imprimir el registro de calibración) y SEND (imprimir el registro de medición).
- Presione la tecla **selección de línea** para imprimir los datos.

Thermo SCIENTIFIC

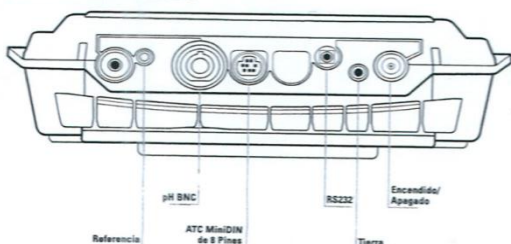
Hacerlo rápido... (pp)



Descripción de teclas

	encendido/apagado		flecha arriba		selección de línea
	calibrar		flecha abajo		configuración
	medir		dígitos		ver registro

Conexiones del medidor



Para obtener el manual de instrucciones de la Serie Star completo, visite www.thermo.com/water

Español

pH

Medidor de pH Thermo Scientific Orion 2-Star de mesa

Guía rápida

Preparación

- Adaptador de alimentación - Seleccione la toma mural apropiada y deslice la placa del enchufe dentro de la ranura en la parte trasera del adaptador. **Véase A.**
- Prepare el electrodo de acuerdo con las indicaciones incluidas en el manual de instrucciones del electrodo. En general, estos pasos son:
 - Retire con cuidado el tapón protector/funda del elemento sensor y guárdelos.
 - Si el electrodo es rellenable, extraiga la tapa del orificio de llenado y llene el electrodo con la solución de llenado apropiada. **Véase B.**
 - Enjuague el electrodo en solución de almacenamiento para electrodo de pH (Cat. No. 910001) o solución de almacenamiento para electrodo de pH ROSS® (Cat. No. 810001). **Véase C.**
- Conexiones del medidor - Conecte el adaptador de alimentación al medidor y después a la toma mural, **véase D.** Conecte el electrodo de pH a la entrada BNC en el medidor, **véase E.** Conecte la sonda de ATC a la entrada miniDIN de 8 pines en el medidor, **véase F.**



Descripción del medidor

- Para encender el medidor, presione la tecla **encendido/apagado**.
- En la pantalla de medición, presione la tecla **flecha arriba** para cambiar el valor en la línea superior de la pantalla a pH, mV, o en blanco.
- Presione la tecla **selección de línea** para elegir la línea de arriba, del medio o de abajo de la pantalla. El icono ► apuntará a la línea seleccionada.
- Para salir de cualquiera de las funciones del medidor, mantenga presionada la tecla **medir** hasta que el medidor vuelva al modo de medición.
- El medidor de pH 2-Star se puede calibrar utilizando hasta tres tampones de pH.

©2008 Thermo Fisher Scientific Inc. All rights reserved. All trademarks are the property of Thermo Fisher Scientific Inc. and its subsidiaries. ROSS and the COIL trade dress are trademarks of Thermo Fisher Scientific Inc.

Environmental Instruments
Water Analysis Instruments

North America
100 Cummings Center
Beverly, MA 01915 USA
Dist. From: 800-541-4311
Tel: 1-978-232-6200
Dom. Fax: 1-978-232-6015
Int'l Fax: 978-232-6221

Europe
Dennett House, Angel Drive
Ely, Cambridgeshire
England CB7 4DT
England CB7 4DT
Tel: 44-1552-599111
Fax: 44-1552-599001

Asia Pacific
811, 55, Ayer Rajah Crescent
#04-15/16, Singapore 135949
Tel: 65 6779-4878
Fax: 65 6771-3055



www.thermo.com/water

253158-002 Rev. B 09-08

Thermo
SCIENTIFIC

C. Datos originales

1. Registro de los grados Brix de la melaza y mosto de caña de azúcar en los dos muestreos para determinar la carga microbiológica.

Cuadro 96. Registro de los grados Brix de la melaza y mosto de caña de azúcar en el muestro del 16 y 23 de abril de 2015.

Puntos de muestreo	Muestreo 1:	Muestreo 2:
	16 de abril 2015	23 de abril 2015
P1	88.11	84.01
P2	88.11	84.01
P3	88.11	84.01
P4	31.00	30.50
P5	31.00	30.50
P6	31.00	30.50

2. Mediciones de presión, temperatura y caudal:

Cuadro 97. Datos de las presiones medidas en los manómetros de la descarga de las bombas.

Bomba	Presión en descarga de manómetros (± 1 psig)																
	Lunes			Martes			Miércoles			Jueves			Viernes			Sábado	
	7:00	12:00	19:00	7:00	12:00	19:00	7:00	12:00	19:00	7:00	12:00	19:00	7:00	12:00	19:00	7:00	12:00
P508	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
P510	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
P519	230	230	230	230	225	225	230	230	230	225	225	225	230	230	230	250	230
P536	210	210	210	200	200	200	210	210	210	215	215	215	215	215	215	215	215
P549	135	135	140	140	140	140	130	130	130	130	130	130	140	140	140	140	140
P556	170	170	170	170	170	170	170	170	170	170	170	170	170	172	172	170	170

Cuadro 99. Datos de los caudales de las bombas medidos en los medidores de flujo.

Bomba	Flujos (m3/h)						
	Medición 1	Medición 2	Medición 3	Medición 4	Medición 5	Medición 6	Medición 7
P519	12.5	12	11.5	13.22	11.49	12.5	12.46
P549	8.5	8.5	8.5	8	7.89	8	8
P556	58	65	61	62	65	63	65

3. Datos de la cabeza estática de las bombas

Cuadro 100. Datos de las alturas de succión y descarga de las bombas.

Bomba	Altura de succión m (ft)	Altura de descarga m (ft)
P508	1.83 (6.00)	4.57 (15.00)
P510	5.58 (18.30)	3.20 (10.50)
P519	4.42 (14.50)	10.87 (35.65)
P536	3.12 (10.25)	30.48 (100.00)
P549	4.39 (14.40)	30.48 (100.00)
P556	0.91 (3.00)	31.85 (104.5)
P561	6.86 (22.5)	38.71 (127.00)

4. Datos de tuberías y accesorios de las bombas.

a. Bomba P-508:

Cuadro 101. Tuberías y accesorios de la bomba P508 en la succión.

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 18"	23.91	ft
Brida 18"	3	unidad
V. mariposa 18"	1	unidad
Expansor 12x18"	1	Unidad
Codos 90° 18"	4	Unidad

Cuadro 102. Tuberías y accesorios de la bomba P508 en la descarga

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 12"	17.16	ft
Brida 12"	7	unidades
Reductor 12x10"	1	unidades
Válvula de mariposa 12"	2	unidades
Brida 10"	1	unidades
TEE 12" (recto)	2	unidades
Caída de presión E-518 (lado tubos)	7.99	psig

b. Bomba P-510

Cuadro 103. Tuberías y accesorios de la bomba P510 en la succión

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 6"	16.05	ft
Codo 90° 6"	1	unidades
TEE 6" (recto)	1	unidades
Brida 6"	2	unidades
Reductor 6"x3"	1	unidades
Reductor 16"x6"	1	unidades
V. mariposa 6"	1	unidades
Tubo 4"	37.5	ft
Codo 90° 4"	3	unidades
Reductor 6x4"	1	unidades
TEE(codo)	1	unidades

Cuadro 104. Tuberías y accesorios de la bomba P510 en la descarga

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 2.5"	54	ft
Codo 90° 2.5"	3	unidades
Brida 2.5"	4	unidades
V. cheque 2.5"	1	unidades
Reductor 2.5x2"	1	unidades

(continuación Cuadro 104)

Descripción	Valor	Unidad
Expansor 2.5x2"	1	unidades
Expansor 6x2.5"	1	unidades
Reducidor 2.5x1"	1	unidades
Válvula de bola 2.5"	1	unidades
Brida 2"	2	unidades
V. Control 2"	1	unidades

c. Bomba P519

Cuadro 105. Tuberías y accesorios de la bomba P519 en la succión

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 6"	181.22	ft
Codo 90° 6"	1	unidad
TEE 6" (recto)	1	unidad
Brida 6"	3	unidad
Reducidor 6"x2"	1	unidad
V. mariposa 6"	1	Unidad
Brida 2"	2	Unidad

Cuadro 106. Tuberías y accesorios de la bomba P519 en la descarga

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 3"	154	ft
Codo 90° 3"	10	unidades
Brida 3"	13	unidades
V. cheque 3"	1	unidades
Reducidor 3x1"	1	unidades
Reducidor 3x2"	6	unidades
TEE 3"	3	unidades
V. mariposa 3"	4	unidades
Brida 1.5"	1	unidad
Reducidor 3x1.5"	1	unidades
Codo 45° 3"	1	unidad
Caída de presión FIT 519	3.12	psi
Caída de presión E-543 lado tubos	17.6	psi

d. Bomba P536

Cuadro 107. Tuberías y accesorios de la bomba P536 en la succión

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 8"	25	ft
Codo 45° 8"	2	unidad
Codo 90° 8"	2	unidad
Brida 8"	3	unidad
V. Mariposa 8"	1	unidad
TEE 8" recto	1	unidad
Reducidor 8x2"	1	unidad

Cuadro 108. Tuberías y accesorios de la bomba P536 en la descarga

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 3"	130.67	Ft
Codo 90° 3"	6	unidades
Brida 3"	5	unidades
V. cheque 3"	1	unidades
Reducidor 3x2"	1	unidades
Expansor 2x3"	1	unidades
V. mariposa 3"	1	unidades
Expansor 3x1"	1	unidades
V. Control 2"	1	unidades

e. Bomba P549

Cuadro 109. Tuberías y accesorios de la bomba P549 en la succión

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 3"	7.2	Ft
Brida 3"	3	unidad
Reducidor 3x2"	1	unidad
V. Mariposa 3"	1	unidad

Cuadro 110. Tuberías y accesorios de la bomba P549 en la descarga

9	Valor	Unidad
Tubo 2"	166.3	ft
Codo 90° 2"	9	unidades
TEE 2"	4	unidades
Brida 2"	5	unidades
V. Cheque 2"	1	unidades
Reducidor 2x0.5"	1	unidades
Expansor 0.5x2"	1	unidades
Reducidor 2x1"	2	unidades
Expansor 1x2"	2	unidades
Brida 1.5"	1	unidades
Reducidor 2x1.5"	1	unidades
V. bola 2"	2	unidades
Brida 1"	3	unidades
V. Bola 1"	2	unidades
Válvula Control	1	unidad
Caída de presión E-551 lado coraza	0.19	psi
Caída de presión FIT 549	0.89	psi

f. Bomba P556

Cuadro 111. Tuberías y accesorios de la bomba P556 en la succión

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 8"	11	Ft
Codo 90° 8"	4	unidad
TEE 8" (recto)	1	unidad
Brida 8"	3	unidad
Reducidor 8x4"	1	unidad
V. mariposa 8"	1	unidad
Brida 4"	1	unidad

Cuadro 112. Tuberías y accesorios de la bomba P556 en la descarga

Descripción	Valor	Unidad
Tubería 6"	121.25	ft
Codo 90° 6"	4	unidades
Tee 6"	5	unidades
Brida 6"	13	unidades
Reducidor 6x3"	1	unidades
Reducidor 6x4"	1	unidades
Expansor 6x4"	1	unidades
V. Cheque 6"	1	unidades
V. Control	1	unidades
Caída de presión FIT 556	3.36	psi

g. Bomba P561

Cuadro 113. Tuberías y accesorios de la bomba P561 en la succión

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 4"	44.7	Ft
Codo 90° 4"	4	unidad
TEE 6" (recto)	1	unidad
Brida 4"	2	unidad
Reducidor 30x4"	1	unidad
Expansor 4x6"	1	unidad
Tubo 6"	49.1	Ft
Codo 90° 6"	2	unidad
TEE 6"	2	unidad
Brida 6"	2	unidad
Reducidor 6"x3"	1	unidad
V. mariposa 6"	1	unidad
Reducidor 8x6"	1	unidad
Tubo 8"	1.4	Ft
Reducidor 8x6"	1	unidad

Cuadro 114. Tuberías y accesorios de la bomba P561 en la descarga

Descripción	Valor	Unidad
Tubo 4"	104.59	Ft
Codo 90° 4"	4	Unidades
Brida 4"	5	Unidades
V. Cheque 4"	1	Unidades
Reducidor 4x2"	2	Unidades
V. mariposa 4"	1	Unidades
TEE 4" (recto)	1	Unidades
Brida 2"	2	Unidades
V. Control 2"	1	Unidades

5. Datos de diseño de motores de las bombas

Cuadro 115. Información de diseño de los motores de las bombas

Bomba	Marca	Velocidad en rpm	Potencia máxima requerida en kW (hp)
P508	Reliance	1200	55.95 (75)
P510	Reliance	1800	3.73 (5)
P519	Reliance	3600	22.38 (30)
P536	Reliance	3600	14.92 (20)
P549	Reliance	3600	18.65 (25)
P556	Reliance	3600	18.65 (25)
P561	Reliance	3600	11.19(15)

6. Curvas características de las bombas analizadas.

Figura 66. Curva característica dada por el proveedor para la bomba P519.

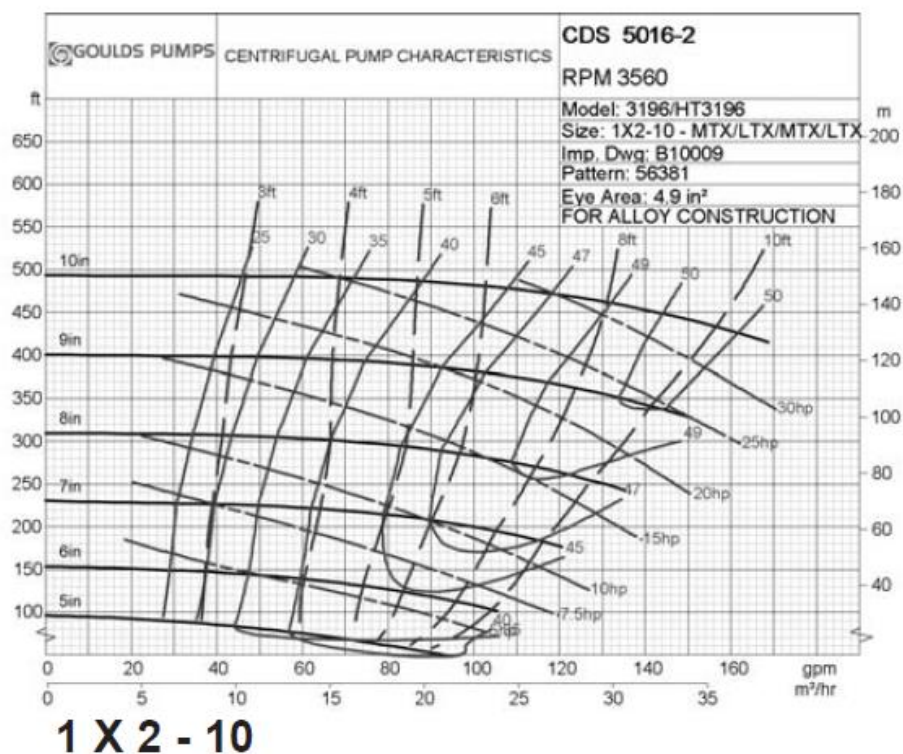


Figura 67. Curva característica dada por el proveedor para la bomba P549.

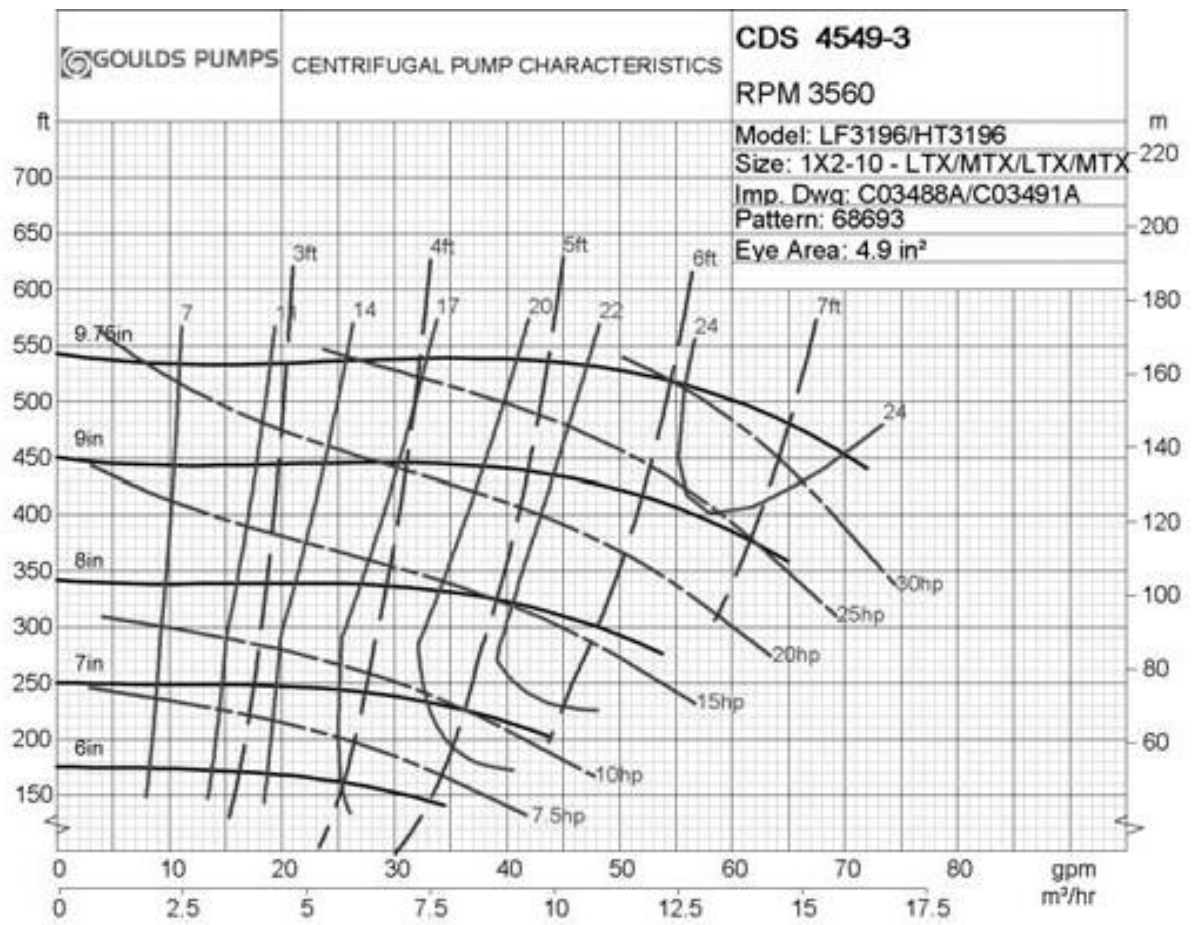
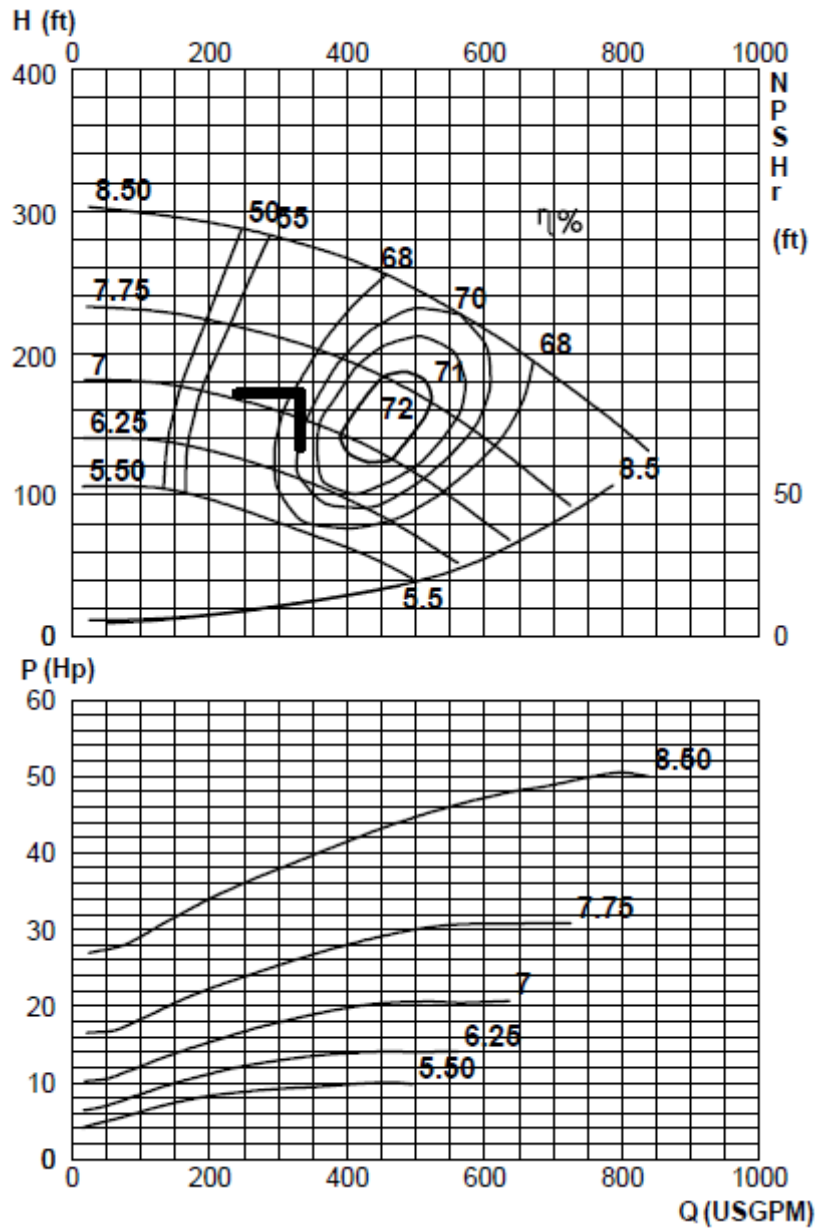


Figura 68. Curva característica dada por el proveedor para la bomba P556.



7. Datos originales medidos en los siete intercambiadores de calor

Cuadro 116. Datos tomados en planta a cuatro intercambiadores de placas.

Fecha toma de datos (día/mes/año)	TAG	Flujo volumétrico h (m ³ /h)	Temperatura entrada h ($\pm 0.01^\circ\text{C}$)	Temperatura salida h ($\pm 0.01^\circ\text{C}$)	Temperatura entrada c ($\pm 0.01^\circ\text{C}$)	Temperatura salida c ($\pm 0.01^\circ\text{C}$)
30/03/2015	E-302A	-	62.59	31.50	28.64*	29.09*
	E-599	6.20	74.56	49.44	30.40*	36.67*
	E-512	7.21	35.75	32.22	24.90*	31.39
	E-594	4.93	34.60	33.60	27.40*	29.39
10/04/2015	E-302A	-	62.59	30.36	28.18*	29.48*
	E-599	6.20	68.94	34.17	27.64*	30.39*
	E-512	7.18	35.70	33.06	27.55*	32.17
	E-594	5.00	34.00	33.00	28.20*	29.89
10/04/2015	E-302A	-	62.59	31.58	29.00*	30.55*
	E-599	6.10	56.11	31.67	27.89*	30.56*
	E-512	7.25	35.80	33.78	28.35*	32.78
	E-594	5.0	34.45	33.45	28.80*	30.00
18/04/2015	E-302A	-	62.59	31.15	28.41*	29.36*
	E-599	2.40	72.22	41.94	28.24*	32.78*
	E-512	7.21	34.80	32.78	28.10*	31.67
	E-594	4.80	35.40	33.60	27.80*	29.17

h , fluido caliente. c , fluido frío.

*, temperatura medida con termómetro láser

Cuadro 117. Datos tomados en planta a intercambiador de coraza y tubos E-551.

Fecha toma de datos (día/mes/año)	Hora	Flujo volumétrico c (m ³ /h)	Temperatura entrada c ($\pm 0.01^\circ\text{C}$)	Temperatura salida ($\pm 0.01^\circ\text{C}$)	Temperatura entrada t ($\pm 0.01^\circ\text{C}$)	Temperatura salida t ($\pm 0.01^\circ\text{C}$)
19/04/2015	01:42	8.00	40.00	128.89	144.44	121.11
19/04/2015	15:00	7.89	41.11	128.89	144.44	120.00
19/04/2015	16:10	8.00	39.44	128.89	143.33	120.00

c , fluido en coraza. t , fluido en tubos

Cuadro 118. Datos tomados en planta a intercambiador de coraza y tubos E-543.

Fecha toma de datos (día/mes/año)	Hora	TAG	Flujo volumétrico c (m ³ /h)	Temperatura entrada c (±0.01°C)	Temperatura salida (±0.01°C)	Temperatura entrada t (±0.01°C)	Temperatura salida t (±0.01°C)
01/05/2015	23:45	E-543	11.98	160.00	93.89	67.00*	118.89
02/05/2015	02:30	E-543	11.96	160.00	93.33	84.90*	118.06
02/05/2015	16:20	E-543	12.82	160.00	93.89	78.00*	120.00

c , fluido en coraza. t , fluido en tubos

*, temperatura medida con termómetro láser

Cuadro 119. Datos tomados en planta a intercambiador de coraza y tubos E-564.

Fecha toma de datos (día/mes/año)	Hora	TAG	Flujo másico c (kg/s)	Temperatura entrada c (±0.01°C)	Temperatura salida (±0.01°C)	Temperatura entrada t (±0.01°C)	Temperatura salida t (±0.01°C)
09/05/2015	09:20	E-564	0.14	76.50*	63.30*	31.10*	30.00
09/05/2015	11:45	E-564	0.14	80.10*	74.80*	32.50*	30.56
09/05/2015	12:30	E-564	0.14	77.00*	73.00*	31.70*	30.56

c , fluido en coraza. t , fluido en tubos

*, temperatura medida con termómetro láser

Cuadro 120. Datos de diseño de intercambiadores de placas analizados.

TAG	Flujo másico (kg/s)	Temperatura entrada h (°C)	Temperatura salida h (°C)	Temperatura entrada c (°C)	Temperatura salida c (°C)	Calor transferido teórico (J/s)
E-302A	20.85	87.78	37.78	34.44	43.33	3782401.55
E-599	1.44	78.33	37.78	35.00	40.67	162287.83
E-512	2.14	34.61	29.44	26.67	33.28	46238.71
E-594	0.77	36.67	28.33	26.67	33.00	26782.30

h , fluido caliente. c , fluido frío

Cuadro 121. Datos de diseño de intercambiadores de coraza y tubos analizados.

TAG	Flujo másico coraza (kg/s)	Temperatura entrada coraza (°C)	Temperatura salida coraza (°C)	Temperatura entrada tubos (°C)	Temperatura salida tubos (°C)	Calor transferido teórico (J/s)
E-551	1.52	76.67	130.00	138.33	133.89	277245.27
E-543	2.79	176.67	103.33	78.33	120.56	882144.04
E-564	0.20	83.33	79.44	34.44	40.56	272556.13

c, fluido en coraza. t, fluido en tubos

Cuadro 122. Especificaciones y datos del proceso para los intercambiadores de placas analizados.

TAG	Marca	Modelo	Área de TDC (ft ²)	Parte del proceso	Fluido caliente	Fluido frío
E-302A	GE	NT150S B-10	833.99	Dilución de melaza y clarificación	Azúcar diluida 29% (mosto)	Agua
	A	VT20	83.9			enfriamiento
E-599	GE	CDS-10	6	Destilación y deshidratación	Etanol (anhidro)	Agua
	A	VT20	75.9			enfriamiento
E-512	GE	CDS-10	6	Destilación y deshidratación	Cabezas destiladas de etanol 43%	Agua
	A	VT20	53.1			enfriamiento
E-594	GE	CDS-10	7	Destilación y deshidratación	Etanol 65%	Agua enfriamiento

TDC, transferencia de calor

Cuadro 123. Especificaciones y datos del proceso para los intercambiadores de coraza y tubos analizados.

TAG	Marca	Área de transferencia de calor (ft ²)	Parte del proceso	Flujo coraza	Flujo tubos
E-551	Melter S.A.	220	Destilación y deshidratación	92.8% etanol/agua	Agua/etanol
E-543	Strong International CA, S.A.	114	Destilación y deshidratación	Agua enfriamiento	Etanol/agua
E-564	Melter S.A.	75	Destilación y deshidratación	Etanol/vapor agua	Agua enfriamiento

Cuadro 124. Constantes para el cálculo de las capacidades caloríficas y calor de vaporización en función de la temperatura.

C_p/H_v	Sustancia	Temperatura crítica (K)	C1	C2	C3	C4	C5
	Agua	-	276370	-2090.1	8.125	-0.014116	9.37E-06
	Etanol	-	102640	-139.63	-0.030341	0.0020386	0
	Agua	647.10	52053000	0.3199	-0.212	0.25795	0
	Etanol	514.00	55789000	0.31245	0	0	0

(Perry & Green, 2008)

Cuadro 125. Densidad de etanol puro a distintas temperaturas.

Temperatura (K)	Densidad (mol/dm ³)
295	17.106
310	16.828
325	16.537
340	16.231
355	15.905
370	15.557
385	15.181

(Perry & Green, 2008)

Cuadro 126. Densidad del agua a distintas temperaturas.

Temperatura (K)	Densidad (kg/m ³)
303.15	996
308.15	994
313.15	992.1
318.15	990.1
323.15	988.1
328.15	985.2
333.15	983.3
338.15	980.4
343.15	977.5
348.15	974.7
353.15	971.8
363.15	965.3

(continuación Cuadro 126)

Temperatura (K)	Densidad (kg/m ³)
373.15	957.9
383.15	950.6
393.15	943.4
403.15	934.6
413.15	921.7

(Perry *et al.*, 2011)

8. Especificaciones de diseño de las torres

Cuadro 127. Especificaciones de torre 1

Aspecto	Medida
Flujo de agua	2,725.50m ³ /hr (12,000 gpm)
Temperatura de entrada del agua	40.56°C (105°F)
Temperatura de salida del agua	32.22°C (90°F)
Temperatura de bulbo húmedo a la entrada	26.67°C (80 °F)
Número de celdas	2
Dimensiones (por celda)	10.94 x 11 m (35.9 x 36.0 ft)
Altura ocupada por empaque	5.18 m (17.0 ft)
Diámetro de ventilador	5.50 m (18.0 ft)
Potencia del ventilador	74.57 kW (100 hp)
Diámetro de tubería de entrada	0.41 m (16 in)

Cuadro 128. Especificaciones de torre 2

Aspecto	Medida
Flujo de agua	817.65 m ³ /hr (3,600 gpm)
Temperatura de entrada del agua	32.22°C (90°F)
Temperatura de salida del agua	29.44°C (85°F)
Temperatura de bulbo húmedo a la entrada	26.67°C (80 °F)
Número de celdas	2
Dimensiones (por celda)	4.96 x 4.96 m (16.3 x 16.3 ft)
Altura ocupada por empaque	2.62 m (8.6 ft)
Diámetro de ventilador	3.05 m (10.0 ft)
Potencia del ventilador	37.29 kW (50 hp)
Diámetro de tubería de entrada	0.25 m (10 in)

Cuadro 129. Especificaciones de torre 3

Aspecto	Medida
Flujo de agua	3,400m ³ /hr (14,970gpm)
Temperatura de entrada del agua	36.50°C (97.7°F)
Temperatura de salida del agua	29.70°C (85.46°F)
Temperatura de bulbo húmedo a la entrada	26.00°C (78.80°F)
Número de celdas	1
Dimensiones (por celda)	16.41 x 16.41 m (53.8 x 53.8 ft)
Altura ocupada por empaque	8 m (26.2 ft)
Diámetro de ventilador	9.75 m (32.0 ft)
Potencia del ventilador	130.9 kW (175 hp)
Diámetro de tubería de entrada	0.76 m (30 in)

Cuadro 130. Especificaciones de torre 4

Aspecto	Medida
Flujo de agua	2,800m ³ /hr (12,328gpm)
Temperatura de entrada del agua	33.10°C (91.58°F)
Temperatura de salida del agua	29.70°C (85.46°F)
Temperatura de bulbo húmedo a la entrada	26.00°C (78.80°F)
Número de celdas	1
Dimensiones (por celda)	13.10 x 11.67 m (43.0 x 38.3 ft)
Altura ocupada por empaque	5.71 m (18.7 ft)
Diámetro de ventilador	6.71 m (22.0 ft)
Potencia del ventilador	102.3 kW (137.2 hp)
Diámetro de tubería de entrada	0.61 m (24 in)

Cuadro 131. Especificaciones de torre 5

Aspecto	Medida
Flujo de agua	2,600m ³ /hr (11,447gpm)
Temperatura de entrada del agua	36.25°C (97.25°F)
Temperatura de salida del agua	29.70°C (85.46°F)
Temperatura de bulbo húmedo a la entrada	26.00°C (78.8°F)
Número de celdas	1
Dimensiones (por celda)	14.80 x 14.80 m (44.6 x 44.6 ft)
Altura ocupada por empaque	6.91 m (22.7 ft)

Aspecto	Medida
Diámetro de ventilador	8.53 m (28 ft)
Potencia del ventilador	90.28 kW (120 hp)
Diámetro de tubería de entrada	0.41 (16 in)

9. Condiciones del aire de torres de enfriamiento

Cuadro 132. Condiciones del aire de la torre 1

Hora	Temperatura de entrada (°C)	Humedad relativa de entrada	Temperatura de salida (°C)	Humedad relativa de salida	Velocidad de salida (m/s)
02:00	21.61	74%	26.00	99%	8.70
05:00	21.85	76%	29.03	100%	11.07
08:00	26.30	68%	28.50	96%	8.90
10:00	30.41	61%	31.15	95%	10.70
12:00	31.08	50%	32.25	74%	12.02
14:00	28.74	56%	29.05	83%	10.47
16:00	25.46	67%	31.27	96%	9.03
18:00	18.86	71%	28.08	89%	11.50
20:00	25.37	70%	26.17	96%	12.43
23:00	23.56	71%	25.70	97%	9.42

Cuadro 133. Condiciones del aire de la torre 2

Hora	Temperatura de entrada (°C)	Humedad relativa de entrada	Temperatura de salida (°C)	Humedad relativa de salida	Velocidad de salida (m/s)
02:00	22.09	79%	26.36	97%	10.50
05:00	21.30	77%	24.30	92%	12.90
08:00	25.53	69%	24.80	84%	7.87
10:00	30.93	59%	31.24	82%	10.49
12:00	31.54	50%	33.47	76%	11.23
14:00	24.81	54%	29.53	73%	11.70
16:00	24.65	66%	30.90	95%	13.70
18:00	20.89	71%	29.03	98%	8.73
20:00	24.04	77%	26.27	97%	8.50
23:00	22.15	76%	25.40	95%	10.88

Cuadro 134. Condiciones del aire de la torre 3

Hora	Temperatura de entrada (°C)	Humedad relativa de entrada	Temperatura de salida (°C)	Humedad relativa de salida	Velocidad de salida (m/s)
02:00	22.64	75%	24.64	96%	8.17
05:00	22.79	77%	25.30	100%	7.83
08:00	24.95	66%	26.17	71%	10.13
10:00	29.83	63%	30.13	75%	7.27
12:00	32.23	53%	30.77	72%	9.13
14:00	36.62	45%	35.22	74%	8.93
16:00	28.43	70%	28.33	85%	9.27
18:00	22.08	74%	21.18	93%	9.27
20:00	22.72	68%	22.63	83%	7.73
23:00	24.11	79%	26.06	96%	7.32

Cuadro 135. Condiciones del aire de la torre 4

Hora	Temperatura de entrada (°C)	Humedad relativa de entrada	Temperatura de salida (°C)	Humedad relativa de salida	Velocidad de salida (m/s)
02:00	20.39	79%	24.51	97%	11.97
05:00	22.14	83%	25.93	100%	15.10
08:00	24.22	67%	27.50	76%	11.33
10:00	29.05	64%	31.67	77%	10.33
12:00	21.84	50%	33.60	75%	10.53
14:00	37.50	42%	33.97	70%	9.93
16:00	26.30	71%	27.95	93%	10.20
18:00	21.78	76%	20.08	99%	9.12
20:00	21.93	70%	23.87	91%	7.53
23:00	23.98	79%	26.06	99%	9.87

Cuadro 136. Condiciones del aire de la torre 5

Hora	Temperatura de entrada (°C)	Humedad relativa de entrada	Temperatura de salida (°C)	Humedad relativa de salida	Velocidad de salida (m/s)
02:00	13.94	73%	21.30	92%	8.77
05:00	21.67	81%	No disponible	No disponible	No disponible
08:00	24.01	70%	29.53	90%	9.20
10:00	28.22	64%	31.80	79%	8.87
12:00	31.93	59%	No disponible	No disponible	No disponible
14:00	36.37	44%	32.77	81%	7.90
16:00	24.70	70%	27.37	94%	8.43
18:00	18.31	81%	No disponible	No disponible	No disponible
20:00	21.47	73%	24.70	96%	7.92
23:00	23.34	78%	26.90	98%	8.77

10. Condiciones del agua de las torres de enfriamiento

Cuadro 137. Condiciones del agua de la torre 1

Hora	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	% de nivel de pileta
02:00	29.53	28.99	94%
05:00	29.73	28.91	52%
10:00	30.53	28.84	100%
12:00	32.27	29.35	95%
14:00	30.12	28.83	99%
16:00	33.47	31.86	93%
18:00	32.47	29.17	96%
23:00	29.67	28.97	90%

Cuadro 138. Condiciones del agua de la torre 2

Hora	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	% de nivel de pileta
02:00	27.40	26.93	99%
05:00	29.60	27.50	100%
10:00	32.60	29.11	95%
12:00	29.80	28.95	100%
14:00	28.50	27.63	100%
16:00	29.27	28.57	86%
18:00	28.20	27.60	100%
23:00	28.20	27.83	95%

Cuadro 139. Condiciones del agua de la torre 3

Hora	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	% de nivel de pileta
02:00	28.52	26.21	78%
05:00	28.43	25.90	85%
10:00	28.90	26.07	91%
12:00	28.63	25.85	87%
14:00	32.07	28.28	90%
16:00	26.76	26.54	86%
18:00	26.76	26.54	86%
23:00	27.42	24.98	88%

Cuadro 140. Condiciones del agua de la torre 4

Hora	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	% de nivel de pileta
02:00	30.26	26.02	93%
05:00	30.54	25.93	85%
10:00	30.60	26.50	75%
12:00	31.60	26.47	91%
14:00	29.32	26.57	72%
16:00	33.03	27.46	88%
18:00	33.00	27.46	88%
23:00	30.26	26.05	93%

Cuadro 141. Condiciones del agua de la torre 5

Hora	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)	% de nivel de pileta
14:00	31.97	27.45	92%

11. Comportamiento del aire de entrada a las diferentes torres de enfriamiento en el día.

Figura 69. Temperatura del aire de entrada a la torre 1 en el día

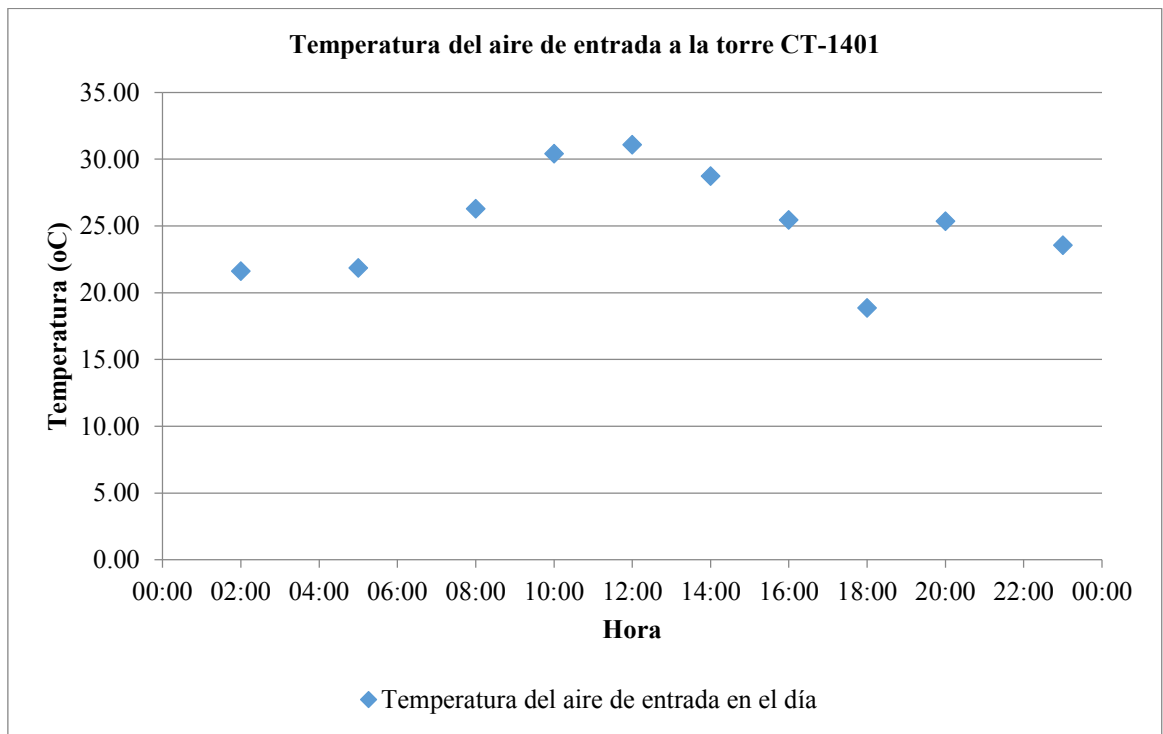


Figura 70. Humedad relativa del aire de entrada a la torre 1 en el día

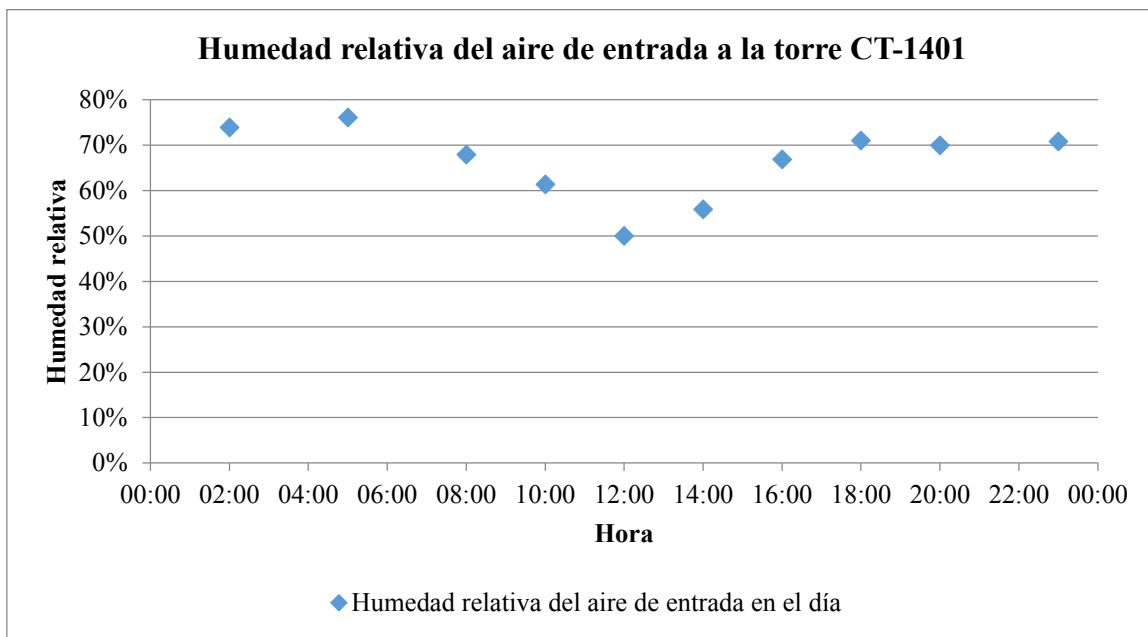


Figura 71. Temperatura del aire de entrada a la torre 2 en el día

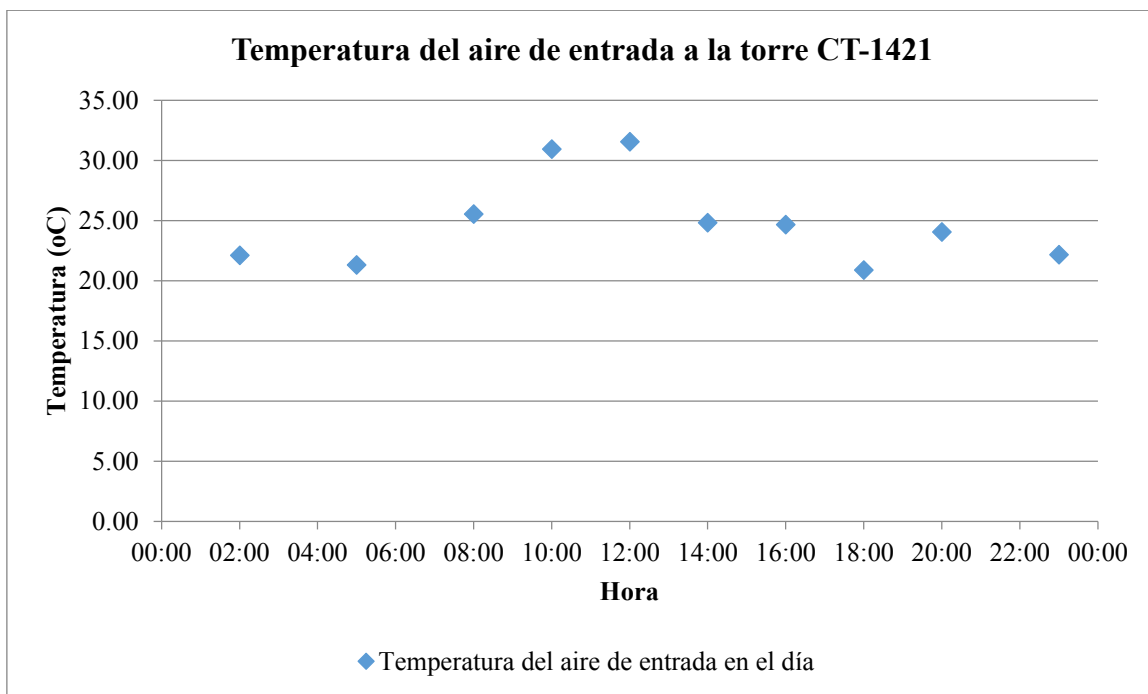


Figura 72. Humedad relativa del aire de entrada a la torre 2 en el día

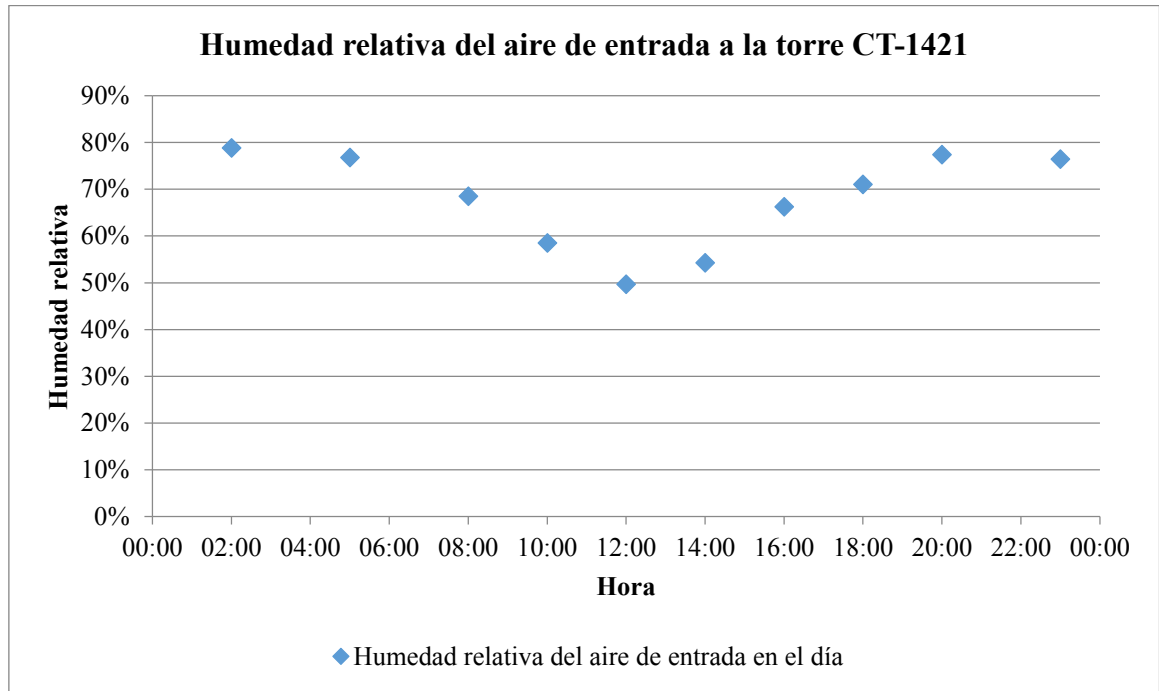


Figura 73. Temperatura del aire de entrada a la torre 3 en el día

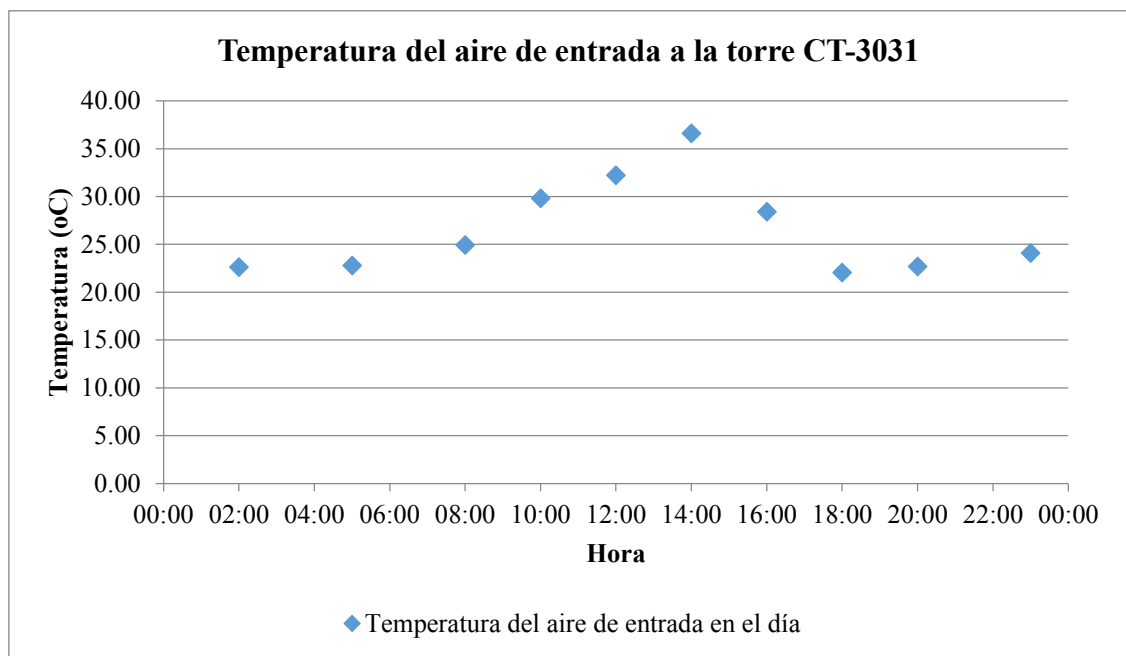


Figura 74. Humedad relativa del aire de entrada a la torre 3 en el día

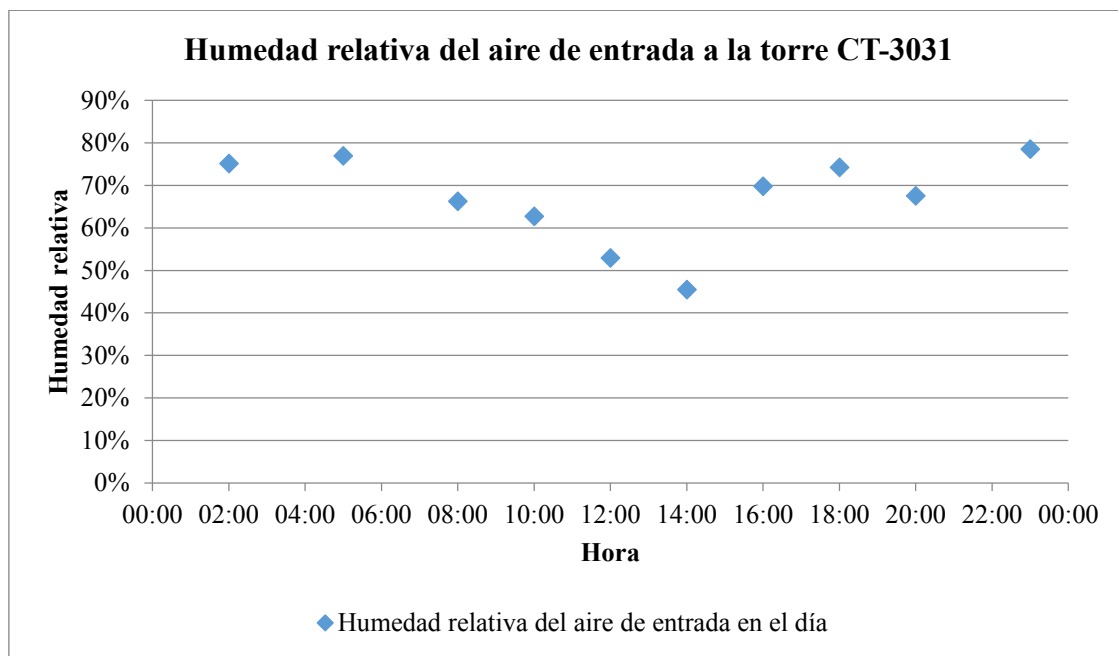


Figura 75. Temperatura del aire de entrada a la torre 4 en el día

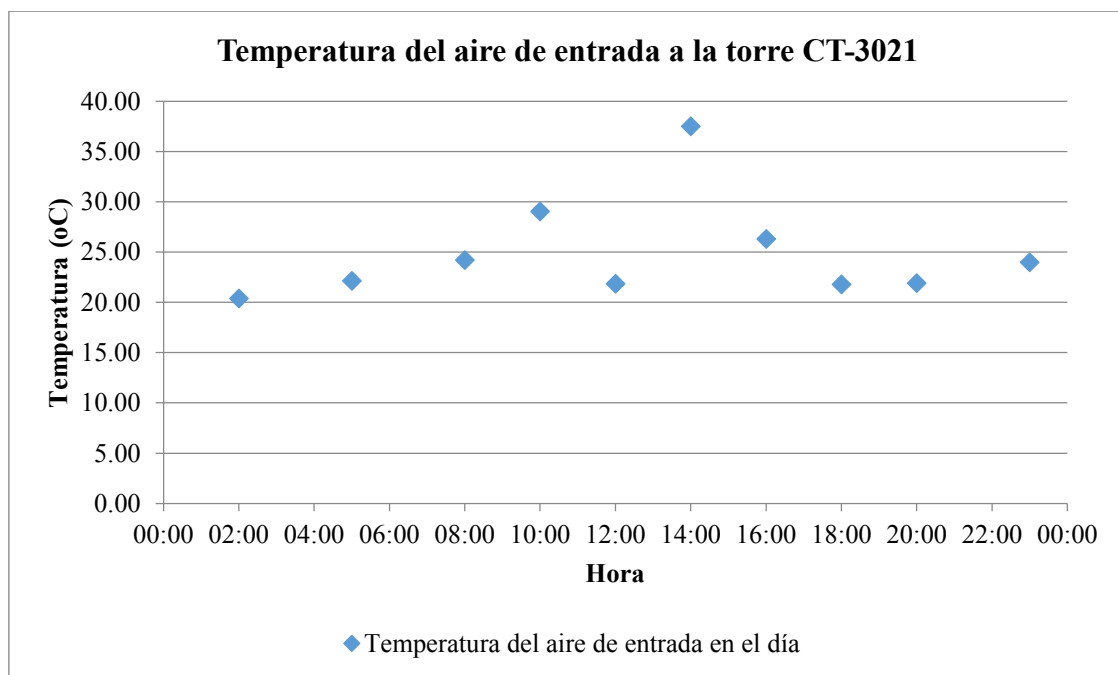


Figura 76. Humedad relativa del aire de entrada a la torre 4 en el día

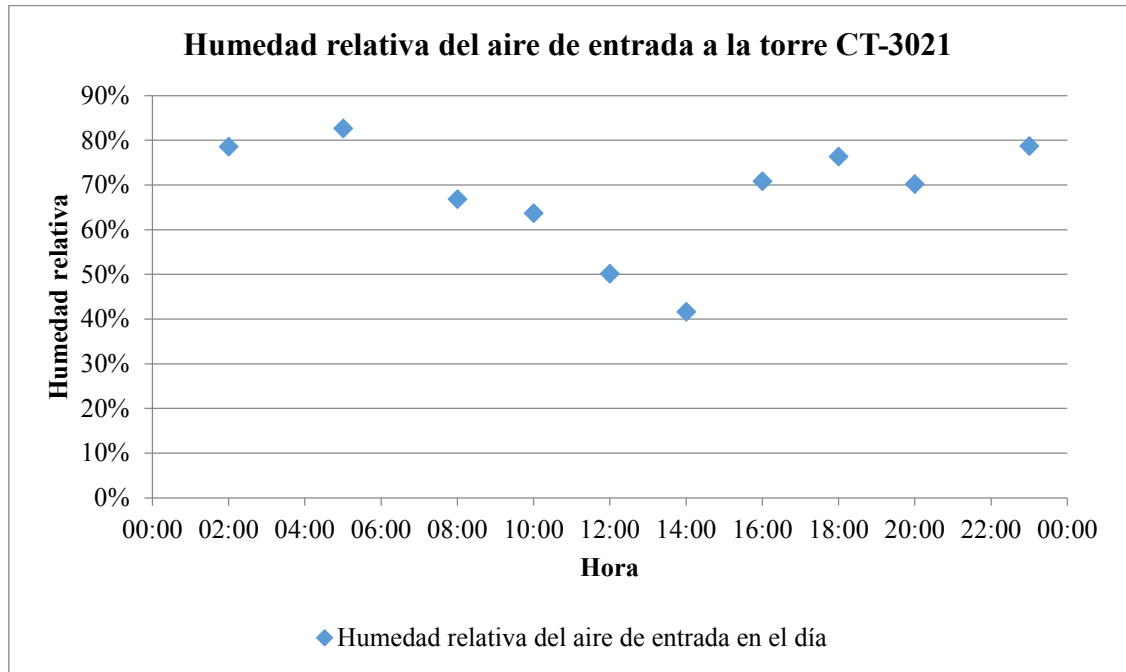


Figura 77. Temperatura del aire de entrada a la torre 5 en el día

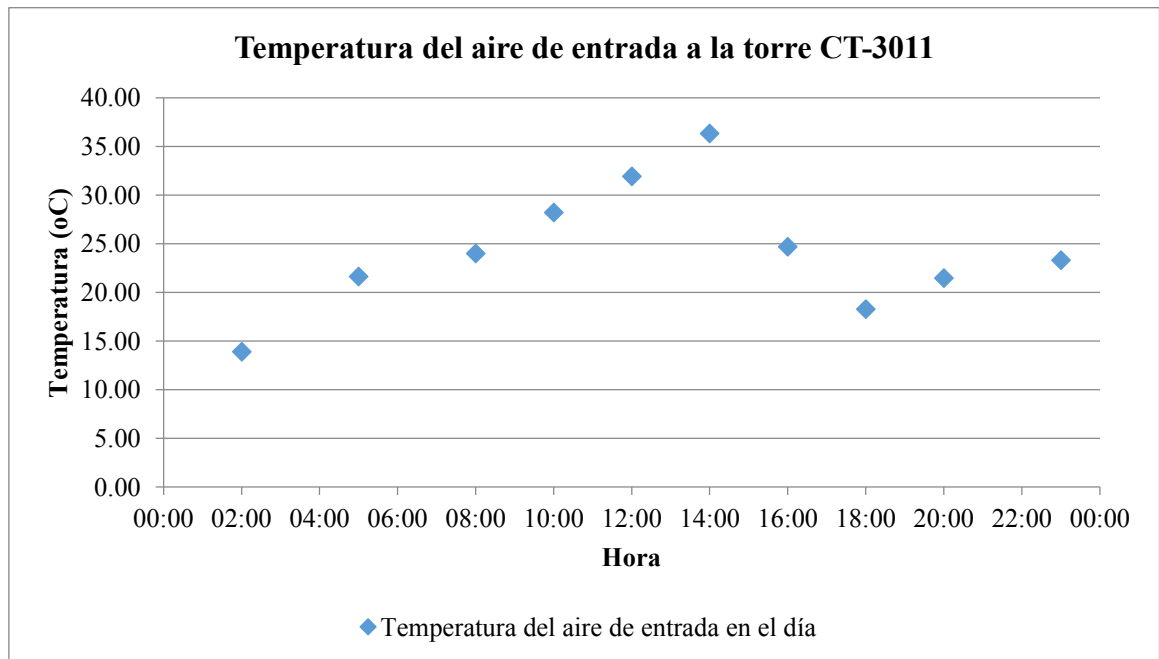
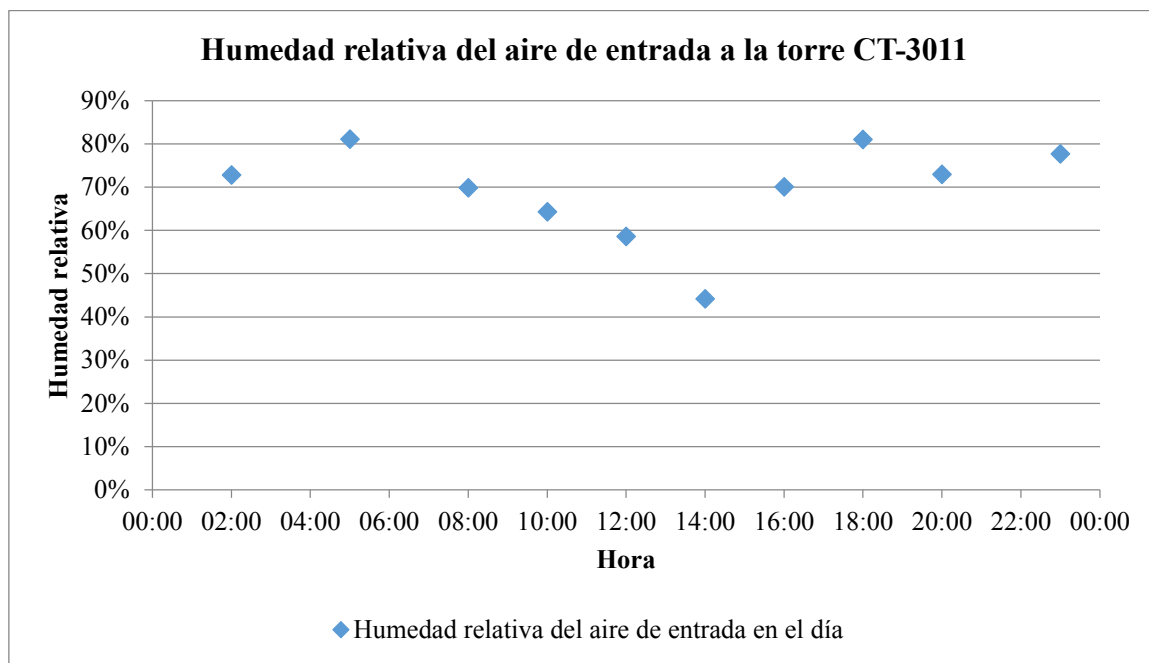


Figura 78. Humedad relativa del aire de entrada a la torre 5 en el día



12. Comportamiento teórico y real de la temperatura del agua en el día en las distintas torres de enfriamiento.

Cuadro 142. Temperatura teórica y real de salida del agua de la torre 1

Hora	Temperatura real de salida del agua (°C)	Temperatura teórica de salida del agua (°C)	% de diferencia
02:00	28.99	27.15	-7%
05:00	28.91	25.27	-14%
10:00	28.84	27.52	-5%
12:00	29.35	29.54	1%
14:00	28.83	28.17	-2%
16:00	31.86	29.66	-7%

Hora	Temperatura real de salida del agua (°C)	Temperatura teórica de salida del agua (°C)	% de diferencia
18:00	29.17	27.99	-4%
23:00	28.97	27.73	-4%

Cuadro 143. Temperatura teórica y real de salida del agua de la torre 2

Hora	Temperatura real de salida del agua (°C)	Temperatura teórica de salida del agua (°C)	% de diferencia
02:00	26.93	25.66	-5%
05:00	27.50	28.14	2%
10:00	29.11	31.29	7%
12:00	28.95	27.62	-5%
14:00	27.63	26.42	-5%
16:00	28.57	25.31	-13%
18:00	27.60	25.60	-8%
23:00	27.83	26.69	-4%

Cuadro 144. Temperatura teórica y real de salida del agua de la torre 3

Hora	Temperatura real de salida del agua (oC)	Temperatura teórica de salida del agua (oC)	% de diferencia
02:00	26.21	27.29	4%
05:00	25.9	27.01	4%
10:00	26.07	28.29	8%
12:00	25.85	27.90	7%
14:00	28.28	30.26	7%
16:00	26.54	26.00	-2%
18:00	26.54	26.34	-1%
23:00	24.98	26.37	5%

Cuadro 145. Temperatura teórica y real de salida del agua de la torre 4

Hora	Temperatura real de salida del agua (oC)	Temperatura teórica de salida del agua (oC)	% de diferencia
02:00	26.02	28.50	9%
05:00	25.93	26.30	1%
10:00	26.5	28.58	7%
12:00	26.47	29.94	12%
14:00	26.57	28.03	5%
16:00	27.46	30.04	9%

(continuación Cuadro 145)

Hora	Temperatura real de salida del agua (oC)	Temperatura teórica de salida del agua (oC)	% de diferencia
18:00	27.46	30.53	10%
23:00	26.05	28.84	10%

Cuadro 146. Temperatura teórica y real de salida del agua de la torre 5

Hora	Temperatura real de salida del agua (oC)	Temperatura teórica de salida del agua (oC)	% de diferencia
14:00	27.45	30.57	10%

13. Uso de los ventiladores a diferentes horas del día.

Cuadro 147. Uso del ventilador de la torre 1

Hora	% de uso de Ventilador	Frecuencia del ventilador (Hz)
2:00	0.53	31.80
5:00	0.95	57.07
10:00	1.00	60.00
12:00	0.66	39.60
14:00	0.25	15.00
16:00	0.85	51.00
18:00	0.71	42.60
23:00	0.56	33.60

Cuadro 148. Uso del ventilador de la torre 5

Hora	% de uso de Ventilador	Frecuencia del ventilador (Hz)
14:00	100%	60.00

Cuadro 149. Uso del ventilador de la torre 2

Hora	% de uso de Ventilador	Frecuencia del ventilador (Hz)
02:00	100%	60.00
05:00	100%	60.00
10:00	82%	49.20
12:00	100%	60.00
14:00	100%	60.00
16:00	100%	60.00
18:00	100%	60.00
23:00	100%	60.00

Cuadro 150. Uso del ventilador de la torre 3

Hora	% de uso de Ventilador	Frecuencia del ventilador (Hz)
02:00	76%	45.60
05:00	67%	40.20
10:00	100%	60.00
12:00	100%	60.00
14:00	100%	60.00
16:00	72%	43.20
18:00	72%	43.20
23:00	82%	49.20

Cuadro 151. Uso del ventilador de la torre 4

Hora	% de uso de Ventilador	Frecuencia del ventilador (Hz)
02:00	85%	51.00
05:00	67%	40.20
10:00	100%	60.00
12:00	100%	60.00
14:00	100%	60.00
16:00	100%	60.00
18:00	100%	60.00
23:00	85%	51.00

D. Cálculos

1. Cálculos de muestra para determinar la cabeza total mínima de la bomba P-556:

Determinación de las propiedades físicas del fluido de la bomba P-556:

a. Cálculo de la fracción molar: Sabiendo que el fluido de la bomba P-556 es etanol al 3% (%m/m) se determina lo siguiente:

$$\text{moles etanol} = (0.03g \text{ etanol}) \left(\frac{1 \text{ mol etanol}}{46.068g \text{ etanol}} \right) = 6.512 \times 10^{-4} \text{ mol}$$

$$\text{moles agua} = (0.97g \text{ agua}) \left(\frac{1 \text{ mol agua}}{18.02g \text{ agua}} \right) = 5.38 \times 10^{-2} \text{ mol}$$

$$\text{Fracción molar etanol} = \frac{6.512 \times 10^{-4} \text{ mol}}{6.512 \times 10^{-4} \text{ mol} + 5.38 \times 10^{-2} \text{ mol}} = 0.012$$

$$\text{Fracción molar agua} = \frac{5.38 \times 10^{-2} \text{ mol}}{6.512 \times 10^{-4} \text{ mol} + 5.38 \times 10^{-2} \text{ mol}} = 0.988$$

Se calcularon las fracciones molares para el resto de fluidos según su composición.

b. Cálculo de la viscosidad a partir de temperatura promedio (341.5K). Utilizando el Manual del Ingeniero Químico en su octava edición (Perry y Green, 2008) en las tablas 2-214 y 2-305 se determinaron las viscosidades del etanol puro y agua pura respectivamente. Asimismo, utilizando la fracción molar se obtiene la viscosidad ponderada como sigue:

$$\text{Viscosidad etanol } 3\% \left(\% \frac{m}{m} \right) = 0.012 * 0.18cP + 0.988 * 0.18cP = 0.18cP$$

Se calcularon las viscosidades para el resto de fluidos según su temperatura real de operación.

c. Cálculo de la densidad a partir de la temperatura promedio (341.5K). Utilizando el Manual del Ingeniero Químico en su octava edición (Perry y Green, 2008) en la tabla 2-30 se determinó la densidad del agua pura. En la tabla 2-32 se encontró la ecuación de densidad del etanol en función de la temperatura:

$$\rho = \left(\frac{C1}{C2 \left(1 + \left(1 - \frac{T(K)}{C3} \right)^{C4} \right)} \right)$$

(Ecuación 61)

Donde los parámetros C1, C2, C3, C4 SON 1.6288, 0.27469, 514 Y 0.23178 respectivamente, y la temperatura (T) se da en la escala Kelvin. Utilizando la ecuación anterior se obtiene que la densidad del etanol en kg/m³ a la temperatura promedio (341.5K) es:

$$\rho = \left(\frac{1.6288}{0.2749^{(1 + (1 - \frac{341.5}{514})^{0.2318})}} \right) = 14.06 \frac{\text{mol}}{\text{dm}^3}$$

$$\left(14.06 \frac{\text{mol}}{\text{dm}^3} \right) \left(\frac{46.068 \text{g}}{1 \text{mol}} \right) \left(\frac{1 \text{kg}}{1000 \text{g}} \right) \left(\frac{1 \text{dm}^3}{0.001 \text{m}^3} \right) = 647.76 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Densidad etanol 3\%} \left(\% \frac{\text{m}}{\text{m}} \right) = 0.012 * 647.76 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 0.988 * 916 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 912.8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Se calcularon las densidades para el resto de fluidos según su temperatura real de operación.

2.Cálculo de la presión de vapor de la mezcla a partir de la temperatura promedio (341.5K): Utilizando el Manual del Ingeniero Químico en su octava edición (Perry y Green, 2008) en la tabla 2-8 se encontró la ecuación de la presión de vapor del etanol (P^{sat}) en función de la temperatura (T) en un intervalo de 159.05 a 514K:

$$\ln(P^{sat}) = C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln(T) + C4 \times T^5$$

(Ecuación 62)

Donde los parámetros C1, C2, C3, C4 y C5 son 73.304, -7122.3, -7.1424, 2.885×10^{-6} y 2 respectivamente, y la temperatura se da en la escala Kelvin. Utilizando la ecuación anterior se obtiene que la presión a la temperatura promedio (341.5K) es:

$$P^{sat} = e^{73.304 - \frac{7122.3}{341.5} - 7.1424 \ln(341.5) - 2.885 \times 10^{-6} \times (341.5)^5} = 992.3 \times 10^3 \text{Pa}$$

$$P^{sat} = 992.3 \times 10^3 \text{Pa} \left(\frac{1 \text{kPa}}{1000 \text{Pa}} \right) = 992.3 \text{kPa}$$

De igual forma, utilizando la tabla 2-3 (Perry y Green, 2008) se determinó la presión de vapor para el agua, según los parámetros C1, C2, C3, C4 y C5 de 73.649, -7258.2, -7.3037, 4.1653×10^{-6} y 2 respectivamente. Se obtuvo a la temperatura promedio una presión de vapor de 482.2kPa.

Utilizando la ecuación de Raoult para soluciones ideales según Smith (Smith *et al.*, 2007):

$$P = x_1 P_1^{sat} + x_2 P_2^{sat}$$

(Ecuación 63)

Se determinó la presión total de vapor en la mezcla (P) a partir de la fracción molar del líquido (x_1, x_2) y las presiones de vapor ya encontradas. Utilizando los subíndices 1 y 2 para el etanol y el agua se obtiene:

$$P = (0.012)(992.2kPa) + (0.988)(482.2kPa) = 488.3kPa$$

Se calcularon las presiones de vapor para el resto de fluidos según su temperatura real de operación.

3. Determinación de la cabeza de presión superficial de succión:

a. Cálculo de la cabeza en unidades de pies de agua: Utilizando la (Ecuación 8) (McAllister, 2013) se pudo establecer la cabeza de presión superficial de succión a partir de la presión en la base de la columna T-552:

$$Presión en pies = \frac{(87.24 \text{ psig})(2.31 \frac{ft}{psig})}{0.91} = 221.45 ft$$

4. Determinación de la cabeza dinámica de succión:

a. Cálculo del área de la sección transversal de la tubería: Conociendo que la tubería es de diámetro nominal de 8 pulgadas catálogo 40 de acero inoxidable AISI 316, se determinó que el diámetro interno de la tubería (D) es de 7.981 plg en el Anexo 3 de libro de Operaciones Unitarias en Ingeniería Química (McCabe *et al.*, 2007). Con este valor se puede determinar el área de una sección de tubería circular con la siguiente ecuación (McCabe *et al.*, 2007):

$$A = \left(\frac{\pi}{4}\right) (D^2)$$

(Ecuación 64)

$$A = \left(\frac{\pi}{4}\right) \left((7.981 plg) \left(\frac{1m}{39.37 plg} \right) \right)^2 = 0.0323 m^2$$

b. Cálculo de la velocidad del fluido. Con el área de la sección transversal ya calculada y el flujo volumétrico del fluido que pasa por la bomba se utiliza una ecuación de balance de masa (McCabe *et al.*, 2007):

$$v = \frac{q}{A}$$

(Ecuación 65)

$$v = \frac{\left(62.7 \frac{m^3}{h}\right) \left(\frac{1h}{3600s}\right)}{0.0323 m^2} = 0.539 \frac{m}{s}$$

c.Cálculo del número de Reynolds. Utilizando la ecuación de Reynolds y valores de propiedades del fluido ya determinados, se obtiene el número de Reynolds de la siguiente manera:

$$Re = \frac{(7.981plg) \left(\frac{1m}{39.37plg}\right) (0.539 \frac{m}{s}) \left(919 \frac{kg}{m^3}\right)}{(0.180cP) \left(\frac{1Pa \times s}{1000cP}\right)} = 5.53 \times 10^5$$

Cálculo de la relación k/D. Utilizando el diagrama de Moody (McCabe *et al.*, 2007) en la Figura 11, se determinó que el coeficiente k para el acero es de 0.00015ft. Utilizando el diámetro, se encuentra la relación k/D.

$$\frac{k}{D} = \frac{(0.00015ft)}{(7.981plg) \left(\frac{1ft}{12plg}\right)} = 0.00023$$

Ya teniendo el factor $\frac{k}{D}$ y el número de Reynolds, se encuentra en el diagrama de Moody el factor de fricción de fanning (f) 0.0038.

d.Cálculo del factor de fricción debido a accesorios en la tubería (Kf). Utilizando la Figura 11 y la (Ecuación 9) se determinó el factor de fricción en la succión debido a cuatro codos rectos, un acople en "T", cuatro bridas y una válvula de mariposa:

$$K_f = 4 \times 0.75 + 1 \times 0.4 + 4 \times 0.04 + 1 \times 0.1 = 3.66$$

e.Cálculo del factor de fricción debido a expansión en la tubería (Ke). Utilizando la (Ecuación 10) se simplificó para obtenerla en función de los diámetros de expansión D_b y el original D_a . De esta forma, se determinó el factor de fricción debido a un reductor de 4 a 6 pulgadas en la descarga de la misma bomba:

$$K_e = \left(1 - \frac{D_a^2}{D_b^2}\right)^2$$

$$K_e = \left(1 - \frac{(4 \text{ pulgadas})^2}{(6 \text{ pulgadas})^2}\right)^2 = 0.31$$

f. Cálculo del factor de fricción debido a contracción en la tubería (K_c). Utilizando la (Ecuación 11) se simplificó para obtenerla en función de los diámetros de contracción D_a y el original D_b . Luego, se determinó el factor de fricción en la succión debido a un reductor de 8 a 4 pulgadas:

$$K_c = 0.4 \times \left(1 - \frac{D_a^2}{D_b^2}\right)$$

$$K_c = 0.4 \times \left(1 - \frac{(4 \text{ pulgadas})^2}{(8 \text{ pulgadas})^2}\right) = 0.30$$

g. Cálculo del factor de fricción debido a largo de tubería. Utilizando la (Ecuación 9) se determinó el factor de fricción en la succión a partir de 11ft de longitud de tubería:

$$4f \frac{L}{D} = \frac{4 \times 0.0038 \times 11\text{ft}}{(7.981\text{plg}) \left(\frac{1\text{ft}}{12\text{plg}}\right)} = 0.251$$

h. Cálculo de la cabeza dinámica de succión. Utilizando la (Ecuación 9) y los resultados de los diferentes factores de fricción (accesorios, expansiones, contracciones y largo de la tubería) se determina:

$$h_f = (0.251 + 0.3 + 0 + 3.66) \frac{\left(0.539 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \left(9.8 \frac{m}{s^2}\right)} = 0.0624m \text{ (0.205ft)}$$

i. Cálculo de la cabeza de succión. A partir de la cabeza de altura de la succión obtenida de los planos, la cabeza calculada de presión superficial de succión y la cabeza dinámica de succión se suman según la definición de cabeza de succión para obtener:

$$\text{Cabeza de succión} = 3\text{ft} + 221.45\text{ft} - 0.205\text{ft} = 224.66\text{ft}$$

Se realizaron cálculos similares a los realizados en la succión de la bomba para la descarga de la misma, con los cuales se pudo obtener la cabeza de descarga de 315.00 ft.

j. Cálculo de la cabeza total de la bomba P556. Con los datos obtenidos para la cabeza de succión y descarga de esta bomba, más la definición de la cabeza total, se determinó la cabeza total como sigue:

$$Cabeza\ Total = 315.00ft - 224.66ft = 90.34ft$$

5. Cálculos de muestra para determinar la cabeza total real de la bomba P-556 utilizando el manómetro de la descarga.

a. Cálculo de la nueva cabeza estática y presión superficial utilizando manómetro. Utilizando la (Ecuación 8) (McAllister, 2013) se pudo establecer la suma de las dos cabezas (estática y de presión superficial) es la siguiente:

$$Presión\ en\ pies = \frac{(170.2\ psig)(2.31\ \frac{ft}{psig})}{0.91} = 432.1ft$$

b. Cálculo de la cabeza real de descarga:

$$Cabeza\ real\ de\ descarga = 11.82ft + 432.10ft = 443.92ft$$

Cuyo resultado es mayor a los 315ft obtenidos en el cálculo de la cabeza mínima de descarga.

c. Cálculo de la cabeza real total:

$$Cabeza\ real\ total = 443.92ft - 224.66ft = 219.26\ ft$$

Cuyo resultado es mayor a los 90.34ft obtenidos en el cálculo de la cabeza total mínima de descarga.

6. Cálculos de muestra para determinar la cabeza de succión neta positiva disponible ($NPSH_A$) para la bomba P556:

a. Cálculo del $NPSH_A$. Utilizando la presión de vapor encontrada en el Anexo 2 se realiza un procedimiento similar realizado en ese Anexo para convertir los 488.3kPa a unidades de longitud, obteniéndose un valor de 179.8ft. Asimismo, se debe de añadir la presión atmosférica para el cálculo de esta cabeza, ya que la presión superficial era manométrica. El resultado de la conversión de presión atmosférica a pies es 37.22ft. Con estos valores y con datos de la cabeza neta de succión y la (Ecuación 13) se encuentra

$$NPSH_A = 3ft + 221.45ft - 0.205ft - 179.8ft + 37.22ft = 81.8ft$$

7. Cálculos de muestra para determinar el ahorro energético en la bomba P556

a. Cálculo de velocidad de rotación de la bomba. Utilizando los valores de diseño de la bomba de potencia (P_1) de 19.3hp, velocidad (n_1) de 3550rpm, cabeza total (H_1) de 170 ft, flujo (Q_1) de 340 gpm y $NPSH_{R1}$ de 12.5 ft, los valores reales de flujo Q_2 de 276.2 gpm y las leyes de afinidad para las bombas centrífugas (Ecuaciones 14-17):

Despejando para la nueva velocidad de la bomba (n_2) según (Ecuación 14):

$$n_2 = n_1 \left(\frac{Q_2}{Q_1} \right)$$

$$n_2 = (3550rpm) \left(\frac{276.2 \text{ gpm}}{340 \text{ gpm}} \right) = 2883rpm$$

b. Cálculo de la cabeza total de la bomba utilizando (Ecuación 15):

$$H_2 = 170 \text{ ft} \left(\frac{2883rpm}{3550rpm} \right)^2 = 112.1 \text{ ft}$$

c. Cálculo de la potencia total de la bomba utilizando (Ecuación 16):

$$P_2 = 19.3 \text{ hp} \left(\frac{2883rpm}{3550rpm} \right)^3 = 10.34 \text{ hp}$$

d. Cálculo de la cabeza total de la bomba utilizando (Ecuación 17):

$$NPSH_{R2} = 12.5 \text{ ft} \left(\frac{2883 \text{ rpm}}{3550 \text{ rpm}} \right)^2 = 8.25 \text{ ft}$$

8. Cálculo de la potencia de la bomba utilizando la curva característica. Con la cabeza total real encontrada (219.3ft), el flujo determinado por el medidor (276.2 gpm), el diámetro real del impelente (7.25 pulgadas) y utilizando la curva característica de la bomba P556, fue posible determinar las condiciones de potencia (BHP) de la bomba en la curva característica según Figura 68.

a. Cálculo del ahorro máximo de energía al reducir la velocidad:

$$\text{Ahorro} = 18 \text{ hp} - 10.34 \text{ hp} = 8.96 \text{ hp}$$

$$8.96 \text{ hp} \left(\frac{746 \text{ W}}{1 \text{ hp}} \right) \left(\frac{1 \text{ kW}}{1000 \text{ W}} \right) = 6.683 \text{ kW}$$

9. Cálculos de muestra para determinación de intercambiadores. Para el dimensionamiento de los sistemas de tratamiento térmico utilizando intercambiadores de calor de placas es necesario determinar el calor que se requiere transferir a la melaza de la siguiente ecuación:

$$\dot{Q} = \dot{m} C_p \Delta T$$

(Ecuación 66)

$$\dot{Q} = 4.20 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 2.05 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} * (403.15 - 303.15) \text{K} = 863.96 \text{ kW}$$

Donde \dot{Q} es el flujo de calor requerido en W, \dot{m} es el flujo másico de melaza, C_p es la capacidad calorífica de la melaza a 74.8°Brix y ΔT es el delta de temperatura requerido (Çengel & Ghajar, 2011).

Para la determinación del flujo másico de melaza en las dos plantas se obtuvo el tiempo de llenado de los tanques de almacenamiento y la capacidad obtenida del diseño de los mismos, el flujo másico se definió como la relación entre la masa llenada y el tiempo de llenado.

La capacidad calorífica se determinará a partir de la ecuación proveniente del libro Cheng “Manual del azúcar”, para la cual solo es necesario conocer los grados Brix.

$$c = 1 - 0.006B$$

(Ecuación 67)

$$c = 1 - 0.006(74.8^\circ \text{Brix}) = 0.49 \frac{\text{Cal}}{\text{kgK}} = 2.05 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}}$$

Donde c es la capacidad calorífica en $\text{cal/kg}^\circ\text{C}$ y B son los $^\circ\text{Brix}$ (Chen *et al.*, 1991b).

El delta de temperaturas se determinó a partir del estudio de “pasteurización y esterilización de melaza” realizado por Alberú donde recomienda una temperatura de calentamiento hasta 130°C figura 2-4 y la temperatura de alimentación al sistema de tratamiento térmico, se obtuvo de lo reportado por equipos de control de proceso instalados directamente en la planta, los datos se tomaron del cuarto de control de la planta productora de etanol (Alberu, 2015).

Utilizando una ecuación similar, cambiando la relación entre C_p y el ΔT por el cambio en la entalpía del fluido, se determinó el flujo de vapor requerido para el calentamiento de la melaza a esas condiciones:

$$\dot{Q} = \dot{m}\Delta H_{vap}$$

(Ecuación 68)

$$\dot{m} = \frac{= 863.96 \text{ kW}}{\left(2780 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 765 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right)} = 1543 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El flujo de calor utilizado es el flujo de calor requerido por la melaza, el ΔH_{vap} y densidad se determinó de la tabla de saturación en Figura 109 y Figura 110, para agua saturada a 150 psig.

Para la determinación del área requerida para el calentamiento de melaza, se utilizó la ecuación

$$\dot{Q} = UA\Delta T_{LM}$$

(Ecuación 69)

$$A = \frac{863.96 \text{ kW} * 1000 \frac{W}{kW}}{450 \frac{W}{m^2 K} * 96.56 K} = 19.88 \text{ m}^2$$

El flujo de calor utilizado \dot{Q} es el flujo de calor requerido por la melaza, que también es igual al calor brindado por el vapor a 150 psig. Como valor inicial de U global de transferencia se utilizó el descrito en los antecedentes $450 \text{ W/m}^2\text{K}$ brindada en la planta productora de etanol, verificando que para sistemas de transferencia de calor donde el fluido caliente sea vapor de agua y el fluido frío sea orgánico pesado el valor de coeficiente global de transferencia está entre $200\text{-}500 \text{ W/m}^2\text{K}$ (Sinnott *et al.*, 2006) en Figura 97. El valor del ΔT_{LM} se obtuvo de la siguiente expresión:

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

(Ecuación 70)

Siendo ΔT_1 la diferencia entre la temperatura de entrada del vapor y la temperatura de salida de la melaza, ΔT_2 es la diferencia entre la temperatura de salida del vapor y la temperatura de entrada de la melaza (Çengel & Ghajar, 2011).

Con el área requerida, el flujo de vapor y el flujo de melaza se buscó en el catálogo de alfa Laval “Heating and Cooling Solutions from Alfa Laval”, obteniendo la descripciones de diseño para el intercambiador y determinando el número de placas necesarias para la operación partiendo de las dimensiones del intercambiador que cumpla con los requerimientos.

$$\# \text{ Placas} = \frac{A_{total}}{A_{cada\text{placa}}}$$

(Ecuación 71)

$$\# \text{ Placas} = \frac{129 \text{ m}^2}{1.405 \text{ m} * 0.800 \text{ m}} = 115 \text{ platos}$$

Con estas descripciones de diseño del intercambiador se realizó la determinación teórica del coeficiente global de transferencia de calor que se ajuste a las propiedades del fluido, para la elección más conveniente del intercambiador de calor siguiendo el procedimiento propuesto en (Sinnott *et al.*, 2006).

El coeficiente global de transferencia de calor se define según (Sinnott *et al.*, 2006) como:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{hot}} + \frac{1}{h_{cold}} + \frac{1}{h_{ensuciamiento}} + \frac{d}{k}$$

(Ecuación 72)

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{120.42 \frac{W}{m^2K}} + \frac{1}{296.42 \frac{W}{m^2K}} + \frac{1}{10,0000 \frac{W}{m^2K}} + \frac{0.003 m}{21 \frac{W}{mK}} = 0.01195 \frac{m^2K}{W}$$

El valor para el $h_{ensuciamiento}$ se define según la Figura 109, esto en dependencia del fluido utilizado para la operación. La relación d/k hace referencia al coeficiente conductivo de calor, donde d es el grosor de la pared y k es la conductividad térmica del material.

h_{hot} es el coeficiente de convectivo de transferencia de calor para el flujo caliente, h_{cold} es el coeficiente convectivo de transferencia de calor para el flujo frío, $h_{ensuciamiento}$ es el coeficiente de ensuciamiento, d es el diámetro de la placa y k es la conductividad térmica del material de la placa.

El coeficiente convectivo de transferencia de calor se determinó para cada fluido de la siguiente forma, siguiendo lo descrito por (Sinnott *et al.*, 2006):

$$h_A = \frac{k_A * Nu}{d_h}$$

(Ecuación 73)

$$h_A = \frac{0.0299 \frac{W}{mK} * 32.22}{0.006 m} = 160.57 W/m^2K$$

Donde k_A es la conductividad térmica del fluido A que se obtiene a partir de valores teóricos en figura 10 para cada fluido, Nu es el número de Nusselt para el flujo de A entre las placas y d_h es el diámetro hidráulico equivalente.

El número de Nusselt se determina con la ecuación descrita en (Çengel & Ghajar, 2011) y Sinnott (Sinnott *et al.*, 2006) para flujos confinados:

$$Nu = 0.26Re^{0.65} * Pr^{0.4}$$

(Ecuación 74)

$$Nu = 0.26(1651)^{0.65} * 1.01^{0.4} = 32.22$$

Re es el número adimensional de Reynolds y Pr es el número adimensional de Prandtl este se encuentra en la Figura 8.

El número de Reynolds se definió según (Çengel & Ghajar, 2011) como:

$$Re = \frac{\rho * v * d_h}{\mu}$$

(Ecuación 75)

$$Re = \frac{5.81 \frac{m^3}{kg} * 0.720 \frac{m}{s} * 0.006 m}{0.015 mPa * s * \left(\frac{1 Pa}{1000 mPa}\right)}$$

Donde ρ y μ son propiedades del fluido que se encuentra en la Figura 8, para la melaza se utilizó el SugarTech como fuente principal.

La velocidad del fluido se determinó partiendo del flujo másico \dot{m} , la densidad ρ , el espacio entre placas b , el ancho de las placas W y el número de placas.

$$v = \frac{\dot{m}}{\rho * b * W * (\# \text{placas} - 1)/2}$$

(Ecuación 76)

$$v = \frac{1543 \frac{kg}{h} * \left(\frac{1h}{3600 s}\right)}{5.81 \frac{kg}{m^3} * \frac{87 - 1}{2} + \frac{1}{0.0024 m}} = 0.72 \frac{m}{s}$$

El diámetro hidráulico o equivalente descrito por en (Sinnott *et al.*, 2006) es:

$$d_h = 2 * b$$

(Ecuación 77)

$$d_h = 2 * 0.003 m = 0.006 m$$

Donde b es el espacio que existe entre dos placas continuas 0.4 mm es lo que recomienda alfa laval como el valor promedio en el catálogo de alfa Laval “Heating and Cooling Solutions from Alfa Laval” figura 11, 12 y 13.

El número de Prandtl se determinó según su definición (Çengel & Ghajar, 2011) como:

$$Pr = \frac{Cp * \mu}{k}$$

(Ecuación 78)

$$Pr = \frac{2.05 \frac{kJ}{kgK} * 105 mPa * s}{0.44 \frac{W}{mK}} = 491.77$$

Al determinar el nuevo valor para U a partir de las características de flujo, diseño del equipo se puede iterar hasta que los valores de U teórico y el U calculado converjan. Con esto se obtiene un coeficiente global de transferencia de calor más cercano al real que depende directamente de las características de la operación. La convergencia se logra cambiando el modelo de intercambiador de calor y el número de placas que este utilizará para la operación.

La caída de presión dentro de un intercambiador de placas se define como la sumatoria de la caída de presión que sucede dentro de las placas y la caída de presión debido a la contracción y expansión en los puertos de los platos.

$$\Delta P = \Delta P_p + \Delta P_{pt} = 5948 \frac{N}{m^2} + 279 \frac{N}{m^2} = 6227 \frac{N}{m^2} = 0.06 \text{ bar}$$

La caída de presión en las placas es estimada utilizando una variación de la ecuación para caída de presión en un conducto:

$$\Delta P_p = 8j_f(L_p/d_e) \frac{\rho u_p^2}{2}$$

(Ecuación 79)

$$\Delta P_p = 8 * 0.34 * \left(\frac{2.75m}{0.006m} \right) * \frac{\left(1413 \frac{kg}{m^3} * \left(0.082 \frac{m}{s} \right)^2 \right)}{2} = 5948 \frac{N}{m^2}$$

Donde ΔP es la caída de presión, j_f es el factor de fricción, L_p longitud recorrida, d_e es el diámetro equivalente, ρ es la densidad y u_p es la velocidad del fluido.

El factor de fricción es determinado de la siguiente ecuación:

$$j_f = 0.6Re^{-0.3}$$

(Ecuación 80)

$$j_f = 0.6 * 6.62^{-0.3} = 0.34$$

La caída de presión debido a la contracción y expansión en los puertos de los platos se determina utilizando la siguiente ecuación:

$$\Delta P_{pt} = 1.3 \frac{(\rho u_{pt}^2)}{2} N_p$$

(Ecuación 81)

$$\Delta P_{pt} = 1.3 * \frac{\left(1413 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(0.55 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2\right)}{2} = 279 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

Donde ΔP es la caída de presión, N_p es el número de pasos en el intercambiador, ρ es la densidad y u_p es la velocidad del fluido.

Esta metodología se aplicó para el dimensionamiento de los cuatro intercambiadores, dos para enfriamiento y dos para el calentamiento de melaza.

Como recomienda (Alberú, 2015) en “pasteurización y esterilización de melaza” es necesario 2-5 minuto de tiempo de residencia a una temperatura de 130°C para la melaza, esto para asegurar la esterilización de la melaza figuras 2-4.

10. Análisis de error en el cálculo de las propiedades de los fluidos.

a. Cálculo de la media para la temperatura del termómetro de la bomba P556:

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^N x_i}{N}$$

(Ecuación 82)

Donde x_i representa cada uno de los valores de x que componen el conjunto N de medidas de las réplicas.

$$\bar{x} = \frac{275.0(3) + 300.0(6) + 310.0(3) + 320.0(5)}{17} = 303.2 \pm 15.8^\circ\text{F}$$

b. Cálculo de la desviación estándar de los datos de temperatura tomados del termómetro de la bomba P556.

$$s = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (x_i - \bar{x})^2}{N - 1}}$$

(Ecuación 83)

Donde x_i representa cada uno de los valores de x que componen el conjunto de N medidas de las réplicas y \bar{x} es la media de la muestra.

$$s = \sqrt{\frac{3(275.0 - 303.2)^2 + 6(300.0 - 303.2)^2 + 3(310.0 - 303.2)^2 + 5(320.0 - 303.2)^2}{17 - 1}} = 15.8^\circ\text{F}$$

c. Propagación del error en la multiplicación y división de los datos de temperatura del termómetro de la bomba P556.

$$s_y = y \sqrt{\left(\frac{s_a}{a}\right)^2 + \left(\frac{s_b}{b}\right)^2 + \left(\frac{s_c}{c}\right)^2}$$

(Ecuación 84)

Donde s_a , s_b y s_c son las desviaciones estándar relativas de los números que se multiplican o dividen siendo estos a , b y c respectivamente. El resultado final obtenido del producto o división se representa con la letra y .

$$s_y = 423.8\text{K} \sqrt{\left(\frac{15.8}{303.2}\right)^2} = 22.1\text{K}$$

11. Cálculos detallados intercambiadores

a. Cálculo 1: capacidad calorífica a temperatura media en intercambiador E-599 a condiciones del día 30/03/2015 (Ver Cuadro 53 y Cuadro 121).

$$T_{promedio} = \frac{(74.57 + 49.44)^{\circ}C}{2} + 273.15 K = 335.15 K$$

$$C_p = C_1 + C_2T + C_3T^2 + C_4T^3 + C_5T^4$$

$$C_p = 10264 + (-139.63 \times 335.15K) + (-0.03034 \times 335.15K^2) + (0.002039 \times 335.15^3)$$

$$= 1.29 \times 10^5 \frac{J}{kmol * K} \times \frac{kmol}{46.068 kg} = 2804.09 \frac{J}{kg * K}$$

Debido a que el fluido caliente para este intercambiador es etanol anhidro al 99%, el C_p puro es igual al $C_{p,solución}$. En los casos en donde se tenía una mezcla se realizaba el promedio ponderado de los C_p de las sustancias involucradas, conociendo la fracción másica. Comúnmente agua y etanol.

El procedimiento para la obtención de las capacidades caloríficas fue similar para los demás intercambiadores, con excepción del E-564 dado que en este había un cambio de fase. Se tomarán los datos obtenidos el 09/05/2015 (Ver Cuadro 116 y Cuadro 121).

$$T_{promedio} = 343.05 K$$

$$\Delta H_v = C_1(1 - T_r)^{C_2 + C_3T_r + C_4T_r^2 + C_5T_r^3}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{343.05 K}{514 K} = 0.6674$$

$$\Delta H_{etanol} = C_1(1 - T_r)^{C_2 + C_3T_r + C_4T_r^2 + C_5T_r^3}$$

$$\Delta H_{etanol} = 39551968.42 \frac{J}{kmol} \times \frac{kmol}{46.068 kg} = 858548.03 \frac{J}{kg}$$

$$\Delta H_{agua} = 42130377.95 \frac{J}{kmol} \times \frac{kmol}{18.05 kg} = 2338591.35 \frac{J}{kg}$$

$$\Delta H_{solución} = 0.74 \times 858548.03 \frac{J}{kg} + 0.26 \times 2338591.35 \frac{J}{kg} = 1248095.43 \frac{J}{kg}$$

El mismo procedimiento, pero a distintas temperaturas, fue realizado para el intercambiador E-564.

b.Cálculo 2: calor transferido real intercambiador E-599 con datos obtenidos el 30/03/2015 (Ver Cuadro 53). Ya que los flujos medidos son volumétricos, con excepción del intercambiador E-302A y E-564, fue necesario convertir estos a flujo másico. Para ello fue necesario determinar la densidad a la temperatura promedio. Cuando fue necesario se interpoló a la temperatura deseada para hallar la densidad de la solución (Ver Cuadro 185 y Figura 99).

$$\dot{m} = \rho v$$

$$\dot{m}_{etanol} = 752.29 \frac{kg}{m^3} \times 6.2 \frac{m^3}{h} \times \frac{1 h}{3600 s} = 1.30 \frac{kg}{s}$$

Si se supone que el intercambiador es adiabático, es decir que las pérdidas a los alrededores por radiación son despreciables, que el intercambiador trabaja en un régimen estacionario, además que las capacidades caloríficas de ambos fluidos permanecen constantes dentro de un rango (Ver Figura 99), entonces el calor transferido es:

$$Q = \dot{m}C_p\Delta T$$

$$Q = 1.30 \frac{kg}{s} \times 2804.09 \frac{J}{kg * K} \times (74.56 - 49.44)K = 91228.47 \frac{J}{s} = 91.23 \frac{kJ}{s}$$

El mismo procedimiento se siguió para el cálculo de los demás intercambiadores, con excepción del E-564. Este tiene un cambio de fase. Se tomarán los datos obtenidos el 09/05/2015 (Ver Cuadro 116):

$$Q = \dot{m}\Delta H_v$$

$$Q = 0.14 \frac{kg}{s} \times 1248095.43 \frac{J}{kg} = 177160.21 \frac{J}{s} = 177.16 \frac{kJ}{s}$$

El mismo procedimiento, pero a distintas temperaturas y flujos, fue llevado a cabo para el intercambiador E-564.

c.Cálculo 3: coeficiente global de transferencia de calor en intercambiador E-599, datos tomados el 30/03/2015 (Ver Cuadro 53 y Cuadro 119). Aclaración: todos los intercambiadores operan a contracorriente.

$$Q = AUF\Delta T_{lm}$$

De acuerdo a Shah & Sekulić (2003:188) en un intercambiador a contracorriente y paralelo, se tiene que:

$$\Delta T_{lm} = \Delta T_m$$

Por lo tanto

$$F = 1$$

$$\Delta T_m = \frac{(74.56 - 36.67)K - (49.44 - 30.40)K}{\ln\left(\frac{74.56 - 36.67}{49.44 - 30.40}\right)} \times 1 = 27.39K$$

$$U = \frac{Q}{\Delta T_m * A} = \frac{91228.47 \frac{J}{s}}{27.39K \times 77.48 m^2} = 426.93 \frac{W}{m^2 * K}$$

Se realizó el mismo cálculo para determinar el coeficiente de transferencia global en todos los intercambiadores.

d.Cálculo 4: eficiencia del intercambiador E-599. Fecha: 30/03/2015 (Ver Cuadro 117). Suponiendo una eficiencia de equipo 90%.

$$\eta = \frac{Q_{real}}{Q_{teórico}} = \frac{91228.47 \frac{J}{s}}{162287.83 \frac{J}{s}} \times 0.9 \times 100\% = 50.59\%$$

La eficiencia de todos los intercambiadores fue calculada de la misma forma. Haciendo la suposición que el equipo cuenta con una eficiencia de 90%.

e.Cálculo 5: eficiencia promedio y desviación estándar de la eficiencia del intercambiador E-599 (Ver Cuadro 185).

$$\eta_{promedio} = \frac{50.59\% + 68.08\% + 46.12\% + 23.29\%}{4} = 47.02\%$$

$$s = \sqrt{\frac{\sum(X_i - 47.02\%)^2}{3}} = 18.44\%$$

Se realizó este tipo de cálculo a todos aquellos resultados que lo necesitarán.

f.Cálculo 6: número de Nusselt para el fluido frío del intercambiador de placas E-302 (Cuadro 187 y Cuadro 188). Aclaración el número de Nusselt calculado es el promedio, dado que se realizó un promedio del flujo másico y ciertas propiedades como la viscosidad.

$$\text{Velocidad del canal} = u_p = \frac{373.26 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{992.66 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times \frac{1}{\text{Área de sección cruzada por canal}} \times \frac{1}{\text{No. de canales por paso}}$$

$$\text{Velocidad del canal} = u_p = \frac{373.26 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{992.66 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times \frac{1}{1.99 \times 10^{-03} \text{m}^2} \times \frac{1}{75} = 2.51 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$Re = \frac{2.51 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 7.98 \times 10^{-03} \text{m} \times 992.66 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{6.71 \times 10^{-04} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} = 29690$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k}$$

$$Pr = \frac{4178.30 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times 6.71 \times 10^{-04} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}{0.6269 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}} = 4.47$$

$$Nu = \frac{h \times d_e}{k_f} = 0.26 Re^{0.65} Pr^{0.4}$$

$$Nu = 0.26(29690)^{0.65} (4.47)^{0.4} = 6.89$$

El mismo procedimiento fue llevado a cabo para la determinación del número de Nusselt, tanto para el fluido frío como el caliente, en los intercambiadores de placas.

g. Cálculo 7: coeficiente de convección del fluido frío para el intercambiador E-302.

$$h = \frac{Nu \times k_f}{d_e} = \frac{6.89 \times 0.6269 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}}{7.98 \times 10^{-03} \text{m}} = 541.19 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Se realizó el mismo cálculo para determinar el coeficiente en los intercambiadores de placas.

h. Cálculo 8: resistencia debido a las incrustaciones (R_f) en intercambiador E-302. El coeficiente global de transferencia de calor es el promedio para ese intercambiador.

$$R_{total} = \frac{1}{U} = \frac{1}{1796.19 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}} = 5.57 \times 10^{-04} \frac{\text{m}^2 \cdot \text{K}}{\text{W}}$$

$$R_f = 5.09 \times 10^{-04} \frac{\text{m}^2 \cdot \text{K}}{\text{W}}$$

Se realizó el mismo cálculo para determinar la resistencia por incrustaciones en los intercambiadores de placas.

i.Cálculo 9: Nusselt para el fluido dentro de los tubos, en el intercambiador E-551 (Ver Cuadro 189 y Cuadro 190).

$$v = \frac{4.63 \frac{kg}{s}}{895.43 \frac{kg}{m^3} \times 0.03199 m^2} = 0.16 \frac{m}{s}$$

$$Re = \frac{895.43 \frac{kg}{m^3} \times 0.022 m \times 0.1616 \frac{m}{s}}{2.00 \times 10^{-04} \frac{kg}{m * s}} = 15930.93$$

$$Pr = \frac{4228.66 \frac{J}{kg * K} \times 2.00 \times 10^{-04} \frac{kg}{m * s}}{0.6261 \frac{W}{m * K}} = 1.35$$

$$f = (0.790 \times \ln Re - 1.64)^{-2}$$

$$f = (0.790 \times \ln(15930.93) - 1.64)^{-2} = 0.03$$

$$Nu = 0.125f Re Pr^{1/3}$$

$$Nu = 0.125 \times 0.03 \times 15930.93 \times (1.35)^{1/3} = 61.06$$

El mismo procedimiento fue llevado a cabo para la determinación del número de Nusselt, tanto para el fluido dentro y fuera de los tubos, en los demás intercambiadores de coraza y tubos.

j.Cálculo 10: coeficiente de convección del fluido dentro de los tubos para el intercambiador E-551.

$$h_{tubos} = \frac{61.06 \times 0.6261 \frac{W}{m * K}}{0.022 m} = 1736.36 \frac{W}{m^2 * K}$$

$$h_{fuera tubos} = 16743.20 \frac{W}{m^2 * K}$$

$$R_{total} = \frac{1}{UA_o} = 8.42 \times 10^{-05} \frac{K}{W}$$

$$R_{f,tubos} = \left(8.42 \times 10^{-05} \frac{K}{W} - \frac{1}{1736.36 \frac{W}{m^2 * K} \times 17.71 m^2} - \frac{1}{16743.20 \frac{W}{m^2 * K} \times 20.43 m^2} \right)$$

$$\times 17.71 m^2 = 0.00086 \sim 8.64 \times 10^{-04} \frac{K}{W}$$

Se realizó el mismo cálculo para determinar la resistencia por incrustaciones dentro de los tubos en los intercambiadores de coraza y tubos.

12. Ecuaciones para determinar cantidad de materia prima e insumos a utilizar

$$\text{Etanol teórico} = 1 \text{ t melaza} * \frac{0.5 \text{ t AF}}{1 \text{ t melaza}} * \frac{0.5114 \text{ t ETOH}}{1 \text{ t AF}} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ ETOH}}{0.789 \text{ t ETOH}}$$

(Ecuación 85)

en donde:

- AF = azúcares fermentables
- ETOH = etanol a 100°

$$EG = \frac{\text{m}^3 \text{ ETOH producido}}{\text{m}^3 \text{ ETOH teórico}} * 100$$

(Ecuación 86)

en donde:

- EG = eficiencia global del proceso
- ETOH = etanol a 100°

$$EG = EF * ED$$

(Ecuación 87)

en donde:

- EG= eficiencia global del proceso
- EF= eficiencia del proceso de fermentación
- ED= eficiencia del proceso de destilación

$$t = \frac{X}{EG} * \frac{0.789 \text{ t ETOH}}{1 \text{ m}^3 \text{ ETOH}} * \frac{1 \text{ t AF}}{0.5114 \text{ t ETOH}} * \frac{1 \text{ t melaza}}{0.5 \text{ t AF}}$$

(Ecuación 88)

en donde

- t= cantidad de toneladas métricas de melaza estimadas se necesitan para el periodo de zafra
- X= cantidad real de etanol a 100° de pureza que se necesitan producir en un periodo de zafra
- EG = eficiencia global del proceso

E. Resultados intermedios.

1. Datos intermedios de las bombas

Cuadro 152. Viscosidades, densidades y presiones de vapor determinadas para los fluidos de las diferentes bombas.

Bomba	Viscosidad (Cp)	Densidad (kg/m ³)	Presión de vapor (kPa)
P508	0.340	1040	53.8
P510	0.438	941.2	35.2
P519	0.410	880	42.0
P536	0.183	701.6	667.9
P549	0.841	809.6	14.5
P556	0.180	912.8	488.3
P561	0.487	770.0	70.7

a. Bomba P-508

Cuadro 153. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-508

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	17.913	pulgadas
	0.45499111	m
Área	0.1625907	m ²
Velocidad	1.20276456	m ² /s
Re	1673932.56	
K	0.00015	ft
k/D	0.00010049	
F	0.0032	
4fL/D	0.204032	
Kf total	3.22	
Ke total	0.22222222	

Cuadro 154. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-508

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	11.938	pulgadas
	0.30322581	m
Área	0.07221413	m ²
Velocidad	2.70803409	m ² /s
Re	2511740.15	
K	0.00015	ft
k/D	0.00015078	
F	0.003375	
4fL/D	0.23166	
Kf total	1.32	
Kc total	0.42222222	

Cuadro 155. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-508

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática succión	6	ft
Cabeza de presión superficial de succión	15.4148077	ft
Cabeza dinámica de succión	0.88296599	ft
Cabeza Total de Succión	10.2977737	ft

Cuadro 156. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-508

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática descarga	15	ft
Cabeza de presión superficial de descarga (mínima)	17.2450385	ft
Cabeza dinámica de descarga	19.8851269	ft
Cabeza Total de Descarga	17.6400885	ft

b. Bomba P-510

Cuadro 157. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-510

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	6.065	pulgadas
	0.15405131	m
Área	0.01863892	m ²
Velocidad	0.22337672	m ² /s
Re	73929.6772	
K	0.00015	ft
k/D	0.00029678	
F	0.0051	
4fL/D	0.64782193	
Kf total	1.33	
Kc total	0.64375	
Diámetro	4.026	pulgadas
	0.1022606	m
Área	0.00821309	m ²
Velocidad	0.50693465	m ² /s
Re	111371.955	
K	0.00015	ft
k/D	0.00044709	
F	0.008	
4fL/D	3.57675112	
Kf total	3.25	
Kc total	0.22222222	

Cuadro 158. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-510

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	2.469	pulgadas
	0.06271273	m
Área	0.00308888	m ²
Velocidad	1.34789896	m ² /s
Re	181605.303	
K	0.00015	ft
k/D	0.00072904	
F	0.0051	

Descripción	Valor	Unidades
4fL/D	5.35407047	
Kf total	14.04	
Kc total	0.336	
Ke total	0.47455556	

Cuadro 159. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-510

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática succión	18.3	ft
Cabeza de presión superficial de succión	23.0221895	ft
Cabeza dinámica de succión	0.32503352	ft
Cabeza Total de Succión	5.04722299	ft

Cuadro 160. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-510

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática descarga	10.5	ft
Cabeza de presión superficial de descarga (mínima)	37.8903826	ft
Cabeza dinámica de descarga	6.18682081	ft
Cabeza Total de Descarga	54.5772034	ft

c. Bomba P-519

Cuadro 161. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-519

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	6.065	pulgadas
	0.15405131	m
Área	0.01863892	m ²
Velocidad	0.18239275	m ² /s
Re	60307.5617	
K	0.00015	ft
k/D	0.00029678	
F	0.00525	
4fL/D	7.52966859	
Kf	1.45	
Kc	0.35555556	

Cuadro 162. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-519

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	3.068	pulgadas
	0.07792736	m
Área	0.00476947	m ²
Velocidad	0.71278486	m ² /s
Re	119219.479	
K	0.00015	ft
k/D	0.0005867	
F	0.005	
4fL/D	12.0469361	
Kf	12.01	
Kc	1.98888889	

Cuadro 163. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-519

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática de fricción succión	14.5	ft
Cabeza de presión superficial de succión	15.435	ft
Cabeza dinámica de succión	0.05197059	ft
Cabeza Total de Succión	29.8830294	ft

Cuadro 164. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-519

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática de fricción descarga	35.65	ft
Cabeza de presión superficial de descarga (mínima)	249.668023	ft
Cabeza dinámica de descarga	57.8693691	ft
Cabeza Total de Descarga	343.187392	ft

d. Bomba P-536

Cuadro 165. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-536

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	7.981	pulgadas
	0.20271781	M
Área	0.03227555	m ²

Descripción	Valor	Unidades
Velocidad	0.26386071	m2/s
Re	205071.409	
K	0.00015	Ft
k/D	0.00022554	
F	0.00425	
4fL/D	0.63901767	
Kf	2.82	
Kc	0.375	

Cuadro 166. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-536

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	3.068	pulgadas
	0.07792736	M
Área	0.00476947	m2
Velocidad	1.78557723	m2/s
Re	533466.4	
K	0.00015	ft
k/D	0.0005867	
F	0.0046	
4fL/D	9.40415124	
Kf	16.3	
Kc	0.22222222	
Ke	0.57777778	

Cuadro 167. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-536

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática succión	10.25	ft
Cabeza de presión superficial de succión	301.228478	ft
Cabeza dinámica de succión	0.04467055	ft
Cabeza Total de Succión	311.433807	ft

Cuadro 168. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-536

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática descarga	100	ft
Cabeza de presión superficial de descarga (mínima)	301.261403	ft
Cabeza dinámica de descarga	14.1412875	ft
Cabeza Total de Descarga	415.40269	ft

e. Bomba P-549

Cuadro 169. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-549

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	3.016	pulgadas
	0.07660655	M
Área	0.00460916	m ²
Velocidad	0.49409898	m ² /s
Re	36499.3906	
K	0.00015	Ft
k/D	0.00059682	
F	0.0065	
4fL/D	0.74482759	
Kf	0.44222222	

Cuadro 170. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-549

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	2.067	pulgadas
	0.05250191	M
Área	0.00216491	m ²
Velocidad	1.05195141	m ² /s
Re	53256.9724	
K	0.00015	ft
k/D	0.00087083	
F	0.006	
4fL/D	23.1709724	
Kf	11.085	
Kc	10.475	
Ke	0.975	
H fricción	2.580526	M
	8.46412529	ft

Cuadro 171. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-549

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática succión	14.4	ft
Cabeza de presión superficial de succión	0	ft
Cabeza dinámica de succión	0.04849697	ft
Cabeza Total de Succión	14.448497	ft

Cuadro 172. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-549

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática descarga	100	Ft
Cabeza de presión superficial de descarga (mínima)	230.888 778	Ft
Cabeza dinámica de descarga	11.5441	Ft
	253	
Cabeza Total de Descarga	342.432	Ft
	903	

f. Bomba P-556

Cuadro 173. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-556

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	7.981	pulgadas
	0.20271781	M
Área	0.03227555	m ²
Velocidad	0.53974709	m ² /s
Re	553160.409	
k	0.00015	Ft
k/D	0.00022554	
f	0.0038	
4fL/D	0.2508	
Kf	3.66	
Kc	0.3	

Cuadro 174. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-556

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	6.065	pulgadas
	0.15405131	M
Área	0.01863892	m ²
Velocidad	0.93463775	m ² /s
Re	727909.848	
K	0.00015	ft
k/D	0.00029678	
F	0.0039	
4fL/D	3.783	
Kf	17.02	
Kc	0.52222222	
Ke	0.22222222	

Cuadro 175. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-556

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática succión	3	ft
Cabeza de presión superficial de succión	221.455385	ft
Cabeza dinámica de succión	0.20531684	ft
Cabeza Total de Succión	224.250068	ft

Cuadro 176. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-556

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática descarga	104.5	ft
Cabeza de presión superficial de descarga (mínima)	198.685385	ft
Cabeza dinámica de descarga	11.6732287	ft
Cabeza Total de Descarga	314.858613	ft

g. Bomba P-561

Cuadro 177. Datos de cabeza dinámica de succión de la bomba P-561

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	4.026	pulgadas
	0.1022606	m
Área	0.00821309	m ²
Velocidad	1.1521242	m ² /s
Re	186281.368	
k	0.00015	ft
k/D	0.00044709	
f	0.0046	
4fL/D	2.45150522	
Kf	3.48	
Kc	0.39288889	
Ke	0.22222222	
Diámetro	6.065	pulgadas
	0.15405131	m
Área	0.01863892	m ²
Velocidad	0.50767436	m ² /s
Re	123655.2	
k	0.00015	ft
k/D	0.00029678	
f	0.0045	
4fL/D	1.74865622	
Kf	2.48	
Kc	0.475	
Diámetro	7.981	pulgadas
	0.20271781	m
Área	0.03227555	m ²
Velocidad	0.29317857	m ² /s
Re	93969.2756	
k	0.00045	ft
k/D	0.00067661	
f	0.0046	
4fL/D	686.933333	
Kc	0.175	

Cuadro 178. Datos de cabeza dinámica de descarga de la bomba P-561

Descripción	Valor	Unidades
Diámetro	4.026	pulgadas
	0.1022606	m
Área	0.00821309	m ²
Velocidad	1.1521242	m/s
Re	186281.368	
K	0.00015	ft
k/D	0.00044709	
F	0.0046	
4fL/D	5.73608346	
Kf	15.28	
Kc	0.6	

Cuadro 179. Datos de cabeza total de succión de la bomba P-561

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática succión	22.5	ft
Cabeza de presión superficial de succión	-3	ft
Cabeza dinámica de succión	11.5405273	ft
Cabeza Total de Succión	7.95947268	ft

Cuadro 180. Datos de cabeza total de descarga de la bomba P-561

Descripción	Valor	Unidades
Cabeza estática descarga	127	ft
Cabeza de presión superficial de descarga (mínima)	0	ft
Cabeza dinámica de descarga	4.80168184	ft
Cabeza Total de Descarga	131.801682	ft

Cuadro 181. Cabeza total mínima calculada para las bombas

Bomba	Cabeza Total Mínima en m(ft)
P508	8.52 (27.94)
P510	18.17 (59.62)
P519	95.49 (313.30)
P536	31.69(103.97)
P549	99.96 (327.98)
P556	27.62 (90.61)
P561	37.74(123.84)

2. Datos intermedios intercambiadores

Cuadro 182. Propiedades calculadas para el intercambiador de coraza y tubos E-551

Fecha toma de datos (día/mes/año)	Hora (24 hrs)	TAG	Densidad (kg/m ³)	Temperatura promedio (K)	Cp (J/kg*K)
19/04/2015	01:42	E-551	747.15	357.59	3163.84
19/04/2015	15:00	E-551	746.57	358.15	3170.85
19/04/2015	16:10	E-551	747.44	357.32	3160.35

Cuadro 183. Propiedades calculadas para el intercambiador de coraza y tubos E-543

Fecha toma de datos (día/mes/año)	Hora (24 hrs)	TAG	Densidad (kg/m ³)	Temperatura promedio (K)	Cp (J/kg*K)
01/05/2015	23:45	E-543	937.2889	400.09	4262.14
02/05/2015	02:30	E-543	937.5333	399.82	4261.63
02/05/2015	16:20	E-543	937.2889	400.09	4262.14

Cuadro 184. Propiedades calculadas para el intercambiador de coraza y tubos E-564

Fecha toma de datos (día/mes/año)	Hora (24 hrs)	TAG	Temperatura promedio (K)	ΔH_v (J/kg)
09/05/2015	09:20	E-564	343.05	1248095.43
09/05/2015	11:45	E-564	350.6	1234552.88
09/05/2015	12:30	E-564	348.15	1238992.00

Cuadro 185. Propiedades calculadas para los intercambiadores de placas analizados

Fecha toma de datos (día/mes/año)	TAG	Densidad (kg/m ³)	Temperatura promedio (K)	Cp (J/kg*K)
30/03/2015	E-302 ^a	1127.00	320.18	3349.47
	E-599	752.29	335.15	2804.09
	E-512	901.21	307.14	3464.06
	E-594	853.46	307.25	3099.20
10/04/2015	E-302A	1118.00	319.63	3330.63
	E-599	762.11	324.71	2689.34
	E-512	900.98	307.53	3465.49
	E-594	853.87	306.65	3345.66
10/04/2015	E-302A	1119.00	320.24	3330.67
	E-599	768.95	317.04	2611.02
	E-512	900.74	307.94	3467.01
18/04/2015	E-594	853.56	307.10	3098.34
	E-302A	1119.00	320.02	3330.65
	E-599	756.92	330.23	2748.90
	E-512	901.33	306.94	3463.34
	E-594	853.18	307.65	3101.51

Cuadro 186. Flujos máxicos de intercambiadores de placas analizados

Fecha toma de datos (día/mes/año)	TAG	Flujo máxico (kg/s)
30/03/2015	E-302A	13.43
	E-599	1.3
	E-512	1.81
	E-594	1.17
10/04/2015	E-302A	14.38
	E-599	1.31
	E-512	1.8
	E-594	1.19

(continuación Cuadro 186)

Fecha toma de datos (día/mes/año)	TAG	Flujo másico (kg/s)
10/04/2015	E-302A	18.06
	E-599	1.3
	E-512	1.81
18/04/2015	E-594	1.19
	E-302A	17.39
	E-599	0.5
	E-512	1.81
	E-594	1.14

Cuadro 187. Flujos másicos para intercambiador de coraza y tubos E-551

Fecha toma de datos (día/mes/año)	Hora	TAG	Flujo másico (kg/s)
19/04/2015	01:42	E-551	40
19/04/2015	15:00	E-551	41.11
19/04/2015	16:10	E-551	39.44

Cuadro 188. Flujos másicos para intercambiador de coraza y tubos E-543

Fecha toma de datos (día/mes/año)	Hora	TAG	Flujo másico (kg/s)
01/05/2015	23:45	E-543	3.12
02/05/2015	02:30	E-543	3.11
02/05/2015	16:20	E-543	3.34

Cuadro 189. Diferencia media verdadera de temperatura y coeficiente global de transferencia de calor para intercambiadores de placas analizados

TAG	Fecha toma de datos (día/mes/año)	ΔT_m real (K)	U real (W/m ² *k)
E-302A	30/03/2015	12.45	1449.69
	10/04/2015	11.37	1752.77
	10/04/2015	11.69	2058.17
	18/04/2015	12.21	1924.12
E-599	30/03/2015	27.39	426.93
	10/04/2015	18.03	872.99
	10/04/2015	11.39	936.37
	18/04/2015	24.34	221.17
E-512	30/03/2015	5.71	550.05
	10/04/2015	4.45	527.19
	10/04/2015	4.11	441.00
	18/04/2015	3.85	467.46
E-594	30/03/2015	5.69	128.93
	10/04/2015	4.45	180.64
	10/04/2015	4.55	163.45
	18/04/2015	6.01	213.78

ΔT_m , diferencia de temperatura media verdadera. U, coeficiente de transferencia de calor

Cuadro 190. Diferencia media verdadera de temperatura promedio y coeficiente global de transferencia de calor promedio para intercambiadores de placas analizados

TAG	ΔT_m teórico (K)	ΔT_m real promedio (K)	Desviación estándar (K)	U teórico (W/m ² *k)	U promedio (W/m ² *k)	Desviación estándar (W/m ² *k)
E-302A	15.87	11.93	0.49	3075.67	1796.19	262.65
E-599	13.38	20.29	7.10	1554.60	614.37	346.56
E-512	1.97	4.53	0.83	3349.29	496.42	50.77
E-594	2.54	5.18	0.79	2135.54	171.70	35.34

ΔT_m , diferencia de temperatura media verdadera. U, coeficiente de transferencia de calor

Cuadro 191. Diferencia media verdadera de temperatura y coeficiente global de transferencia de calor para intercambiadores de coraza y tubos analizados

TAG	Fecha toma de datos (día/mes/año)	ΔT_m real (K)	U real (W/m ² *k)
E-551	19/04/2105	39.70	575.50
	19/04/2105	39.01	571.23
	19/04/2105	38.47	597.19
E-543	01/05/2105	33.50	2477.26
	02/05/2105	20.89	3999.66
	02/05/2105	26.12	3400.42
E-564	09/05/2015	38.91	653.40
	09/05/2015	45.83	545.58
	09/05/2015	43.82	577.10

ΔT_m , diferencia de temperatura media verdadera. U, coeficiente de transferencia de calor

Cuadro 192. Diferencia media verdadera de temperatura promedio y coeficiente global de transferencia de calor promedio para intercambiadores de coraza y tubos analizados

TAG	ΔT_m teórico (K)	ΔT_m real promedio (K)	Desviación estándar (K)	U teórico (W/m ² *k)	U promedio (W/m ² *k)	Desviación estándar (W/m ² *k)
E-551	23.33	39.06	0.62	581.35	581.31	13.92
E-543	34.83	26.83	6.33	2391.17	3292.45	766.92
E-564	43.89	42.85	3.56	891.27	592.03	55.44

ΔT_m , diferencia de temperatura media verdadera. U, coeficiente de transferencia de calor

Cuadro 193. Cálculo de calor transferido real y eficiencia en intercambiadores de placas analizados

TAG	Calor transferido (KJ/s)	Eficiencia η (%)
E-302A	1398.59	33.28%
	1544.00	36.74%
	1864.85	44.37%
	1820.79	43.32%
E-599	91.23	50.59%
	122.76	68.08%

(continuación Cuadro 193)

TAG	Calor transferido (KJ/s)	Eficiencia η (%)
	83.16	46.12%
	42.00	23.29%
E-512	22.06	42.95%
	16.46	32.03%
	12.72	24.75%
	12.65	24.62%
E-594	3.62	12.18%
	3.97	13.33%
	3.67	12.34%
	6.35	21.34%

Cuadro 194. Cálculo de calor transferido real y eficiencia en intercambiadores de coraza y tubos analizados

TAG	Calor transferido (KJ/s)	Eficiencia η (%)
E-551	466.94	151.58%
	455.41	147.84%
	469.52	152.42%
E-543	878.88	89.67%
	884.91	90.28%
	940.51	95.95%
E-564	177.16	58.50%
	174.21	57.53%
	176.21	58.19%

Cuadro 195. Datos de diseño otorgados por el fabricante y propiedades del fluido frío para el cálculo de la resistencia debido a incrustación

TAG	Espacio entre placas (m)	D_h (m)	Densidad (kg/m ³)	Viscosidad promedio (kg/m*s)	No. de canales por paso	Área de sección cruzada del canal (m ²)	Capacidad calorífica específica (J/kg*K)	Velocidad (m/s)	Conductividad térmica fluido k (W/m*K)
E-302A	3.99E-03	0.01	992.66	6.71E-04	75.00	1.99E-03	4178.30	2.51	0.63
E-599	3.99E-03	0.01	992.98	1.65E-03	16.00	1.99E-03	4178.22	0.16	0.63
E-512	3.99E-03	0.01	995.71	8.02E-04	7.00	1.99E-03	4178.38	0.06	0.61
E-594	3.99E-03	0.01	995.71	8.04E-04	10.00	1.99E-03	4178.38	0.03	0.61

D_h , diámetro hidráulico

Cuadro 196. Números adimensionales, coeficiente de convección y resistencia debido a incrustación del fluido frío

TAG	Re	Pr	Nusselt	h fluido frío (W/m ² *K)	R (K*m ² /W)	R_f fluido frío (m ² *K/W)
E-302 ^a	29689.92	4.47	6.89	541.19	5.57E-04	5.09E-04
E-599	759.14	11.02	3.81	298.63	1.63E-03	7.69E-04
E-512	570.72	5.45	2.67	205.47	2.01E-03	6.28E-04
E-594	336.11	5.47	2.33	179.19	5.82E-03	3.56E-03

h, coeficiente de convección. R, resistencia total a la transferencia de calor

Cuadro 197. Datos de diseño otorgados por el fabricante y propiedades del fluido dentro de los tubos para el cálculo de la resistencia debido a incrustación

TAG	D_o (m)	Grosor pared S40 (m)	D_i (m)	Largo tubo (m)	No. tubos	A_o (m ²)	A_i (m ²)	Área c (m ²)	Densidad (kg/m ³)	Viscosidad (kg/m*s)	Capacidad calorífica específica (J/kg*K)
E-551	0.025	3.38E-03	0.02	3.05	84.00	20.43	17.71	0.032	895.43	2.00E-04	4228.67
E-543	0.009	3.38E-03	0.01	1.52	232.00	10.58	6.83	0.007	871.40	3.00E-04	3977.46
E-564	0.019	3.38E-03	0.02	2.44	48.00	7.00	5.76	0.009	993.14	6.80E-04	4186.80

D_o , diámetro exterior. D_i , diámetro interior. A_o , área total exterior. A_i , área total interior.

Cuadro 198. Números adimensionales, coeficiente de convección y resistencia debido a incrustación del fluido en el lado de los tubos

TAG	Velocidad (m/s)	Re	Conductividad térmica fluido k (W/m*K)	Pr	Factor de fricción (f)	Nusselt	h fluido (W/m ² *K)
E-551	0.16	15930.93	0.63	1.35	0.03	61.06	1736.36
E-543	0.89	15932.08	0.62	1.92	0.03	68.64	6948.89
E-564	3.27	74885.84	0.62	4.59	0.02	297.91	11787.75

Cuadro 199. Datos de diseño otorgados por el fabricante y propiedades del fluido fuera de los tubos para el cálculo de la resistencia debido a incrustación

TAG	D _h (m)	Densidad coraza (kg/m ³)	Área c (m ²)	Velocidad (m/s)	Viscosidad (kg/m*s)
E-551	3.38E-03	747.05	1.26E-04	17.57	3.30E-04
E-543	3.38E-03	937.37	4.16E-05	81.82	2.00E-04
E-564	3.38E-03	0.96	9.22E-05	1600.45	1.00E-05

Cuadro 200. Números adimensionales, coeficiente de convección y resistencia debido a incrustación del fluido fuera de los tubos

TAG	Re	Conductividad térmica k (W/m*K)	Pr	Factor de fricción (f)	Nusselt	h fluido (W/m ² *K)	R (K*m ² /W)
E-551	1.34E+05	0.15	6.83	0.02	539.37	24401.17	8.42E-05
E-543	1.30E+06	0.62	1.37	0.01	2005.00	367801.68	2.87E-05
E-564	5.20E+05	0.15	0.23	0.01	521.85	23608.23	2.41E-04

3. Datos calculados para las torres de enfriamiento

Cuadro 201. Datos calculados para el aire de la torre 1

Hora	ΔT Aire	$\Delta\%HR$ aire	Flujo de aire Gs' (kg/h)
2:00	4.39	26%	974,469.82
5:00	7.18	24%	1,239,555.48
8:00	2.20	28%	996,871.43
10:00	0.74	33%	1,198,485.88
12:00	1.18	24%	1,345,963.11
14:00	0.31	27%	1,172,350.67
16:00	5.81	30%	1,011,805.83
18:00	9.23	18%	1,288,092.30
20:00	0.80	26%	1,392,633.12
23:00	2.14	26%	1,054,742.24

Cuadro 202. Datos calculados para el aire de la torre 2

Hora	ΔT Aire	$\Delta\%HR$ aire	Flujo de aire Gs' (kg/h)
2:00	4.26	18%	240,431.73
5:00	3.00	15%	295,387.56
8:00	-0.73	15%	180,132.98
10:00	0.31	23%	240,177.31
12:00	1.93	26%	257,223.79
14:00	4.72	19%	267,909.65
16:00	6.25	29%	313,706.17
18:00	8.15	26%	199,978.14
20:00	2.23	20%	194,635.21
23:00	3.25	19%	249,209.40

Cuadro 203. Datos calculados para el aire de la torre 3

Hora	ΔT Aire	$\Delta\%HR$ aire	Flujo de aire Gs' (kg/h)
2:00	2.01	21%	1,023,460.61
5:00	2.51	23%	981,686.70
8:00	1.22	5%	1,269,926.63
10:00	0.31	12%	910,671.07
12:00	-1.47	19%	1,144,604.92

(continuación Cuadro 203)

Hora	ΔT Aire	$\Delta\%HR$ aire	Flujo de aire Gs' (kg/h)
14:00	-1.40	28%	1,119,540.58
16:00	-0.10	15%	1,161,314.48
18:00	-0.90	18%	1,161,314.48
20:00	-0.08	15%	969,154.53
23:00	1.95	18%	917,633.39

Cuadro 204. Datos calculados para el aire de la torre 4

Hora	ΔT Aire	$\Delta\%HR$ aire	Flujo de aire Gs' (kg/h)
2:00	4.12	18%	933,820.92
5:00	3.80	17%	1,178,331.13
8:00	3.28	10%	884,398.64
10:00	2.62	14%	806,363.47
12:00	11.76	25%	821,970.50
14:00	-3.53	28%	775,149.40
16:00	1.65	22%	795,958.78
18:00	-1.69	23%	711,420.67
20:00	1.94	21%	587,864.98
23:00	2.07	20%	769,947.05

Cuadro 205. Datos calculados para el aire de la torre 5

Hora	ΔT Aire	$\Delta\%HR$ aire	Flujo de aire Gs' (kg/h)
2:00	7.36	19%	887,611.02
8:00	5.52	20%	931,485.32
10:00	3.58	15%	897,735.86
14:00	-3.60	37%	799,862.40
16:00	2.67	23%	853,861.55
20:00	3.23	23%	802,224.86
23:00	3.56	20%	887,611.02

Cuadro 206. Propiedades psicrométricas del aire de la torre 1

Hora	Y'1(kg _v /kg _a)	Tw ₁ (oC)	H'1 (kJ/kg _a)	Y'2(kg _v /kg _a)	Tw ₂ (oC)	H'2 (kJ/kg _a)
2:00	0.0120	18.4	52.11	0.0211	25.9	80.00
5:00	0.0125	18.9	53.66	0.0257	29.0	94.74
8:00	0.0146	21.8	63.73	0.0238	28.0	89.48
10:00	0.0167	24.3	73.31	0.0276	30.4	101.96
12:00	0.0142	22.9	67.52	0.0227	28.2	90.60
14:00	0.0139	22.0	64.34	0.0212	26.6	83.30
16:00	0.0137	20.9	60.48	0.0281	30.7	103.38
18:00	0.0096	15.5	43.42	0.0215	26.6	83.05
20:00	0.0142	21.3	61.79	0.0207	25.7	79.04
23:00	0.0129	19.8	56.60	0.0203	25.3	77.60

Cuadro 207. Propiedades psicrométricas del aire de la torre 2

Hora	Y'1(kg _v /kg _a)	Tw ₁ (oC)	H'1 (kJ/kg _a)	Y'2(kg _v /kg _a)	Tw ₂ (oC)	H'2 (kJ/kg _a)
2:00	0.0132	19.5	55.68	0.0212	26.0	80.42
5:00	0.0122	18.5	52.44	0.0177	23.3	69.37
8:00	0.0142	21.3	61.77	0.0166	22.7	67.15
10:00	0.0167	24.4	73.69	0.0238	28.6	92.35
12:00	0.0146	23.3	68.98	0.0251	29.7	97.93
14:00	0.0106	24.8	51.85	0.0191	25.6	78.46
16:00	0.0128	20.1	57.47	0.0272	30.2	100.65
18:00	0.0110	17.4	48.84	0.0251	28.8	93.37
20:00	0.0145	21.1	61.01	0.0210	25.9	80.03
23:00	0.0127	19.2	54.57	0.0195	24.8	75.27

Cuadro 208. Propiedades psicrométricas del aire de la torre 3

Hora	Y'1(kg _v /kg _a)	Tw ₁ (oC)	H'1 (kJ/kg _a)	Y'2(kg _v /kg _a)	Tw ₂ (oC)	H'2 (kJ/kg _a)
2:00	0.0129	19.5	55.62	0.0188	24.1	72.73
5:00	0.0134	19.9	56.99	0.0205	25.3	77.55
8:00	0.0131	20.3	58.38	0.0152	22.2	64.98
10:00	0.0167	24.2	72.67	0.0203	26.4	82.28
12:00	0.0161	24.4	73.60	0.0203	26.5	82.73
14:00	0.0175	26.4	81.69	0.0270	31.0	104.68

(continuación Cuadro 208)

Hora	Y'1(kg _v /kg _a)	Tw ₁ (oC)	H'1 (kJ/kg _a)	Y'2(kg _v /kg _a)	Tw ₂ (oC)	H'2 (kJ/kg _a)
16:00	0.0171	24.1	72.30	0.0208	26.2	81.56
18:00	0.0123	18.8	53.49	0.0147	20.4	58.63
20:00	0.0118	18.6	52.73	0.0143	20.5	59.17
23:00	0.0149	21.4	62.22	0.0206	25.5	78.57

Cuadro 209. Propiedades psicrométricas del aire de la torre 4

Hora	Y'1(kg _v /kg _a)	Tw ₁ (oC)	H'1 (kJ/kg _a)	Y'2(kg _v /kg _a)	Tw ₂ (oC)	H'2 (kJ/kg _a)
2:00	0.0118	17.9	50.56	0.0189	24.1	72.68
5:00	0.0139	20.0	57.45	0.0213	25.9	80.26
8:00	0.0127	19.8	56.61	0.0176	24.1	72.61
10:00	0.0163	23.7	70.77	0.0229	28.2	90.55
12:00	0.0081	15.3	42.66	0.0249	29.6	97.66
14:00	0.0171	26.3	81.64	0.0237	29.1	94.92
16:00	0.0153	22.3	65.41	0.0223	27.0	85.02
18:00	0.0124	18.8	53.45	0.0146	20.0	57.29
20:00	0.0115	18.2	51.34	0.0170	22.7	67.26
23:00	0.0148	21.3	61.79	0.0212	25.9	80.26

Cuadro 210. Propiedades psicrométricas del aire de la torre 5

Hora	Y'1(kg _v /kg _a)	Tw ₁ (oC)	H'1 (kJ/kg _a)	Y'2(kg _v /kg _a)	Tw ₂ (oC)	H'2 (kJ/kg _a)
2:00	0,0072	11,3	32,26	0,0147	20,4	58,62
8:00	0,0131	20,1	57,5	0,0237	28,1	90,25
10:00	0,0154	22,9	67,68	0,0237	28,6	92,59
14:00	0,0168	25,9	79,8	0,0257	29,9	98,85
16:00	0,0137	20,7	59,65	0,0170	22,6	66,84
20:00	0,0117	18,2	51,29	0,0189	24,2	72,96
23:00	0,0141	20,5	59,20	0,0221	26,6	83,39

F. Propuestas de mejora:

1. Manómetros en succión

Cuadro 211. Propuestas para manómetros colocados en succión (no incluye flete hasta la empresa ni costos de instalación).

Proveedor	Marca	Modelo	Rango	Material	Pantalla	Cantidad	Costo Unitario	Costo Total
Compres S. A.	Ashcroft	1009A	0-100 psig	Acero Inoxidable 304	4"	5	Q 425.00	Q 2,125.00
	Ashcroft	1009A	0-1600 psig	Acero Inoxidable 304	4"	2	Q 425.00	Q 850.00
								Q 2,975.00
Praisia	Ashcroft	1009A	0-100 psig	Acero Inoxidable 304	4"	5	Q 1,030.00	Q 5,150.00
	Ashcroft	1009A	0-160 psig	Acero Inoxidable 304	4"	2	Q 1,030.00	Q 2,060.00
								Q 7,210.00
Mainco	PFP	644R1R11 DRYSS4	0-100 psig	Acero Inoxidable 304	4 1/4"	5	Q 601.68	Q 3,008.40
		645R1R11 DRYSS4	0-100 psig	Acero Inoxidable 304	4"	2	Q 594.27	Q 1,188.54
								Q 4,196.94

2. Medidores de flujo

Cuadro 212. Propuestas para medidores de flujo (no incluye flete hasta la empresa ni costos de instalación).

Proveedor	Marca	Modelo	Conexión	Tipo	Otros	Cant.	Costo Unitario	Costo Total (\$)	Costo Total (Q)
Instrumart	Rosemont	8800D W020SA1 N1D1MS	2" Wafer	Vórtice	Display	1	\$ 3,957.62	\$ 3,957.62	
	Rosemont	8800D W030SA1 N1D1MS	3" Wafer	Vórtice	Display	1	\$ 4,196.57	\$ 4,196.57	
	Rosemont	8800D W040SA1 N1D1MS	4" Wafer	Vórtice	Display	1	\$ 4,633.12	\$ 4,633.12	

(continuación Cuadro 212)

Proveedor	Marca	Modelo	Conexión	Tipo	Otros	Cant.	Costo Unitario	Costo Total (\$)	Costo Total (Q)
	Rosemont	8800D W120SA1 N1D1MS	12" Flanged	Vortice	Display	1	\$ 17,454.88	\$ 17,454.88	
								\$ 30,242.19	Q 229,840.64
	ABB	EW- 32813-68	2" Wafer	Vortice	Display	1	\$ 4,000.00	\$ 4,000.00	
	ABB	EW- 32813-70	3" Wafer	Vortice	Display	1	\$ 8,280.00	\$ 8,280.00	
ColeParmer	ABB	EW- 32813-72	4" Wafer	Vortice	Display	1	\$ 8,900.00	\$ 8,900.00	
								\$ 21,180.00	Q 160,968.00
	Omega	FV- 520C-D	2" Wafer	Vortice	Display	1	\$ 2,765.00	\$ 2,765.00	
	Omega	FV- 530C-D	3" Wafer	Vortice	Display	1	\$ 2,935.00	\$ 2,935.00	
Omega	Omega	FV- 540C-D	4" Wafer	Vortice	Display	1	\$ 3,250.00	\$ 3,250.00	
	Omega	FV- 592C-F-D	12" Flanged	Vortice	Display	1	\$ 15,725.00	\$ 15,725.00	
								\$ 24,675.00	Q 187,530.00

Figura 80. Cotización de variador de velocidad de distribuidora Electroma S. A.




Cotizacion: #CTBP90000048568

CLIENTE: UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
 NIT: 1751758-3
 DIRECCION:
 11 CALLE 15-79 V.H.3 ZONA 15
 GUATEMALA GUATEMALA 1015
 Guatemala

Electro Materiales, S.A. Patente Comercial
 9703-156-53,
 NIT:402340-4
 Patente Comercial9703-156-53,
 8 Calle 0-10, Zona 9, Guatemala
 PBX:2207-3838Fax:2207-3827
 Nota:

Vencimiento	Fecha	Vendedor	Total
05/10/2015	02/10/2015	MARIO TULIO SAYES MONZON	Q12,223.58

Imagen	Articulo	Cantidad	Precio	Importe
	187.29.VAR VARIADOR SV185IP5A-4 IP5A 25 HP 480 .	1	12.223,58	Q12,223.58

Total Q12,223.58

Figura 81. Cotización de variador de velocidad de consultores PAI.

Guatemala, 01 de Octubre de 2015

REF.: PAI098-0115 Bioetanol Variador de frecuencia

Sr. Oscar Taracena
Bioetanol, S.A.
Guatemala, Ciudad



Estimado Sr. Taracena,

Por medio de la presente, tenemos el agrado de presentar para su consideración la siguiente oferta según sus requerimientos:

Variador de frecuencia para motor de sistema de bombeo

Oferta Técnica

Para la elección del equipo se considera un motor de 25 hp con frecuencia 60 Hz que opera a 460 V. Se ofrece un variador de velocidad Marca Schneider Electric para 25 HP, 460/60/3. El equipo variará la frecuencia a modo de cambiar la velocidad rotacional actual de 3600 rpm a 2880 rpm.


Oferta Económica

Suministro de Equipos

Ítem	Descripción	Cantidad	Precio Unitario	Precio Total
Equipo para Extracción de Aire				
	Equipo Schneider VFD, Modelo ATV61HD22N4 para 30 HP, 460/60/3 Aplicación: bombeo			
1	Corriente: 42 A	1	19,037.50	19,037.50
Total				Q 19,037.50

Todos los precios son con IVA incluido.

Figura 82. Cotización de manómetros de distribuidora Mainco S. A.



www.mainco.com.gt
inoxidable@mainco.com.gt

Mainco, S. A.
EXPERTOS EN ACERO INOXIDABLE
15 Av. "A" 5-21 Zona 1, Guatemala, Guatemala
PBX: (502)-23868787
Cotización No. 23309

02-oct-2015
09:52:50a.m.

Atención A: OSCAR TARACENA

Estimado Cliente es un gusto para nosotros el poder ofertar los siguiente productos.

No Cotización: 23309	Fecha Entrega : 02/oct/2015
Cliente: UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA	Lugar Entrega: 11 CALLE 15-79 ZONA 15 VISTA HERMOSA III
Nit : 1751758-3	Persona Recibe : .
Forma de Pago: Contado	
Tiempo de Entrega: .	

Cantidad	Imagen	Código	UM	Descripción	Peso	Precio U.	Total
7.00		PPF644R1R11DRYSS4.Un		MANOM. PFP CARAT 4"SS/SS CONEX 1/4 NPT V. 0-100 PSI/BAR RELLENABLE	2.30	Q. 601.68	Q. 4,211.76
3.00		PPF645R1R11DRYSS4.Un		MANOM.PFP CARAT 4" SS/SS CONEX 1/4 NPT V. 0-160 PSI/BAR RELLENABLE	1.01	Q. 594.27	Q. 1,782.81
10.00			Un	REDUCIDOR BUSHING ROSCABLE SS316L 1/2"X3/4"		Q. 25.00	Q. 250.00
Unidades Totales		Lineas en Cotización	Peso Total en KG.		Total Cotización:		
20.00		3	3.31		Q. 6,244.57		

SEIS MIL DOSCIENTOS CUARENTA Y CUATRO QUETZALES CON 57/100

Observaciones:
CONTADO

Tiempo de validez de la oferta 8 días sujeto a existencias.

- TODO PAGO CON TARJETA DE CREDITO O DEBITO TENDRA UN RECARGO DEL 3.5% AL TOTAL DE SU COTIZACION

Victor Alexander Arriola Chinchilla
asesorventas13@mainco.com.gt

Ventas

Elaborado por: Pedro Galindo Furian

f.) _____

Revisado

f.) _____

Autorizado

Figura 83. Cotización de manómetros de distribuidora Praise:

Praise

PROVEEDORES Y ASESORES INDUSTRIALES S.A.

Guatemala, 29 de Septiembre del 2,015

Cot# 2527543-1

Universidad Del Valle de Guatemala

Atención: Sr. Oscar Taracena

Estimado Señor:

De acuerdo a su solicitud tenemos el agrado de ofrecerle lo siguiente:

Item	Cant	Descripción	Precio Unit Q	Precio Total Q
1	02	Manómetro de presión marca Ashcroft modelo 1009A con las siguientes características: Caratula: 4.5" Rango: 0 – 30 PSIG Tipo conexión: 1/2" NPT Vertical Material Conex.: Bronce Material Caja: Acero Inoxidable Opciones: PLUS! Protección de glicerina en seco.	1,040.00	2,080.00
2	07	Manómetro de presión marca Ashcroft modelo 1009A con las siguientes características: Caratula: 4.5" Rango: 0 – 100 PSIG Tipo conexión: 1/2" NPT Vertical Material Conex.: Bronce Material Caja: Acero Inoxidable Opciones: PLUS! Protección de glicerina en seco.	1,030.00	7,210.00
3	03	Manómetro de presión marca Ashcroft modelo 10089A con las siguientes características: Caratula: 4.5" Rango: 0 – 160 PSIG Tipo conexión: 1/2" NPT Vertical Material Conex.: Bronce Material Caja: Acero Inoxidable	1,030.00	3,090.00

		Opciones: PLUS! Protección de glicerina en seco.		
4	01	Manómetro de presión marca Ashcroft modelo 1009A con las siguientes características: Caratula: 4.5" Rango: 0 – 300 PSIG Tipo conexión: 1/2" NPT Vertical Material Conex.: Bronce Material Caja: Acero Inoxidable Opciones: PLUS! Protección de glicerina en seco.	1,030.00	1,030.00
		TOTAL		Q13,410.00


Precio puesto en nuestras bodegas, Ciudad Guatemala
(precio ya incluye IVA)

Tiempo de entrega: Inmediato salvo previa venta

Condiciones de pago: 30 días crédito

Validez de la oferta: 15 días a partir de la fecha

Figura 84. Cotización de manómetros de distribuidora Compres S. A.



COMPRES S.A.

COTIZACIÓN
50650

Nombre de Cliente: UNIVERSIDAD DEL VALLE_OGGAR TARACENA

Dirección:

Ciudad:

Depto.: GUATEMALA

Código Cliente: 1

Atención: f

Vendedor: Sander Daniel Morales Pineda

Observaciones:

CIUDAD DE GUATEMALA

2015-09-30

Validez: 15

Días Crédito: 0

Tiempo de Entrega: 1 A 2 SEMANAS

Condición de Pago: Contado

CODIGO	QTY	DESCRIPCION	UNITARIO	TOTAL
10-1008A-02L-100#-A BM	7	MANOMETRO CARATULA DE 4 " DOBLE ESCALA RANGO DE 0-100 PSI 0-7 BAR, CONEXION DE BRONCE, 1/4 NPT INFERIOR, CAJA ACERO INOXIDABLE 304 , CON GLICERINA, EXACTITUD GRADO B (3-2-3 %)	Q425.00	Q2,975.00
10-1008A-02L-160#-A OG	3	MANOMETRO CARATULA DE 4 " DOBLE ESCALA RANGO DE 0-160 PSI & 0-10 BAR CONEXION DE BRONCE, 1/4 NPT INFERIOR, CAJA ACERO INOXIDABLE 304 , CON VENTANILLA DE LLENADO, EXACTITUD GRADO B (3-2-3 %)	Q425.00	Q1,275.00
10-1008A-02L-300#-A BR	1	MANOMETRO CARATULA DE 4 " DOBLE ESCALA RANGO DE 0-300 PSI 0-21 BAR, CONEXION DE BRONCE, 1/4 NPT INFERIOR, CAJA ACERO INOXIDABLE 304 , CON VENTANILLA DE LLENADO, EXACTITUD GRADO B (3-2-3 %)	Q425.00	Q425.00


CUATRO MIL SEISCIENTOS SETENTA Y CUATRO 99/100 QUETZALES

Subtotal: Q4,675.00

Descuento: Q0.00

Total: Q4,675.00

Figura 85. Cotización de medidores de flujo en OMEGA.



OMEGA
Your One-Stop Source for Process Measurement & Control!

[Cart](#) | [Contact](#) | [Help](#)

1-888-TC-OMEGA (1-888-826-6342) US and Canada
1-203-359-1660 INTERNATIONAL

Part Number
 All OMEGA

Home
Quick Order
Products
Search Tools
Support
About OMEGA
My Account
Select Region

Your Shopping Cart

Not ready to order? [Click here to get an equote!](#)


QTY	Model Number	Price	Item Total	Delivery	
1	FV-592C-F-D 12" FLNG VORTEX DISP CK ENG	\$15,725.00	\$15,725.00	6 Weeks	delete
1	FV-520C-D 2" VORTEX-DISPL CK ENG	\$2,765.00	\$2,765.00	6 Weeks	delete
2	FV-530C-D 3" VORTEX-DISPL CK ENG	\$2,935.00	\$5,870.00	6 Weeks	delete
2	FV-540C-D 4" VORTEX-DISP CK ENG	\$3,250.00	\$6,500.00	6 Weeks	delete

[View Shipping rates >>](#)

[Update >](#)
[Shop More >](#)
[Empty Cart >](#)
[Check Out >](#)




Sales tax will be applied to orders shipping to addresses in CA, CT, NJ & OH, unless tax exempt certificate is on file or your organization is tax exempt.
 † All dollar amounts on this site are shown in US currency.
 †† OMEGA Care extended warranty reflects cost per unit. e.g. One unit at \$75 = \$75, two units at \$75 = \$150

Figura 86. Cotización de medidores de flujo en Instrumart:






 Talk with one of our engineers | **1-800-884-4967**
 Mo-Th 8:00am to 5:30pm ET
 Fr 8:00am to 5:00pm ET


[Products](#)
[Brands](#)

[Home](#)

Shopping Cart Email Cart

Part Number	Description	Price	Quantity	Subtotal	Actions
8800DW020SA1N1D1M5	 <p>Rosemount 8800D Series Vortex Flow Meter Wafer or flanged style Vortex flow meters available with multivariable output and internal temperature sensor option</p> <p>Availability Usually ships in 3-4 weeks</p> <p>Show Configuration</p>	\$3,957.62	<input type="text" value="1"/>	\$3,957.62	Remove Reconfigure
8800DW030SA1N1D1M5	 <p>Rosemount 8800D Series Vortex Flow Meter Wafer or flanged style Vortex flow meters available with multivariable output and internal temperature sensor option</p> <p>Availability Usually ships in 3-4 weeks</p> <p>Show Configuration</p>	\$4,196.57	<input type="text" value="2"/>	\$8,393.14	Remove Reconfigure
8800DW040SA1N1D1M5	 <p>Rosemount 8800D Series Vortex Flow Meter Wafer or flanged style Vortex flow meters available with multivariable output and internal temperature sensor option</p> <p>Availability Usually ships in 3-4 weeks</p> <p>Show Configuration</p>	\$4,633.12	<input type="text" value="2"/>	\$9,266.24	Remove Reconfigure

<p>8800DF120SA1N1D1M5</p> 	<p>Rosemount 8800D Series Vortex Flow Meter</p> <p>Wafer or flanged style Vortex flow meters available with multivariable output and internal temperature sensor option</p> <p>Availability Usually ships in 3-4 weeks</p> <p>Show Configuration</p>	<p>\$17,454.88</p> <div style="border: 1px solid #ccc; padding: 2px 10px; display: inline-block;">1</div> <p>\$17,454.88</p> <p>Remove Reconfigure</p>
---	--	--

<p>Need help? Call us at 1-800-884-4967</p> <p>Our engineers will walk you through the proper configuration. Mo-Th 8am to 5:30pm. Fr 8am to 5pm ET</p>	<p>Discount Code</p> <div style="border: 1px solid #ccc; padding: 2px; display: inline-block; width: 80px;"></div> <div style="border: 1px solid #0070c0; padding: 2px 5px; margin-left: 5px;">Enter</div>	<p>Subtotal: \$39,071.88</p> <p>Tax: *</p> <p>Shipping: *</p> <p>Promotion: \$0.00</p> <p>Total: \$39,071.88 Update Total</p>
--	---	--

Figura 87. Cotización de medidores de flujo en Cole-Parmer:




Your Shopping Cart

[← Back to Shopping](#) [Begin Checkout →](#)

You are shopping as a guest. [Login to save time.](#)

Or register and ...

- use *Express Checkout*
- save shopping lists
- access transaction history

Product Detail	Quantity	Availability	Total:
 <p>EW-32813-68 Vortex Flowmeter, 2" Wafer Connection, for Liquids Calibrations</p>	<div style="border: 1px solid #ccc; padding: 2px; display: inline-block;">1</div> at \$4,000.00 USD/EACH remove	Usually ships in 14 days.	\$4,000.00 USD
 <p>EW-32813-70 Vortex Flowmeter, 3" Wafer Connection, for Liquids Calibrations</p>	<div style="border: 1px solid #ccc; padding: 2px; display: inline-block;">2</div> at \$4,140.00 USD/EACH remove	Usually ships in 14 days.	\$8,280.00 USD
 <p>EW-32813-72 Vortex Flowmeter, 4" Wafer Connection, for Liquids Calibrations</p>	<div style="border: 1px solid #ccc; padding: 2px; display: inline-block;">2</div> at \$4,450.00 USD/EACH remove	Usually ships in 14 days.	\$8,900.00 USD

Apply Special Offer Code:

Only one code per order. [Apply](#)

Shipping and Tax* Estimator

Enter Zip/Postal Code:

[Calculate](#)

Choose a shipping method

*Eligible for tax exempt status? [Setup instructions](#)

Freight shown is an estimate, and may change based on complete address information. Duty or clearance charges may be applied separately for orders shipping outside of USA and Canada.

Did you change quantities? [Update Cart](#)

Savings: \$0.00 USD

Item Total: \$21,180.00 USD

Estimated Shipping: TBD

Estimated Tax: TBD

Order Total: TBD

Quick Order Form [↕](#)

[Enter items](#)

[Import file](#)

<input type="text"/>	<input type="text"/>
<input type="text"/>	<input type="text"/>
<input type="text"/>	<input type="text"/>


[+ More Items](#) [Add to Cart](#)

Still have questions?

We have answers:

- [Shipping Policy](#)
- [Return Policy](#)
- [Terms](#)

or call 847-549-
[E-Mail Us](#)



H. Figuras

Figura 88. Volumen control para los intercambiadores de coraza y tubos con flujo a contracorriente

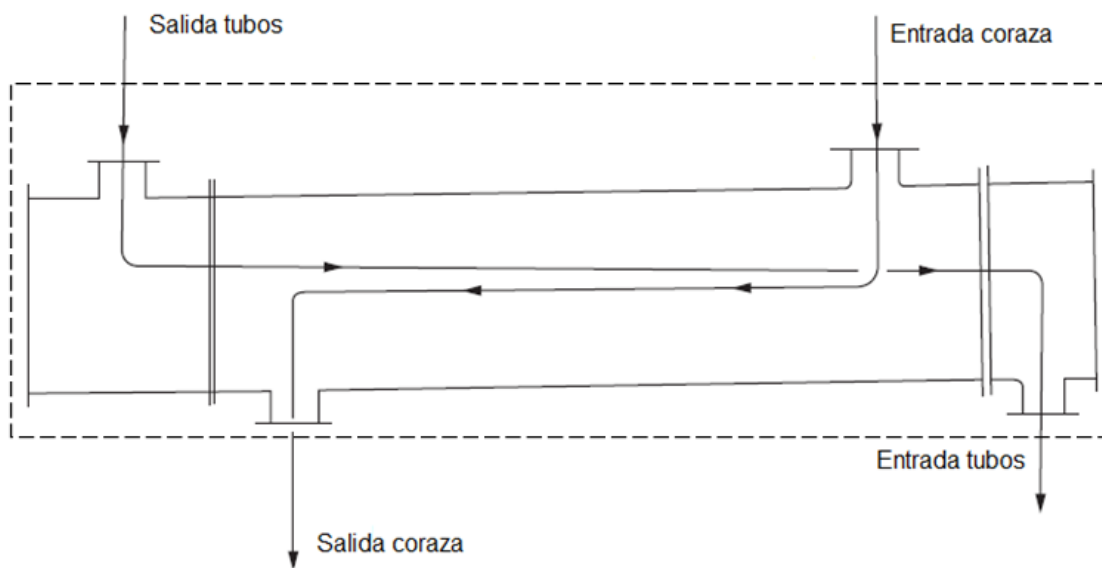


Figura 89. Volumen control para los intercambiadores de placas con flujo a contracorriente

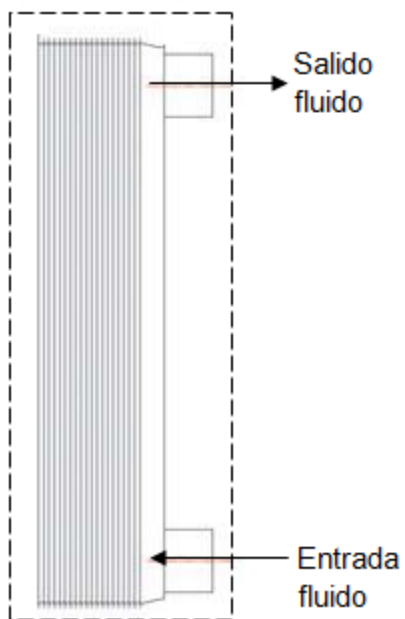


Figura 90. Diagrama flujo intercambiador E-302A

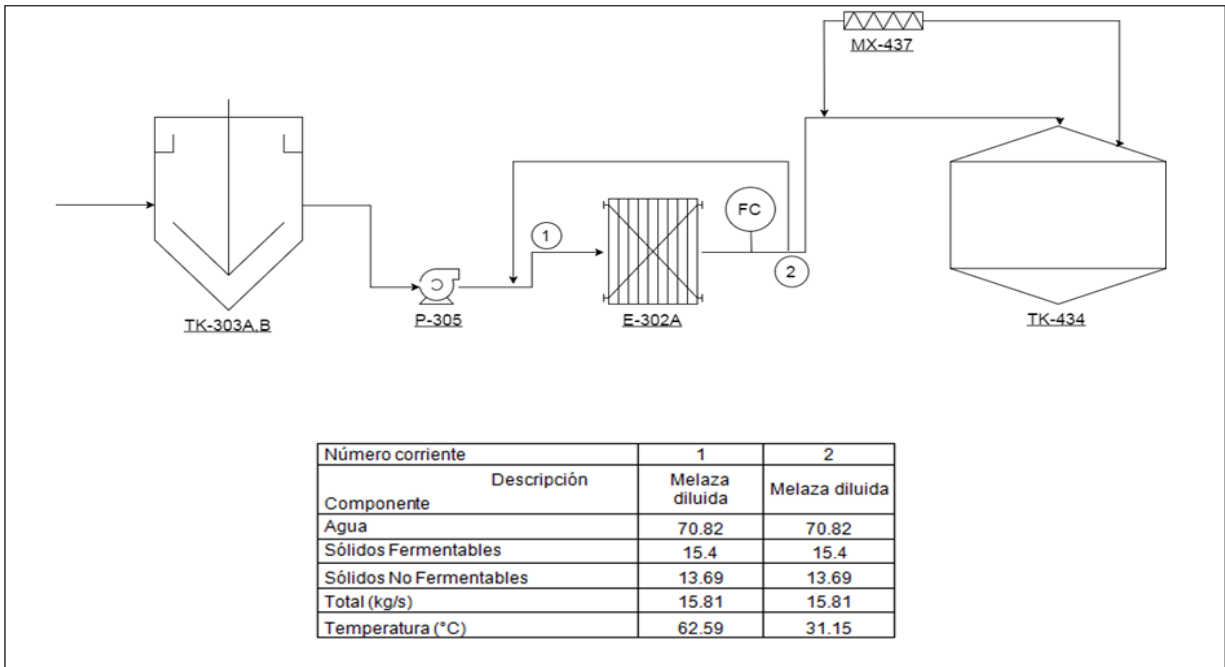


Figura 91. Diagrama flujo intercambiador E-599

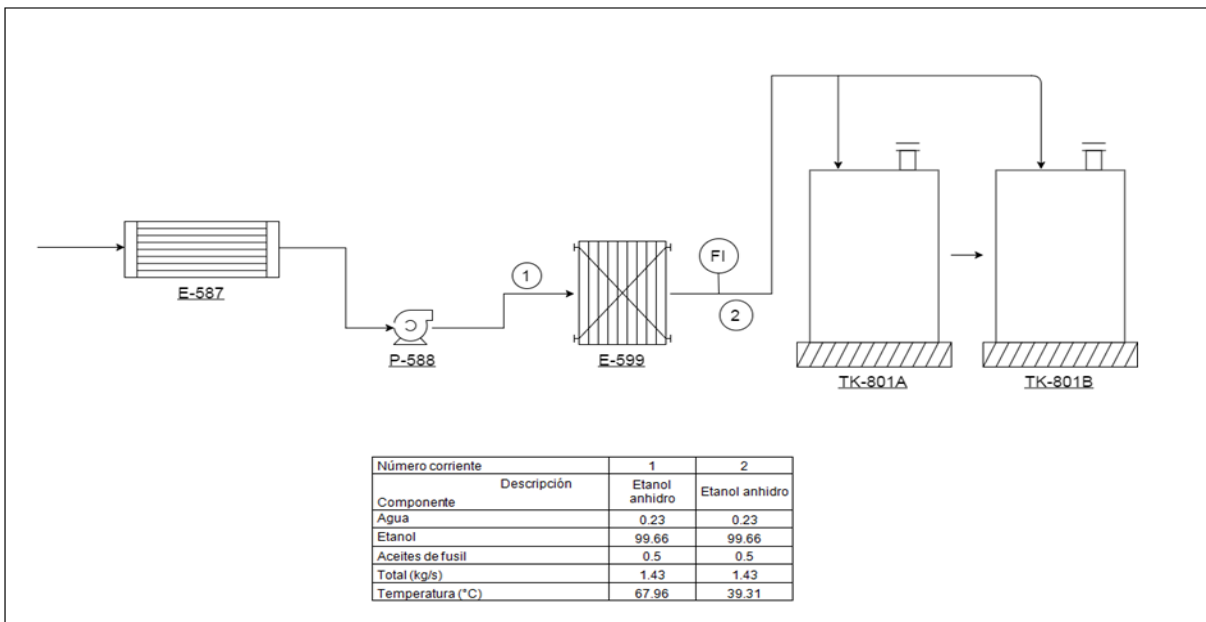


Figura 92. Diagrama de flujo intercambiador E-512

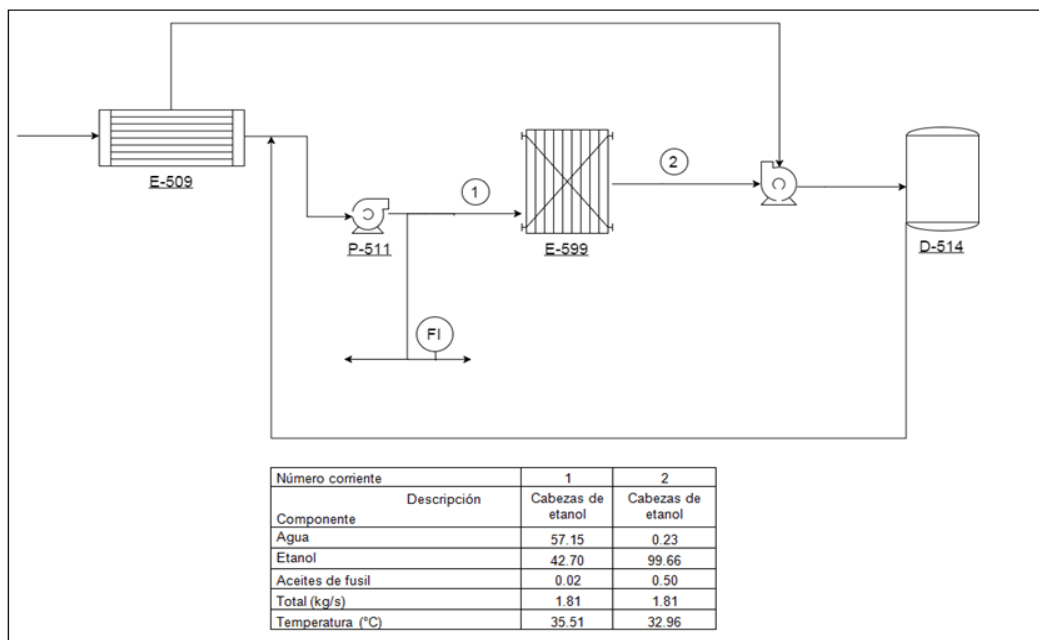


Figura 93. Diagrama de flujo intercambiador E-594

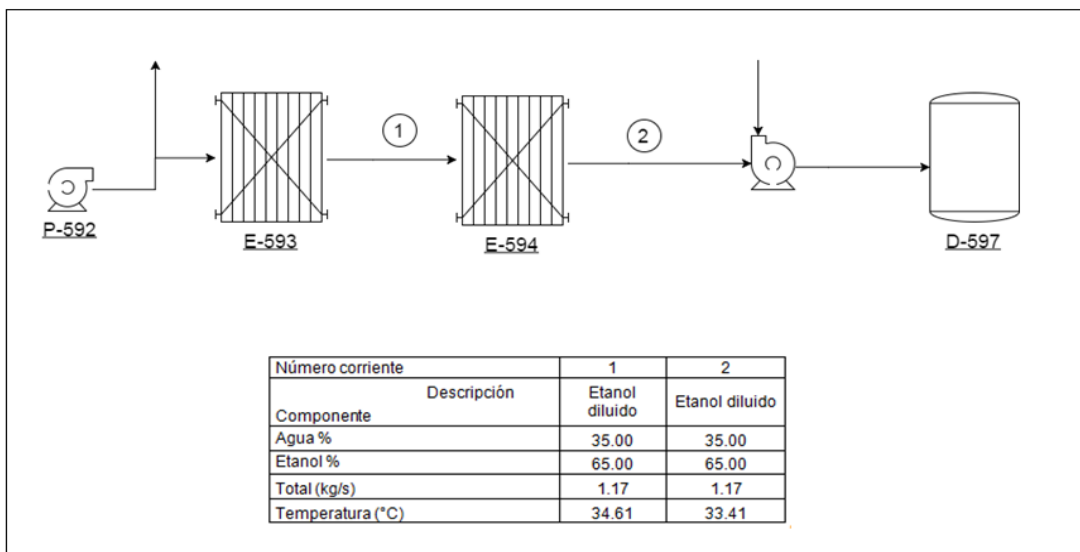


Figura 94. Diagrama de flujo intercambiador E-551

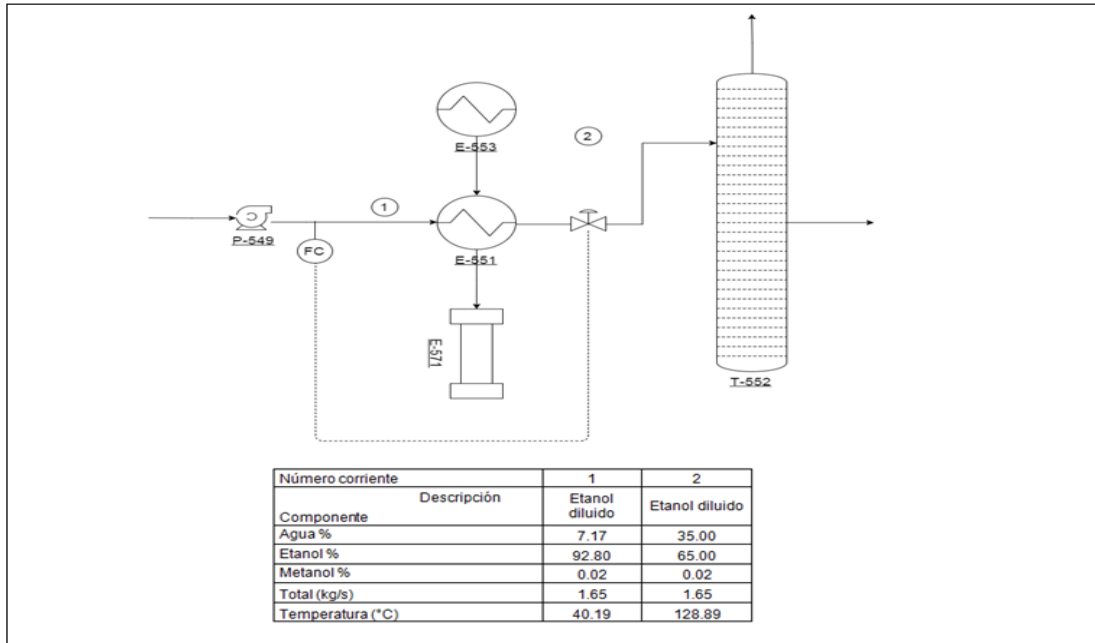


Figura 95. Diagrama de flujo intercambiador E-543

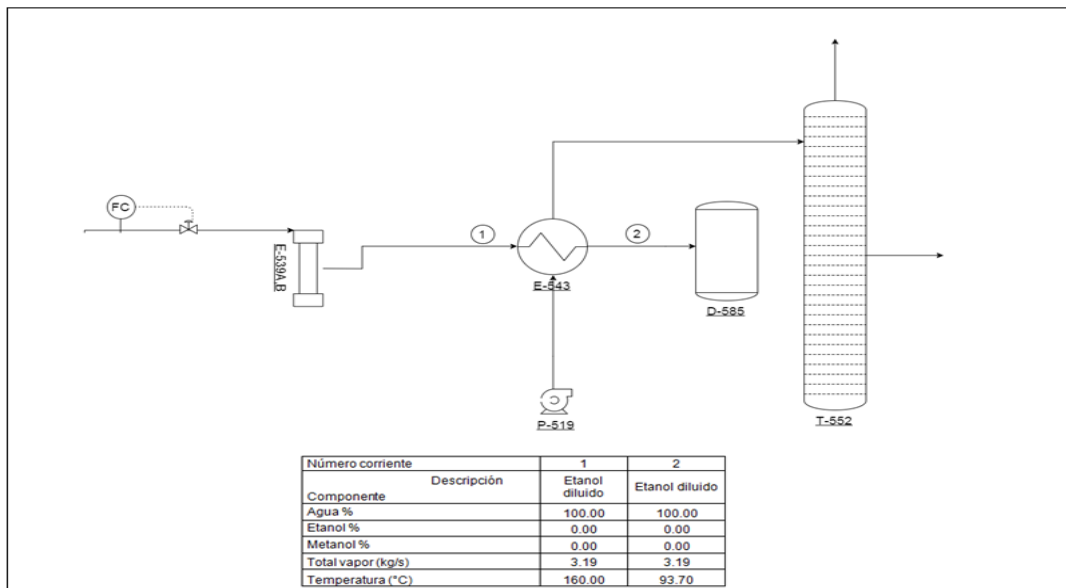


Figura 96. Diagrama de flujo intercambiador E-564

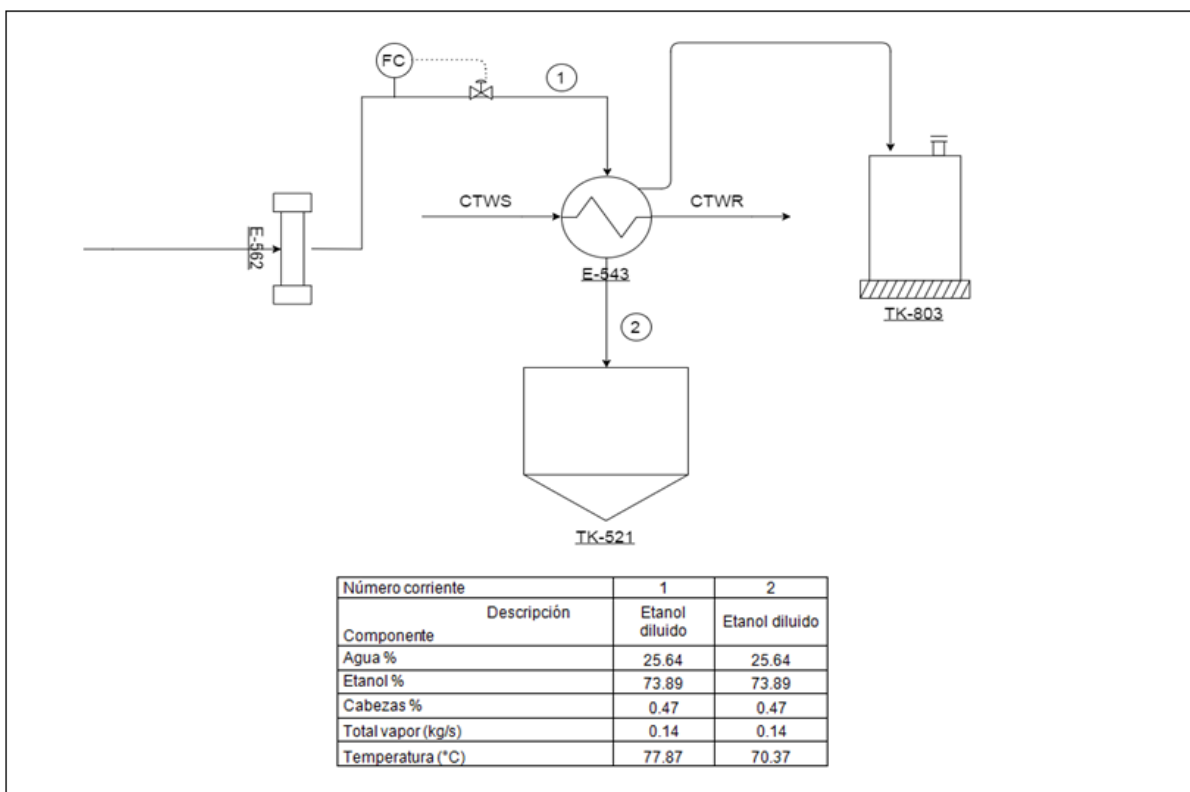


Figura 97. Constantes para la determinación del calor específico

TABLE 2-153 Heat Capacities of Inorganic and Organic Liquids [J/(kmol·K)] (Concluded)

Cmpd. no.	Name	Formula	CAS no.	Mol. wt.	C1	C2	C3	C4	C5	T _{min} , K	C _p at T _{min} × 1E-05	T _{max} , K	C _p at T _{max} × 1E-05
300	Propionic acid	C ₃ H ₆ O ₂	79-09-4	74.079	213.660	-702.7	1.6605			292.45	1.4200	414.32	2.0756
301	Propionitrile	C ₃ H ₅ N	107-12-0	55.079	118.190	-120.98	0.42075			180.26	1.1005	370.50	1.3112
302	Propyl acetate	C ₅ H ₁₀ O ₂	109-60-4	102.132	83.400	384.1				274.70	1.8891	404.70	2.3885
303	Propyl amine	C ₃ H ₇ N	107-10-8	59.110	130.530	78				188.36	1.5422	340.00	1.6605
304	Propylbenzene	C ₉ H ₁₀	103-65-1	120.192	174.380	-101.8	0.79			173.35	1.8051	432.39	2.7866
305	Propylene	C ₃ H ₆	115-07-1	42.080	114.140	-343.72	1.0605			87.80	0.6235	225.45	0.9208
306	Propyl formate	C ₄ H ₈ O ₂	110-74-7	88.105	75.700	326.1				208.15	1.7203	308.15	2.0554
307	2-Propyl mercaptan	C ₃ H ₇ S	75-33-2	76.161	138.390	-117.11	0.47059			142.61	1.3126	350.00	1.5505
308	Propyl mercaptan	C ₃ H ₇ S	107-03-9	76.161	167.330	-319.1	0.8127			159.95	1.3708	340.57	1.5259
309	1,2-Propylene glycol	C ₃ H ₈ O ₂	57-55-6	76.094	98.080	445.2				213.15	1.5297	460.75	2.6321
310	Quinone	C ₆ H ₄ O ₂	106-51-4	108.095	45.810	368.33				388.85	1.8004	683.00	2.9738
311	Silicon tetrafluoride	SiF ₄	7783-61-1	104.079	829.380	-7,331.5	19.203			186.35	1.9000	253.15	2.0403
312	Styrene	C ₈ H ₈	100-42-5	104.149	113.340	200.2	-0.6051	0.0013567		342.54	1.6740	418.31	2.2816
313	Succinic acid	C ₄ H ₆ O ₄	110-15-5	118.088	244.770	-236.96	0.63148			460.65	2.6961	604.50	3.3228
314	Sulfur dioxide	SO ₂	7446-09-5	64.064	85.743	-3,744.3				197.67	0.8688	350.00	0.8775
315	Sulfur hexafluoride	SF ₆	2551-62-4	146.055	119.500					230.15	1.1950	230.15	1.1950
316	Sulfur trioxide	SO ₃	7446-11-0	80.063	298.090					303.15	2.5809	303.15	2.5809
317	Terephthalic acid	C ₈ H ₆ O ₄	100-21-0	166.131									
318	o-Terphenyl	C ₁₀ H ₈	84-15-1	130.140	182.900	635.09				320.35	3.9207	609.15	5.6977
319	Tetradecane	C ₁₄ H ₃₀	629-59-4	198.388	353.140	20.13	0.86116			279.01	4.2831	526.73	6.0741
320	Tetrahydrofuran	C ₄ H ₈ O	109-90-8	72.106	171.750	-800.47	2.8034	-0.0025015		164.65	1.0721	330.12	1.3546
321	1,2,3,4-Tetrahydronaphthalene	C ₁₀ H ₁₂	119-64-2	132.202	81.760	455.38				237.38	1.8986	480.77	3.0069
322	Tetrahydrothiophene	C ₄ H ₈ S	110-01-0	88.171	123.300	-130.1	0.6220			176.98	1.1979	394.27	1.6883
323	2,2,3,3-Tetraethylbutane	C ₁₄ H ₃₀	594-82-1	114.229	43.326	630.73				375.41	2.9011	426.00	3.1202
324	Thiophene	C ₄ H ₄ S	110-02-1	84.140	84.864	91.725	0.13243			334.94	1.1372	357.31	1.3455
325	Toluene	C ₇ H ₈	108-88-3	92.138	140.140	-152.3	0.605			178.18	1.3507	500.00	2.3774
326	1,1,2-Trichloroethane	C ₂ HCl ₃	78-00-5	133.404	103.350	159.3				236.50	1.4102	300.00	1.5114
327	Tridecane	C ₁₃ H ₂₈	629-50-5	184.361	350.180	-104.7	1.0022			267.76	3.9400	508.62	5.5619
328	Triethyl amine	C ₆ H ₁₅ N	121-44-8	101.190	111.480	368.13				300.00	1.8511	361.92	2.4471
329	Trimethyl amine	C ₃ H ₉ N	75-50-3	59.110	136.050	-288	0.9913			156.08	1.1525	276.02	1.3208
330	1,2,3-Trimethylbenzene	C ₉ H ₁₂	526-73-8	120.192	119.450	324.54				347.79	1.9987	449.27	2.6526
331	1,2,4-Trimethylbenzene	C ₉ H ₁₂	95-63-6	120.192	178.800	-128.47	0.83741			229.33	1.9338	350.00	2.3642
332	2,2,4-Trimethylpentane	C ₈ H ₁₈	540-84-1	114.229	95.275	696.7	-1.3765	0.00302	0.0021734	165.78	1.8285	320.00	3.9065
333	2,3,3-Trimethylpentane	C ₈ H ₁₈	960-21-4	114.229	388.620	-1,430.5	3.2187			280.00	2.3791	320.00	2.5757
334	1,3,5-Trinitrobenzene	C ₆ H ₃ N ₃ O ₆	99-35-4	213.105	40.364	614.46				308.40	3.0508	475.47	3.5629
335	2,4,6-Trinitrobenzene	C ₆ H ₃ N ₃ O ₆	118-06-7	227.151	153.530	514.64				354.00	3.1571	475.00	3.7708
336	Undecane	C ₁₁ H ₂₄	1120-21-4	156.308	293.980	-114.98	0.96936			247.57	3.2493	453.42	4.2624
337	1-Undecanol	C ₁₁ H ₂₂ O	112-42-5	172.308	129.450	-3,039.5	27.927	-0.061847	4.3042E-05	289.05	3.9103	520.30	5.5127
338	Vinyl acetate	C ₄ H ₆ O ₂	108-05-4	86.089	136.300	-108.17	0.73175			259.26	1.5539	380.35	2.0802
339	Vinyl acetylene	C ₄ H ₄	680-07-4	52.075	68.720	135				300.00	0.9572	278.25	1.0628
340	Vinyl chloride	C ₂ H ₃ Cl	75-01-4	62.498	-10.320	322.8				300.00	0.5424	400.00	1.1880
341	Vinyl trichlorosilane	C ₂ HCl ₃ Si	75-04-5	161.490	49.516	690.35				178.35	1.2440	363.85	2.0246
342	Water	H ₂ O	7732-18-5	18.015	276.370	-2,060.1	8.125	-0.014116	9.3701E-06	273.16	0.7615	533.15	0.8039
343	m-Xylene	C ₈ H ₁₀	108-38-3	106.165	133.860	0.52265				217.00	1.6018	540.15	2.9060
344	o-Xylene	C ₈ H ₁₀	95-47-6	106.165	36.500	1,017.5	-2.63	0.00302		247.08	1.7314	417.58	2.2269
345	p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106-42-3	106.165	-35.500	1,287.2	-2.599	0.002436		286.41	1.7697	600.00	3.2520

For the 11 substances, ammonia, 1,2-butanediol, 1,3-butanediol, carbon monoxide, 1,1-difluoroethane, ethane, heptane, hydrogen, hydrogen sulfide, methane, and propane, the liquid heat capacity C_p is calculated with Eq. (2) below. For all other compounds, Eq. (1) is used. For benzene, fluorine, and helium, two sets of constants are given for Eq. (1) that cover different temperature ranges, as shown in the table.

$$(1) C_{pL} = C1 + C2T + C3T^2 + C4T^3 + C4T^4$$

Figura 100. Vista planta de puntos de medición en torre 1 de condiciones de entrada del aire.

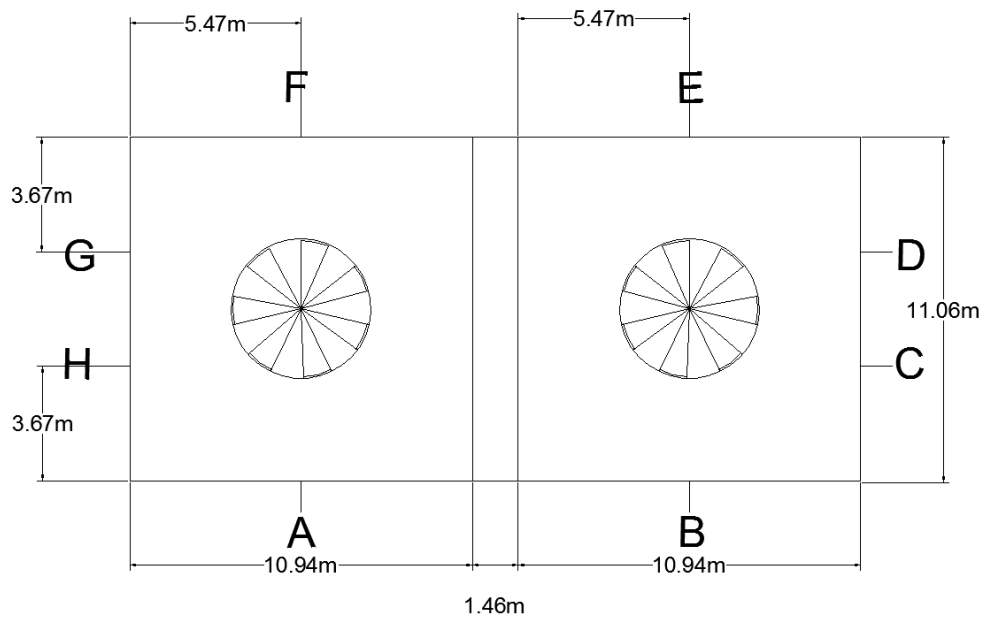


Figura 101. Vista planta de puntos de medición en torre 2 de condiciones de entrada del aire.

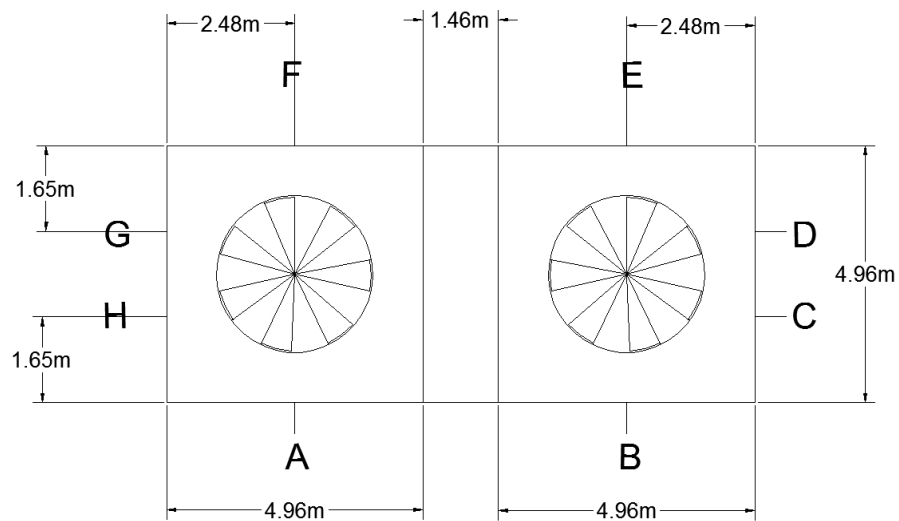


Figura 102. Vista planta de puntos de medición de torre 3 de condiciones de entrada del aire.

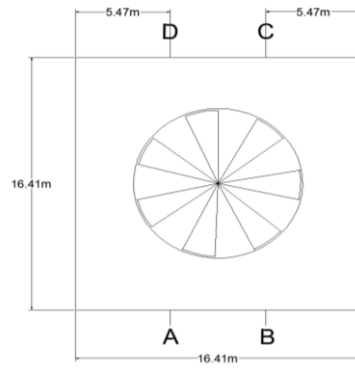


Figura 103. Vista planta de puntos de medición de torre 4 de condiciones de entrada del aire.

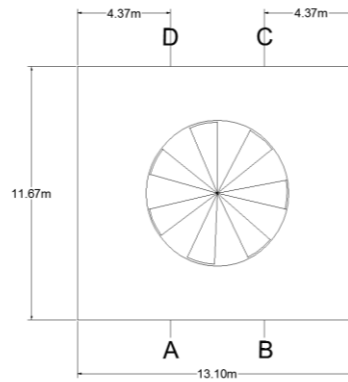
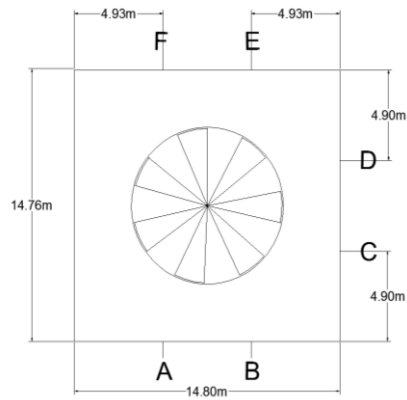


Figura 104. Vista planta de puntos de medición de torre 5 de condiciones de entrada del aire.



Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol.

Día de operación	1	2	3	4	5	6	7	8
Melaza de PSA (t)	295.35	451.	573.	727.	645.	593.	689.	608.
		55	69	19	68	18	43	72
Melaza de PSA a 85°	286.	436.	547.	693.	611.	574.	681.	602.
Brix (t)	56	46	91	05	11	9	24	99
Brix melaza de PSA	82.4	82.1	81.1	81.0	80.4	82.3	83.9	84.2
	7	6	8	1	5	8	9	
AF en melaza de	53	49.5	49.8	49.9	49.8	51.0	51.0	51.5
PSA (%p/p)		8	7	1	8	3	8	5
Consumo de melaza	425.	533.	589.	329.	434.	668.	734.	875.
(t)	53	56	44	31	37	1	04	63
Consumo de melaza	432.	533.	578.	317.	400.	626.	713.	865.
a 85 ° Brix	69	56	11	9	53	23	16	06
Alcohol carburante	80.0	47.4	30.5	7.15	96.1	12.3	0	4.01
(m3)	5	6			2	4		
Alcohol hidratado	39.1	53.3	115.	69.9	15.2	94.1	140.	157.
(m3)	2	5	79	9	4	2	01	16
Fermentación	80.1	79.7	76.7	89.1	82.2	84.2	80.9	81.9
	6%	8%	7%	8%	2%	6%	7%	6%
Destilación	97.0	99.5	98.6	80.1	99.0	98.0	99.0	98.7
	7%	3%	4%	8%	3%	2%	8%	9%
Global	77.8	79.4	75.7	71.5	81.4	82.5	80.2	80.9
	1%	1%	3%	0%	2%	9%	3%	7%
Vapor sat. a 1034	5.46	6.06	4.23	8	6.18	6.45	6.17	4.28
kPa/alcohol (t/m3)								
Electricidad / alcohol	0.23	0.28	0.19	0.38	0.26	0.27	0.25	0.18
(MWh/m3)								
Alcohol hidratado (m3)	41.7	41.4	0	114.	50.0	72.6	107.	103.
	9	8		3	9	3	75	29
Alcohol carburante (m3)	76.7	0	0	0	65.4	0	0	0
	6				2			

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	9	10	11	12	13	14	15	16
Melaza de PSA (t)	662.	619	582	771	635	744	566.	658
	93	.1	.44	.3	.91	.71	49	.59
Melaza de PSA a 85°	655.	611	583	768	630	741	560.	651
Brix (t)	52	.3	.05	.3	.3	.38	56	.46
Brix melaza de PSA	84.0	83.	85.	84.	84.	84.	84.1	84.
	5	93	09	67	25	62	1	08
AF en melaza de PSA	53.4	52.	51.	51.	51.	51.	50.6	52.
(%p/p)	4	1	68	36	58	61	7	69
Consumo de melaza (t)	1,00	883	700	622	826	872	784.	482
	3.78	.49	.1	.17	.68	.7	3	.19
Consumo de melaza a 85°	994.	872	686	625	826	865	785.	475
Brix	11	.42	.18	.26	.01	.16	27	.87
Alcohol carburante (m3)	92.9	66.	50.	0	58.	54.	55.6	74.
	7	33	7		66	91	1	04
Alcohol hidratado (m3)	194.	120	112	108	118	136	118.	64.
	41	.72	.22	.88	.05	.39	97	98
Fermentación	83.3	82.	84.	81.	83.	83.	82.3	85.
	2%	68%	44%	60%	61%	38%	6%	79%
Destilación	99.0	99.	99.	99.	99.	99.	100.	98.
	8%	81%	30%	36%	50%	58%	00%	67%
Global	82.5	82.	83.	81.	83.	83.	82.3	84.
	5%	52%	85%	08%	19%	03%	6%	65%
Vapor sat. a 1034	2.41	3.7	4.2	7.6	3.9	3.6	4	3.2
kPa/alcohol (t/m3)		2	9	3	2	4		6
Electricidad / alcohol	0.1	0.1	0.1	0.3	0.1	0.1	0.16	0.1
(MWh/m3)		5	8		6	5		3
Alcohol hidratado (m3)	106.	101	114	113	111	138	131.	128
	85	.67	.1	.82	.54	.17	95	.41
Alcohol carburante (m3)	36.0	97.	51.	0	45.	48.	42.4	36.
	7	22	02		75	27	5	86

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	17	18	19	20	21	22	23	24
Melaza de PSA (t)	754	553	785	158	561	692	668	672
	.04	.77	.16	.82	.31	.99	.65	.96
Melaza de PSA a 85° Brix	757	550	783	157	562	693	674	659
(t)	.41	.8	.77	.93	.04	.73	.4	.18
Brix melaza de PSA	85.	84.	84.	84.	85.	85.	85.	83.
	38	55	85	52	11	09	73	26
AF en melaza de PSA	52.	51.	51.	51.	50.	50.	48.	47.
(%p/p)	93	78	22	29	77	18	68	53
Consumo de melaza (t)	562	753	564	363	503	530	609	504
	.1	.69	.83	.78	.03	.31	.28	.71
Consumo de melaza a 85 °	546	763	558	368	494	531	602	535
Brix	.81	.87	.1	.63	.01	.21	.95	.5
Alcohol carburante (m3)	53.	122	0	0	38.	30.	45.	38.
	05	.77			87	17	78	08
Alcohol hidratado (m3)	60.	49.	155	76.	67.	75.	64.	76.
	22	96	.99	12	84	13	24	88
Fermentación	91.	84.	84.	83.	86.	87.	86.	87.
	38%	96%	30%	79%	07%	24%	25%	10%
Destilación	92.	99.	99.	98.	98.	96.	98.	98.
	77%	47%	72%	06%	01%	52%	16%	37%
Global	84.	84.	84.	82.	84.	84.	84.	85.
	77%	51%	06%	16%	36%	20%	66%	68%
Vapor sat. a 1034	4.0	2.7	7.1	6.8	4.7	4.6	3.6	3.4
kPa/alcohol (t/m3)	5	8		6	1	4	5	3
Electricidad / alcohol	0.1	0.1	0.3	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1
(MWh/m3)	7	1	2	9	9	9	5	4
Alcohol hidratado (m3)	132	128	76.	142	147	143	124	141
	.43	.3	61	.73	.74	.73	.08	.55
Alcohol carburante (m3)	42.	43.	0	0	69.	0	0	43.
	59	27			8			94

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	25	26	27	28	29	30	31	32
Melaza de PSA (t)	539	744.	668.	668	639	569	725	609
	.35	52	19	.92	.95	.79	.37	.56
Melaza de PSA a 85°	542	755.	654.	669	637	566	717	601
Brix (t)	.4	12	51	.63	.54	.37	.26	.46
Brix melaza de PSA	85.	86.2	83.2	85.	84.	84.	84.	83.
	48	1	6	09	68	49	05	87
AF en melaza de PSA	49.	50.1	47.5	49.	49.	49.	49.	48.
(%p/p)	6	5	3	84	5	7	68	91
Consumo de melaza (t)	856	674.	690.	609	458	594	734	540
	.13	56	72	.95	.44	.78	.8	.31
Consumo de melaza a	820	677.	725.	580	463	592	732	537
85 ° Brix	.72	07	1	.58	.2	.99	.94	.81
Alcohol carburante (m3)	11.	52.0	73.5	48.	1.6	37.	29.	57.
	73	8	7	33	9	05	78	31
Alcohol hidratado (m3)	139	54.6	74.4	64.	84.	82.	128	32.
	.43	7	4	91	18	02	.65	1
Fermentación	84.	83.3	84.1	80.	80.	81.	79.	80.
	28%	6%	0%	66%	62%	17%	88%	23%
Destilación	99.	100.	100.	99.	99.	99.	99.	96.
	98%	00%	00%	79%	68%	78%	70%	74%
Global	84.	83.3	84.1	80.	80.	80.	79.	77.
	26%	6%	0%	49%	36%	99%	64%	61%
Vapor sat. a 1034	3.9	4.47	2.58	3.4	5.2	3.2	4.4	6.0
kPa/alcohol (t/m3)	1			2	4	9		3
Electricidad / alcohol	0.1	0.18	0.1	0.1	0.2	0.1	0.1	0.3
(MWh/m3)	6			4	2	3	8	
Alcohol hidratado (m3)	71.	141.	144.	149	163	147	146	60.
	01	98	34	.29	.41	.74	.94	17
Alcohol carburante (m3)	0	43.8	43.8	37.	35.	42.	42.	0
			7	96	39	43	26	

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	33	34	35	36	37	38	39	40
Melaza de PSA (t)	727	519	608	645	407	431	601	652
	.18	.5	.38	.32	.82	.61	.21	.57
Melaza de PSA a 85° Brix	715	516	611	641	398	431	596	676
(t)	.11	.99	.89	.22	.52	.71	.32	.37
Brix melaza de PSA	83.	84.	85.	84.	83.	85.	84.	88.
	59	59	49	46	06	02	31	1
AF en melaza de PSA	49.	50.	49.	48.	49.	48.	51.	51.
(%p/p)	74	16	86	92	38	72	48	16
Consumo de melaza (t)	719	715	705	866	649	569	49.	561
	.02	.15	.79	.17	.58	.48	32	.91
Consumo de melaza a 85 °	704	693	694	876	653	549	56.	522
Brix	.99	.98	.76	.87	.84	.07	71	.16
Alcohol carburante (m3)	67.	31.	72.	92.	80	21.	11.	75.
	3	88	58	75		82	75	58
Alcohol hidratado (m3)	73.	112	74.	136	61.	41.	0	53.
	72	.12	51	.31	23	2		88
Fermentación	82.	82.	84.	84.	83.	83.	74.	83.
	44%	77%	37%	03%	43%	73%	08%	75%
Destilación	98.	99.	99.	97.	98.	98.	99.	92.
	85%	63%	60%	45%	42%	05%	69%	57%
Global	81.	82.	84.	81.	82.	82.	73.	77.
	49%	46%	03%	89%	11%	10%	85%	53%
Vapor sat. a 1034	3.8	4.2	2.9	2.6	3.0	4.8	2.6	3.2
kPa/alcohol (t/m3)	3	2	4	9	2	5	6	
Electricidad / alcohol	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0	0.1	0.1
(MWh/m3)	6	8	2	1	2		1	3
Alcohol hidratado (m3)	143	148	145	171	161	168	171	173
	.51	.11	.17	.67	.12	.17	.45	.8
Alcohol carburante (m3)	72.	55.	39.	50.	37.	0	39.	132
	18	23	71	82	36		99	.53

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	41	42	43	44	45	46	47	48
Melaza de PSA (t)	622	352	600	527	514	222	210	465
	.3	.53	.93	.16	.8	.7	.84	.18
Melaza de PSA a 85° Brix	623	350	591	517	511	220	210	465
(t)	.55	.79	.27	.05	.59	.97	.17	.56
Brix melaza de PSA	85.	84.	83.	83.	84.	84.	84.	85.
	17	58	64	37	47	34	73	07
AF en melaza de PSA	51.	51.	46.	47.	48.	49.	49.	49.
(%p/p)	87	88	82	96	38	17	57	01
Consumo de melaza (t)	281	558	862	650	533	492	326	511
		.79	.98	.48	.91	.62	.04	.97
Consumo de melaza a 85 °	272	567	864	648	512	491	319	508
Brix	.94	.12	.27	.97	.42	.87	.53	.05
Alcohol carburante (m3)	12.	91.	9.8	63.	47.	72.	45.	102
	59	47	1	1	13	12	59	.69
Alcohol hidratado (m3)	61.	35.	170	83.	66.	38.	27.	0
	46	67	.92	19	02	03	09	
Fermentación	82.	82.	84.	83.	85.	85.	72.	79.
	44%	99%	34%	94%	08%	37%	26%	53%
Destilación	96.	98.	99.	99.	98.	98.	97.	99.
	05%	08%	09%	25%	29%	23%	70%	29%
Global	79.	81.	83.	83.	83.	83.	70.	78.
	18%	40%	57%	31%	63%	86%	60%	97%
Vapor sat. a 1034	4.3	2.8	3.8	2.9	3.4	2.4	3.0	4.5
kPa/alcohol (t/m3)		7	9	8		3	3	7
Electricidad / alcohol	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.3	0.2
(MWh/m3)	8	2	6	3	4		4	5
Alcohol hidratado (m3)	174	142	197	167	177	173	0	31.
	.58	.28	.06	.31	.03	.18		93
Alcohol carburante (m3)	46.	62.	52.	38.	0	81.	0	121
	55	52	2	77		8		.91

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	49	50	51	52	53	54	55	56
Melaza de PSA (t)	484	651	682	578	703	654	712	510
	.07	.13	.8	.35	.04	.37	.89	.09
Melaza de PSA a 85° Brix	491	674	687	584	704	653	710	502
(t)	.07	.8	.05	.14	.86	.29	.54	.22
Brix melaza de PSA	86.	88.	85.	85.	85.	84.	84.	83.
	23	09	53	85	22	86	72	69
AF en melaza de PSA	50.	51.	51.	51.	49.	49.	50.	51.
(%p/p)	67	85	64	68	8	86	26	03
Consumo de melaza (t)	475	858	469	494	347	331	484	422
	.21	.05	.72	.13	.89	.17	.71	.12
Consumo de melaza a 85 °	465	865	500	494	359	336	485	430
Brix	.48	.01	.23	.61	.55	.03	.23	.52
Alcohol carburante (m3)	95.	0	34.	17.	20.	0	30.	32.
	78		98	18	88		88	34
Alcohol hidratado (m3)	0	188	68.	88.	51.	67.	82.	65.
		.29	93	78	94	54	38	63
Fermentación	80.	82.	81.	83.	82.	83.	84.	82.
	46%	36%	71%	74%	25%	78%	77%	16%
Destilación	98.	99.	99.	98.	98.	98.	98.	98.
	00%	29%	59%	74%	83%	36%	59%	83%
Global	78.	81.	81.	82.	81.	82.	83.	81.
	85%	78%	37%	68%	29%	41%	57%	20%
Vapor sat. a 1034	2.4	2.9	4.6	3.4	4.6	4.2	3.4	3.6
kPa/alcohol (t/m3)	2	9	6	9	9	3	4	9
Electricidad / alcohol	0.1	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
(MWh/m3)	9	9	4	8	7	4	5	
Alcohol hidratado (m3)	145	178	145	186	169	167	177	162
	.92	.69	.58	.88	.74	.7	.8	.93
Alcohol carburante (m3)	121	41.	43.	39.	38.	41.	47.	39.
	.88	5	5	62	99	92	04	61

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	57	58	59	60	61	62	63	64
Melaza de PSA (t)	704	560	350	714	507	532	638	584
	.47	.94	.35	.59	.78	.85	.69	.77
Melaza de PSA a 85° Brix	699	560	349	712	503	530	636	580
(t)	.08	.87	.48	.74	.18	.97	.21	.92
Brix melaza de PSA	84.	84.	84.	84.	84.	84.	84.	84.
	35	99	79	78	23	7	67	44
AF en melaza de PSA	50.	51.	50.	50.	50.	50.	51.	50.
(%p/p)	36	41	95	5	46	96	21	77
Consumo de melaza (t)	666	670	696	840	533	447	716	509
	.03	.46	.63	.49	.12	.06	.96	.19
Consumo de melaza a 85 °	650	659	697	839	534	439	716	508
Brix	.09	.53	.96	.06	.98	.67		.73
Alcohol carburante (m3)	59.	3.7	65.	70.	13.	4.2	94.	26.
	91	9	36	92	35	2	36	89
Alcohol hidratado (m3)	92.	174	92.	123	103	93.	88.	91.
	66	.44	36	.01	.74	63	42	11
Fermentación	82.	81.	82.	83.	82.	83.	84.	85.
	24%	12%	66%	22%	87%	02%	23%	30%
Destilación	98.	99.	99.	99.	99.	97.	99.	98.
	87%	99%	05%	08%	14%	76%	02%	34%
Global	81.	81.	81.	82.	82.	81.	83.	83.
	31%	11%	87%	45%	16%	16%	40%	88%
Vapor sat. a 1034	3.3	3.9	3.3	2.7	4.1	4.0	2.9	2.9
kPa/alcohol (t/m3)	1	6		8	5	6	7	3
Electricidad / alcohol	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
(MWh/m3)	4	6	3	1	6	7	2	7
Alcohol hidratado (m3)	173	162	136	196	169	151	143	136
	.45	.72	.41	.66	.38	.63	.85	.81
Alcohol carburante (m3)	41.	41.	37.	37.	43.	0	80.	43.
	12	28	49	15	85		5	97

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	65	66	67	68	69	70	71	72
Melaza de PSA (t)	709	635	452	642	714	740	563	469
	.74	.83	.72	.46	.87	.03	.54	.03
Melaza de PSA a 85° Brix	700	633	452	639	711	735	569	471
(t)	.89	.07	.88	.96	.76	.07	.84	.01
Brix melaza de PSA	83.	84.	85.	84.	84.	84.	85.	85.
	94	63	03	67	63	43	95	36
AF en melaza de PSA	50.	50.	50.	51.	50.	50.	50.	50.
(%p/p)	07	76	61	41	14	85	27	28
Consumo de melaza (t)	551	520	602	513	809	577	664	624
	.84	.94	.51	.33	.97	.63	.88	.78
Consumo de melaza a 85 °	552	506	596	516	807	576	648	637
Brix	.18	.61	.01	.26	.63	.73	.67	.6
Alcohol carburante (m3)	89.	118	94.	50.	97.	24.	93.	69.
	26	.1	07	06	09	57	5	84
Alcohol hidratado (m3)	51.	18.	54.	81.	117	131	77.	99.
	85	84	95	6	.81	.43	93	95
Fermentación	85.	82.	82.	81.	82.	83.	83.	84.
	53%	57%	30%	51%	22%	08%	06%	55%
Destilación	98.	99.	99.	99.	99.	98.	98.	97.
	19%	10%	21%	10%	18%	15%	78%	08%
Global	83.	81.	81.	80.	81.	81.	82.	82.
	98%	83%	65%	78%	55%	54%	05%	08%
Vapor sat. a 1034	4.4	3.3	4	3.7	2.5	3.7	3.2	2.7
kPa/alcohol (t/m3)	7	1		1	2	2	2	2
Electricidad / alcohol	0.2	0	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
(MWh/m3)	1		6	5		5	3	1
Alcohol hidratado (m3)	73.	0	71.	147	180	165	179	165
	6		3	.49	.48	.65	.34	.52
Alcohol carburante (m3)	56.	137	104	0	119	51.	55.	57.
	67	.09	.73		.15	79	16	63

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	73	74	75	76	77	78	79	80
Melaza de PSA (t)	411	720	462	811	484	728	690	774
	.6	.96	.4	.87	.72	.68	.95	.87
Melaza de PSA a 85° Brix (t)	417	732	470	819	489	718	699	784
	.36	.24	.28	.79	.06	.9	.65	.8
Brix melaza de PSA	86.	86.	86.	85.	85.	83.	86.	86.
	19	33	45	83	76	86	07	09
AF en melaza de PSA (%p/p)	49.	50.	49.	50.	50.	49.	51.	51.
	51	14	6	55	85	97	64	45
Consumo de melaza (t)	506	389	484	523	567	733	752	943
	.91	.73	.98	.68	.93	.83	.38	.46
Consumo de melaza a 85 ° Brix	502	396	491	539	573	752	730	950
	.2	.25	.03	.88	.94	.79	.43	.8
Alcohol carburante (m3)	40.	24.	69.	53.	52.	63.	67.	73.
	01	6	58	89	99	17	85	45
Alcohol hidratado (m3)	90.	77.	45.	82.	83.	108	127	177
	35	15	97	8	75	.63	.44	.82
Fermentación (%)	83.	82.	81.	79.	81.	83.	81.	81.
	44%	60%	08%	45%	90%	51%	74%	39%
Destilación	98.	97.	96.	98.	98.	95.	98.	98.
	33%	19%	69%	24%	25%	52%	99%	65%
Global	82.	80.	78.	78.	80.	79.	80.	80.
	05%	28%	40%	05%	47%	77%	91%	29%
Vapor sat. a 1034 kPa/alcohol (t/m3)	4.0	3.3	5.8	3.7	3.0	3.0	3.6	2.8
	3	1		6	6	6	4	2
Electricidad / alcohol (MWh/m3)	0.1	0.1	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
	6	4	4	4	3	3	4	1
Alcohol hidratado (m3)	164	97.	76.	164	163	113	167	165
	.82	82	64	.53	.3	.8	.39	.48
Alcohol carburante (m3)	38.	44.	68.	56.	30.	57.	71.	73.
	53	75	04	52	15	21	06	08

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	81	82	83	84	85	86	87	88
Melaza de PSA (t)	529	651	529	602	777	598	766	635
	.06	.59	.98	.43	.57	.12	.03	.42
Melaza de PSA a 85° Brix	520	656	533	604	779	601	761	636
(t)	.72	.95	.47	.06	.95	.63	.35	.77
Brix melaza de PSA	83.	85.	85.	85.	85.	85.	84.	85.
	66	7	56	23	26	5	48	18
AF en melaza de PSA	50.	51.	50.	51.	51.	50.	50.	50.
(%p/p)	14	57	45	91	24	7	58	09
Consumo de melaza (t)	618	561	476	538	755	453	854	844
	.72	.31	.81	.35	.26	.68	.46	.84
Consumo de melaza a 85 °	647	535	481	545	757	453	867	834
Brix	.64	.44	.93	.25	.25	.38	.13	.15
Alcohol carburante (m3)	74.	27.	81.	68.	106	46.	67.	82.
	37	3	77	41	.31	85	01	76
Alcohol hidratado (m3)	99.	120	48.	83.	97.	72.	162	134
	48	.64	57	87	22	6	.79	.04
Fermentación (%)	82.	85.	87.	89.	81.	84.	82.	82.
	67%	43%	87%	09%	83%	46%	36%	24%
Destilación	98.	97.	94.	93.	99.	95.	97.	97.
	38%	59%	78%	46%	23%	52%	58%	57%
Global	81.	83.	83.	83.	81.	80.	80.	80.
	33%	37%	28%	26%	20%	68%	37%	24%
Vapor sat. a 1034	3.2	3.4	3.1	2.9	2.7	3.8	3.1	2.6
kPa/alcohol (t/m3)			2	2	7	2		6
Electricidad / alcohol	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
(MWh/m3)	3	4	2	2	1	6	3	1
Alcohol hidratado (m3)	165	175	158	160	162	156	162	160
	.27	.2	.92	.57	.11	.95	.66	.62
Alcohol carburante (m3)	68.	67.	71.	71.	70.	41.	70.	74.
	78	87	29	77	8	83	64	09

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	89	90	91	92	93	94	95	96
Melaza de PSA (t)	535	513	501	738	455	694	457	634
	.77	.41	.43	.22	.75	.56	.72	.54
Melaza de PSA a 85° Brix	542	514	504	740	456	691	459	632
(t)	.51	.68	.97	.91	.82	.78	.29	.67
Brix melaza de PSA	86.	85.	85.	85.	85.	84.	85.	84.
	07	21	6	31	2	66	29	75
AF en melaza de PSA	50.	50.	49.	49.	49.	50.	49.	50.
(%p/p)	66	48	76	83	9	01	69	92
Consumo de melaza (t)	557	549	677	440	576	589	535	550
	.66	.34	.44	.6	.61	.51	.21	
Consumo de melaza a 85 °	548	565	675	446	579	595	526	556
Brix	.86	.51	.9	.33	.95	.53	.68	.61
Alcohol carburante (m3)	81.	111	77.	52.	86.	73.	44.	80.
	4	.84	46	89	13	79	51	36
Alcohol hidratado (m3)	64.	34.	97.	63.	65.	83.	86.	67.
	3	57	26	7	91	65	69	53
Fermentación (%)	83.	81.	82.	84.	83.	82.	82.	81.
	36%	61%	02%	07%	20%	94%	46%	33%
Destilación	98.	98.	98.	96.	97.	97.	98.	98.
	24%	65%	44%	58%	68%	98%	66%	72%
Global	81.	80.	80.	81.	81.	81.	81.	80.
	89%	51%	74%	19%	27%	26%	36%	29%
Vapor sat. a 1034	2.6	2.9	2.9	3.1	3.2	2.8	3.1	3.3
kPa/alcohol (t/m3)	9	7	2	4	5	1	6	6
Electricidad / alcohol	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
(MWh/m3)		2	2	3	3	1	3	4
Alcohol hidratado (m3)	165	165	166	162	159	162	162	163
	.87	.46	.67	.62	.76	.44	.75	.05
Alcohol carburante (m3)	101	72.	99.	87.	69.	67.	64.	72.
	.41	79	26	86	76	72	56	05

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	97	98	99	100	101	102	103	104
Melaza de PSA (t)	341	731	485	603	569	600	570	323
	.92	.84	.97	.07	.22		.53	.26
Melaza de PSA a 85° Brix	342	736	489	605	574	602	570	322
(t)	.68	.74	.63	.7	.3	.68	.53	.65
Brix melaza de PSA	85.	85.	85.	85.	85.	85.	85	84.
	19	57	64	37	76	38		84
AF en melaza de PSA	50.	51.	50	49.	50.	50.	50.	50.
(%p/p)	78	05		85	11	55	72	36
Consumo de melaza (t)	672	574	693	313	530	620	404	396
	.92	.6	.62	.27	.11	.1	.6	.87
Consumo de melaza a 85 °	667	572	697	318	528	629	410	398
Brix	.62	.85	.28	.78	.58	.44	.43	.28
Alcohol carburante (m3)	99.	86.	109	25.	68.	132	0.0	43.
	02	38	.67	48	28	.73	0	71
Alcohol hidratado (m3)	77.	66.	73.	58.	71.	35.	109	60.
	92	95	81	32	03	89	.44	64
Fermentación (%)	81.	82.	82.	82.	83.	83.	82.	80.
	71%	59%	46%	82%	06%	05%	62%	76%
Destilación	98.	98.	99.	98.	98.	98.	98.	99.
	80%	64%	23%	69%	41%	91%	20%	24%
Global	80.	81.	81.	81.	81.	82.	81.	80.
	73%	47%	83%	74%	74%	14%	13%	15%
Vapor sat. a 1034	2.6	2.5	2.4	5.1	2.7	3.0	3.3	3.5
kPa/alcohol (t/m3)	3	8	2	8	3	5	8	3
Electricidad / alcohol	0.1	0.1	0.1	0.2	0	0.1	0.1	0.1
(MWh/m3)		1		2		2	3	4
Alcohol hidratado (m3)	162	164	166	165	165	161	161	160
	.74	.69	.84	.45	.67	.54	.12	.76
Alcohol carburante (m3)	72.	65.	71.	45.	68.	70.	76.	71.
	27	11	23	4	8	46	61	1

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	105	106	107	108	109	110	111	112
Melaza de PSA (t)	338	376	491	601	479	593	594	555
	.59	.42	.92	.2	.31	.7	.29	.62
Melaza de PSA a 85° Brix	336	377	491	604	480	591	593	546
(t)	.75	.84	.63	.67	.84	.95	.66	.07
Brix melaza de PSA	84.	85.	84.	85.	85.	84.	84.	83.
	54	32	95	49	27	75	91	54
AF en melaza de PSA	49.	50.	49.	50.	49.	49.	50.	49.
(%p/p)	78	56	81	35	52	15	21	42
Consumo de melaza (t)	394	546	769	355	468	442	432	516
	.73	.76	.25	.73	.58	.98	.31	.94
Consumo de melaza a 85 °	397	537	773	351	474	448	429	529
Brix	.52	.6	.52	.05	.02	.49	.52	.16
Alcohol carburante (m3)	38.	30.	118	19.	40.	116	114	138
	79	66	.88	4	63	.29	.16	.65
Alcohol hidratado (m3)	64.	107	82.	73.	79.	0	0	0
	46	.34	03	53	29			
Fermentación (%)	80.	80.	80.	82.	82.	82.	83.	81.
	52%	73%	91%	18%	14%	43%	40%	51%
Destilación	99.	99.	99.	99.	99.	98.	97.	98.
	46%	15%	71%	31%	15%	48%	86%	58%
Global	80.	80.	80.	81.	81.	81.	81.	80.
	09%	04%	68%	61%	44%	18%	62%	35%
Vapor sat. a 1034	3.4	3.2	2.3	5.0	3.5	4.1	4.1	3.4
kPa/alcohol (t/m3)	4	8	6	5	6		9	7
Electricidad / alcohol	0.1	0.1	0.0	0.2	0.1	0.2	0.2	0.1
(MWh/m3)	4	3	9		5	3	1	8
Alcohol hidratado (m3)	167	164	161	146	53.	0	0	0
	.89	.44	.44	.45	67			
Alcohol carburante (m3)	45.	37.	0	0	30.	132	215	55.
	83	99			52	.08	.47	39

Cuadro 213. Base de datos utilizada para analizar situación actual de la planta productora de etanol (continuación).

Día de operación	113	114	115	116	117	118
Melaza de PSA (t)	291	568	332	302	270	571
	.82	.01	.55	.73	.23	.58
Melaza de PSA a 85° Brix (t)	289	569	330	306	272	570
	.52	.95	.91	.22	.04	.97
Brix melaza de PSA	84.	85.	84.	85.	85.	84.
	33	29	58	98	57	91
AF en melaza de PSA (%p/p)	49.	49.	49.	50.	50.	49.
	31	92	7	85	92	39
Consumo de melaza (t)	487	563	362	483	389	615
	.3	.26	.75	.13	.62	.74
Consumo de melaza a 85 ° Brix	471	551	371	474	396	622
	.31	.43	.15	.5	.47	.74
Alcohol carburante (m3)	121	107	96.	96.	75.	54.
	.71	.41	48	63	17	62
Alcohol hidratado (m3)	0	0	0	0	26.	102
					5	.85
Fermentación (%)	81.	81.	81.	78.	79.	80.
	62%	19%	24%	86%	06%	79%
Destilación	98.	98.	98.	99.	98.	99.
	25%	98%	88%	24%	97%	35%
Global	80.	80.	80.	78.	78.	80.
	19%	36%	33%	26%	25%	26%
Vapor sat. a 1034 kPa/alcohol (t/m3)	3.8	4.1	4.7	4.2	5.2	4.3
	2	5	5	8		3
Electricidad / alcohol (MWh/m3)	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.1
	1	3	7	4	5	7
Alcohol hidratado (m3)	0	0	0	0	0	115
						.47
Alcohol carburante (m3)	182	57.	64.	56.	43.	0
	.57	34	79	91	85	

Cuadro 214. Estructura de costos de materia prima e insumos

Ítem	Unidad de medición	Rendimiento (UM/m3)	Cantidad a utilizar (UM)	Precio (USD)	Consumo por ítem (USD)
Melaza	t	-	83,259.31	98.00	8,159,412.60
Agua	m3	-	12,488.90	-	-
Vapor a 1,034 kPa (150 psia)	t	3.81	83,962.37	2.30	192,903.55
Electricidad	MWh	0.161271	3,553.99	68.30	242,719.64
Acido Sulfamico	kg	0.1276	2,811.97	0.93	2,615.13
Acido Sulfurico	L	2.3318	51,386.74	0.44	22,610.16
Antiespumante	L	0.1409	3,105.07	5.76	17,885.18
Antiespumante XFO	L	0.048	1,057.79	4.49	4,749.49
Bactenix V50	kg	0.0066	145.45	120.18	17,479.78
Coagulante	kg	0	-	1.07	-
Dap	kg	1.8138	39,971.38	0.57	22,783.69
Dioxido de cloro	L	0.0398	877.09	3.62	3,175.06
Hipoclorito de sodio	L	0.0871	1,919.45	0.32	614.23
Lactoside V	kg	0.0023	50.69	206.82	10,482.87
Levadura	kg	0.0491	1,082.03	2.21	2,391.30
Soda Caustica Liquida	L	2.0448	45,062.01	0.58	26,135.97
Sulfato de cobre	kg	0.0451	993.89	3.76	3,737.01
Urea	kg	0.4813	10,606.59	0.41	4,348.70
Vapen 230 C	L	0.0571	1,258.33	6.05	7,612.92
Vapen 550	L	0.0418	921.16	7.28	6,706.06
Vapen 580	L	0.0218	480.41	5.98	2,872.88
Vapen 800	L	0.0266	586.19	8.13	4,765.76
Vapen CI 90 T	kg	0.0176	387.86	8.44	3,273.52

Cuadro 215. Elementos involucrados en el análisis de costos de producción y utilidades en un periodo de zafra.

Indicadores de materia prima	
Azúcares fermentables (promedio)	50%
° Brix (promedio)	85%
Indicadores de Proceso	
Eficiencia fermentación	83.00%
Eficiencia destilación	98.40%
Eficiencia Global	81.67%
¿Cuánto etanol quiere producir?	
Etanol carburante (m3)	6,173.88
Etanol hidratado (m3)	15,318.16
Etanol equivalente a 100° de pureza (m3)	22,037.37
Precio de venta de Etanol	
Etanol carburante (m3)	\$ 480.00
Etanol hidratado (m3)	\$ 710.00
Información sobre costos	
Costo de producción	\$ 8,759,275.48
(-) ahorros estimados	\$ -
Costo neto de producción	\$ 8,759,275.48
Costo Unitario por m3 (USD\$ / m3) [alcohol a 100°]	\$ 397.47

Cuadro 215. Elementos involucrados en el análisis de costos de producción y utilidades en un periodo de zafra (continuación).

Estado de resultados para periodo de zafra xxxx-xxxx	
<i>Ingresos</i>	
Venta de alcohol carburante	\$ 2,963,462.40
Venta de alcohol hidratado	\$ 10,875,893.60
Total Ingresos	\$ 13,839,356.00
<i>Egresos</i>	
Costos de producción	\$ 8,759,275.48
(+) Otros gastos	\$ -
Total Egresos	\$ 8,759,275.48
Utilidad bruta	\$ 5,080,080.52
(- 12% IVA)	\$ (609,609.66)
Utilidad Neta	\$ 4,470,470.86

Cuadro 216. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un variador de velocidad marca WEG en la bomba P-519

Ítem/año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos											
Ahorros (USD)	-	2,885. 89	2,885. 89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,885 .89	2,885 .89	2,885 .89	2,885 .89
Total ingresos (USD)	-	2,885. 89	2,885. 89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,885 .89	2,885 .89	2,885 .89	2,885 .89
Egresos											
Costo de equipo (USD)	5,719 .54	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Mantenimiento (USD)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación (USD)	-	571.9 5	571.9 5	571. 95	571. 95	571. 95	571. 95	571.9 5	571.9 5	571.9 5	571.9 5
Total Egresos (USD)	5,719 .54	571.9 5	571.9 5	571. 95	571. 95	571. 95	571. 95	571.9 5	571.9 5	571.9 5	571.9 5
Flujo neto de efectivo (USD)	(5 ,719. 54)	2,313. 94	2,313. 94	2,31 3.94	2,31 3.94	2,31 3.94	2,31 3.94	2,313 .94	2,313 .94	2,313 .94	2,313 .94
Flujo neto de efectivo acumulado (USD)	(5 ,719. 54)	(3,40 5.60)	(1,09 1.66)	1,22 2.28	3,53 6.22	5,85 0.16	8,16 4.10	10,47 8.04	12,79 1.98	15,10 5.92	17,41 9.86

Cuadro 217. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un variador de velocidad marca WEG en la bomba P-519

Ítem/año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos											
Ahorros (USD)	-	2,885. 89	2,885. 89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,885 .89	2,885 .89	2,885 .89	2,885 .89
Total ingresos (USD)	-	2,885. 89	2,885. 89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,88 5.89	2,885 .89	2,885 .89	2,885 .89	2,885 .89
Egresos											
Costo de equipo (USD)	4,957 .68	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Mantenimiento (USD)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación (USD)	-	495.7 7	495.7 7	495. 77	495. 77	495. 77	495. 77	495.7 7	495.7 7	495.7 7	495.7 7
Total Egresos (USD)	4,957 .68	495.7 7	495.7 7	495. 77	495. 77	495. 77	495. 77	495.7 7	495.7 7	495.7 7	495.7 7
Flujo neto de efectivo (USD)	(4 ,957. 68)	2,390. 13	2,390. 13	2,39 0.13	2,39 0.13	2,39 0.13	2,39 0.13	2,390 .13	2,390 .13	2,390 .13	2,390 .13
Flujo neto de efectivo acumulado (USD)	(4 ,957. 68)	(2,56 7.55)	(177. 43)	2,21 2.70	4,60 2.82	6,99 2.95	9,38 3.07	11,77 3.20	14,16 3.32	16,55 3.45	18,94 3.58

Cuadro 219. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un variador de velocidad marca LS Starvet en la bomba P-556

Ítem/año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos											
Ahorros (\$)	-	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73
Total ingresos	-	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73	1,806.73
Egresos											
Costo de equipo	3,183.22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Mantenimiento	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación	-	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32
Total Egresos	3,183.22	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32	318.32
Flujo neto de efectivo	(3,183.22)	1,488.40	1,488.40	1,488.40	1,488.40	1,488.40	1,488.40	1,488.40	1,488.40	1,488.40	1,488.40
Flujo neto de efectivo acumulado	(3,183.22)	(1,694.82)	(206.41)	1,281.99	2,770.40	4,258.80	5,747.21	7,235.61	8,724.01	10,212.42	11,700.82

Cuadro 220. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un variador de velocidad marca Schneider en la bomba P-556

Ítem/año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos											
Ahorros											
(USD)	-	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80
		6.73	6.73	6.73	6.73	6.73	6.73	6.73	6.73	6.73	6.73
Total											
ingresos (USD)	-	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80	1,80
		6.73	6.73	6.73	6.73	6.73	6.73	6.73	6.73	6.73	6.73
Egresos											
Costo de equipo (USD)											
	4,95	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	7.68										
Mantenimiento (USD)											
	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación (USD)											
		495.	495.	495.	495.	495.	495.	495.	495.	495.	495.
		77	77	77	77	77	77	77	77	77	77
Total Egresos (USD)											
	4,95	495.	495.	495.	495.	495.	495.	495.	495.	495.	495.
	7.68	77	77	77	77	77	77	77	77	77	77
Flujo neto de efectivo (USD)											
	(4,95	1,31	1,31	1,31	1,31	1,31	1,31	1,31	1,31	1,31
	7.68	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96	0.96
)										
Flujo neto de efectivo acumulado (USD)											
	4,95	(3,64	(2,33	(1,0	286.	1,59	2,90	4,21	5,52	6,84	8,15
	7.68	6.72)	5.76)	24.8	15	7.11	8.07	9.03	9.99	0.94	1.90
)			1)							

Cuadro 221. Estimación de costos iniciales de inversión para los sensores a instalarse en las torres 1

Ítem	Costo
Sensor Cole Parmer (EW-93820-59)	\$680.01
1 medidores de temperatura	\$394.00
Shipping medidores de temperatura	\$133.96
(+) 15% DAI	\$79.19
(+) 12% IVA	\$72.86
<hr/>	
Ítem	Costo
Sensor Dwyer Instruments (TTW-108)	\$345.18
1 medidores de temperatura	\$200.00
Shipping medidores de temperatura	\$68.00
(+) 15% DAI	\$40.20
(+) 12% IVA	\$36.98
<hr/>	
Ítem	Costo
Sensor Noshok (800)	\$418.54
1 medidores de temperatura	\$242.50
Shipping medidores de temperatura	\$82.45
(+) 15% DAI	\$48.74
(+) 12% IVA	\$44.84

Cuadro 222. Estimación de costos iniciales de inversión para los sensores a instalarse en las torres 2

Ítem	Costo
Sensor Omega (UVRTD-NB9W-1PT304-14-6)	\$491.89
1 medidores de temperatura	\$285.00
Shipping medidores de temperatura	\$96.90
(+) 15% DAI	\$57.29
(+) 12% IVA	\$52.70
<hr/>	
Ítem	Costo
Sensor Omega (UVRTD-NB9W-1PT316-14-6)	\$491.89
1 medidores de temperatura	\$285.00
Shipping medidores de temperatura	\$96.90
(+) 15% DAI	\$57.29
(+) 12% IVA	\$52.70
<hr/>	
Ítem	Costo
Sensor Omega (UVRTD-NB9-ICSS-316U-6)	\$371.07
1 medidores de temperatura	\$215.00
Shipping medidores de temperatura	\$73.10
(+) 15% DAI	\$43.22
(+) 12% IVA	\$39.76

Cuadro 223. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Cole Parmer (EW-93820-59) en la torre
1

Ítem/año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos											
Ahorros											
(USD)	-	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40
Total											
ingresos (USD)	-	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40
Egresos											
Costo de equipo (USD)											
	6,800. 10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Mantenimiento (USD)											
	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación (USD)											
	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total Egresos (USD)											
	6,800. 10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Flujo neto de efectivo (USD)											
	(6, 800.1 0)	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40
Flujo neto de efectivo acumulado (USD)											
	(6, 800.1 0)	3,284. 30	13,36 8.70	23,45 3.10	33,53 7.50	43,62 1.90	53,70 6.30	63,79 0.70	73,87 5.10	83,95 9.49	94,04 3.89

Cuadro 224. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Dwyer Instruments (TTW-108) en la torre 1

Ítem/año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
Ingresos												
Ahorros												
(USD)	-	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08
		4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40
Total												
ingresos (USD)	-	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08
		4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40	4.40
Egresos												
Costo de equipo (USD)												
	3,451.80	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Mantenimiento (USD)												
	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación (USD)												
	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total												
Egresos (USD)	3,451.80	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Flujo neto de efectivo (USD)												
	(3,451.80)	10,084.40	10,084.40	10,084.40	10,084.40	10,084.40	10,084.40	10,084.40	10,084.40	10,084.40	10,084.40	10,084.40
Flujo neto de efectivo acumulado (USD)												
	451.80	6,632.60	16,717.00	26,801.40	36,885.80	46,970.20	57,054.60	67,139.00	77,223.40	87,307.79	97,392.19	

Cuadro 225. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Noshok (800) en la torre 1

Ítem/año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos											
Ahorros (USD)	-	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40
Total ingresos (USD)	-	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40
Egresos											
Costo de equipo (USD)	4,185. 40	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Mantenimiento (USD)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación (USD)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total Egresos (USD)	4,185. 40	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Flujo neto de efectivo (USD)	(4, 185.4 0)	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40	10,08 4.40
Flujo neto de efectivo acumulado (USD)	(4, 185.4 0)	5,899. 00	15,98 3.40	26,06 7.80	36,15 2.20	46,23 6.60	56,32 1.00	66,40 5.40	76,48 9.80	86,57 4.19	96,65 8.59

Cuadro 226. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Omega (UWRTD-NB9W-1PT304-14-6) en la torre 2

Ítem/año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos											
Ahorros (USD)	-	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13
Total ingresos (USD)	-	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13
Egresos											
Costo de equipo (USD)	4,918.90	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Mantenimiento (USD)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación (USD)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total Egresos (USD)	4,918.90	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Flujo neto de efectivo (USD)	(4,918.90)	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13	11,765.13
Flujo neto de efectivo acumulado (USD)	(4,918.90)	6,846.23	18,611.37	30,376.50	42,141.63	53,906.76	65,671.90	77,437.03	89,202.16	100,967.29	112,732.43

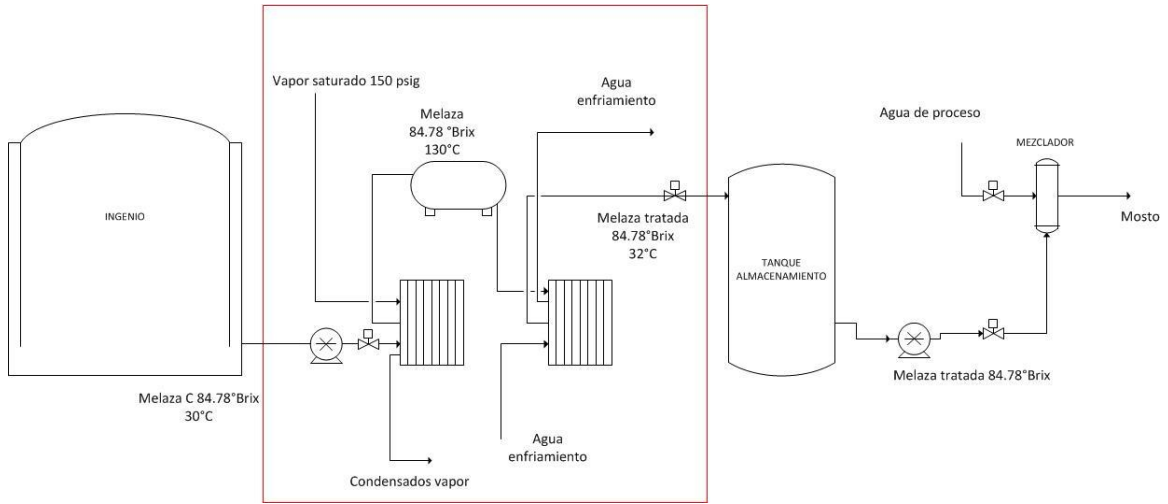
Cuadro 227. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Omega (UWRTD-NB9W-1PT316-14-6) en la torre 2

Ítem/año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos											
Ahorros (USD)	-	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13
Total ingresos (USD)	-	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13
Egresos											
Costo de equipo (USD)	4,918.9 0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Mantenimiento (USD)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación (USD)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total Egresos (USD)	4,918.9 0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Flujo neto de efectivo (USD)	(4, 918.90)	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13
Flujo neto de efectivo acumulado (USD)	(4, 918.90)	6,846.2 3	18,611. 37	30,376. 50	42,141. 63	53,906. 76	65,671. 90	77,437. 03	89,202. 16	100,96 7.29	112,73 2.43

Cuadro 228. Flujo de efectivo estimado de la instalación de un sensor de temperatura Omega (UWR TD-NB9-ICSS-316U-6) en la torre 2

Ítem/año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos											
Ahorros (USD)	-	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13
Total ingresos (USD)	-	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13
Egresos											
Costo de equipo (USD)	3,710.7 3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Mantenimiento (USD)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación (USD)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total Egresos (USD)	3,710.7 3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Flujo neto de efectivo (USD)	(3, 710.73)	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13	11,765. 13
Flujo neto de efectivo acumulado (USD)	(3, 710.73)	8,054.4 0	19,819. 54	31,584. 67	43,349. 80	55,114. 94	66,880. 07	78,645. 20	90,410. 33	102,17 5.47	113,94 0.60

Figura 107. Diagrama 3 de la planta productora de etanol con sistema instalado (previo a fermentación)



(Planta Productora de Etanol, 2014)

Figura 108. Datos de flujos en diagrama de la planta productora de etanol

STREAM NUMBER	DESCRIPTION	301	302	303	304	305
		MOLASSES	EVAPORATOR CONDENSATE	DILUTED MOLASSES	EVAPORATOR CONDENSATE	DILUTED MOLASSES
COMPONENT, mass%						
	WATER	15.00	100.00	60.00	99.70	60.00
	ETHANOL	0.00	0.00	0.00	0.20	0.00
	CARBON DIOXIDE	0.00	0.00	0.00	0.10	0.00
	HEADS	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	N-PROPANOL	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	METHANOL	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	FUSEL OILS	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	FERMENTABLE SOLIDS	45.00	0.00	21.18	0.00	21.18
	NON-FERMENTABLE SOLIDS	40.00	0.00	18.82	0.00	18.82
	TOTAL, lb/hr	53,997	50,830	114,744	43,046	91,795
	TOTAL, kg/hr	24,493	23,056	52,047	19,525	41,638
	TEMPERATURE, °F [°C]	90[32]	208[98]	186[85]	198[92]	186[85]
	PRESSURE, psig [kPa]	0[0]	85[586]	85[586]	20[138]	85[586]
	LIQUID FLOW, gpm [liter/mh]	68.9[260.8]	105.8[400.5]	197.9[749.1]	115[435.3]	158.3[599.2]
	GAS FLOW, acfm [m3/hr]					

(Planta Productora de Etanol, 2014)

Figura 109. Diferencia media logarítmica de temperatura.

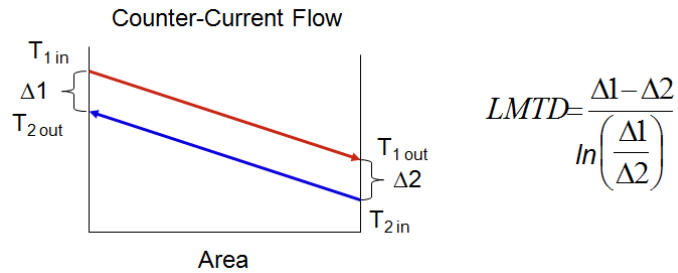


Figura 110. Valores típicos de coeficientes globales de transferencia de calor.

Shell and tube exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	U ($W/m^2\text{ }^\circ\text{C}$)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapours	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000–1500
Organic vapours	Water	700–1000
Organics (some non-condensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

(continuación en la siguiente página)

Figura 110. Valores típicos de coeficientes globales de transferencia de calor (continuación).

Air-cooled exchangers		
Process fluid		
Water		300–450
Light organics		300–700
Heavy organics		50–150
Gases, 5–10 bar		50–100
10–30 bar		100–300
Condensing hydrocarbons		300–600
Immersed coils		
Coil	Pool	
<i>Natural circulation</i>		
Steam	Dilute aqueous solutions	500–1000
Steam	Light oils	200–300
Steam	Heavy oils	70–150
Water	Aqueous solutions	200–500
Water	Light oils	100–150
Immersed coils		
Coil	Pool	U ($W/m^2\text{ }^\circ C$)
<i>Agitated</i>		
Steam	Dilute aqueous solutions	800–1500
Steam	Light oils	300–500
Steam	Heavy oils	200–400
Water	Aqueous solutions	400–700
Water	Light oils	200–300
Jacketed vessels		
Jacket	Vessel	
Steam	Dilute aqueous solutions	500–700
Steam	Light organics	250–500
Water	Dilute aqueous solutions	200–500
Water	Light organics	200–300
Gasketed-plate exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	
Light organic	Light organic	2500–5000
Light organic	Viscous organic	250–500
Viscous organic	Viscous organic	100–200
Light organic	Process water	2500–3500
Viscous organic	Process water	250–500
Light organic	Cooling water	2000–4500
Viscous organic	Cooling water	250–450
Condensing steam	Light organic	2500–3500
Condensing steam	Viscous organic	250–500
Process water	Process water	5000–7500
Process water	Cooling water	5000–7000
Dilute aqueous solutions	Cooling water	5000–7000
Condensing steam	Process water	3500–4500

Figura 111. Ejemplo del análisis microbiológico de recuento de bacterias heterotróficas (fotografías en la parte superior), coliformes totales (fotografías en la parte central), mohos y levaduras (fotografías en la parte inferior). En donde las bacterias heterotróficas se tiñeron rojas, los coliformes totales se observaron de color rojo oscuro y algunas verde metálico y los mohos y levaduras se visualizaron de color azul – verde.

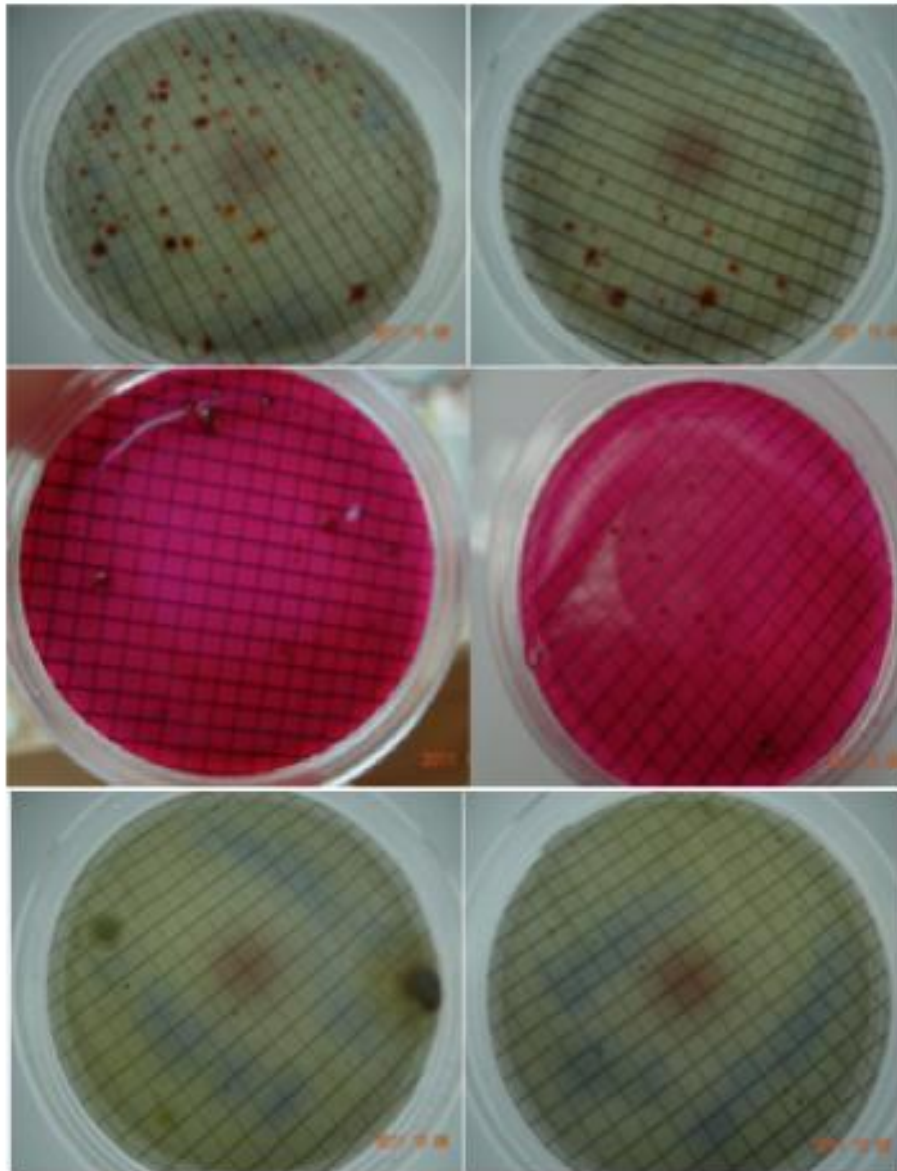
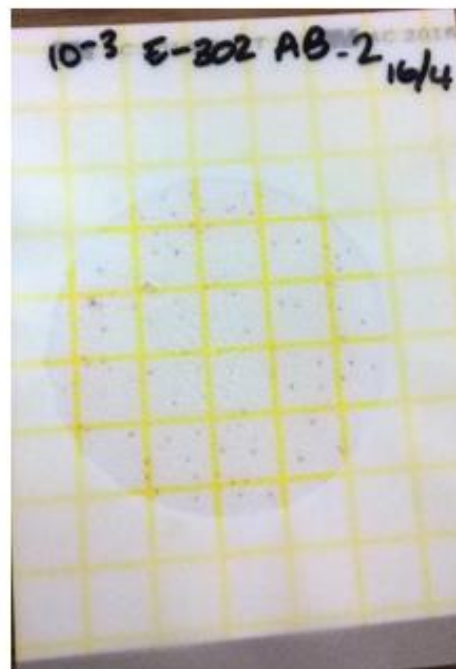
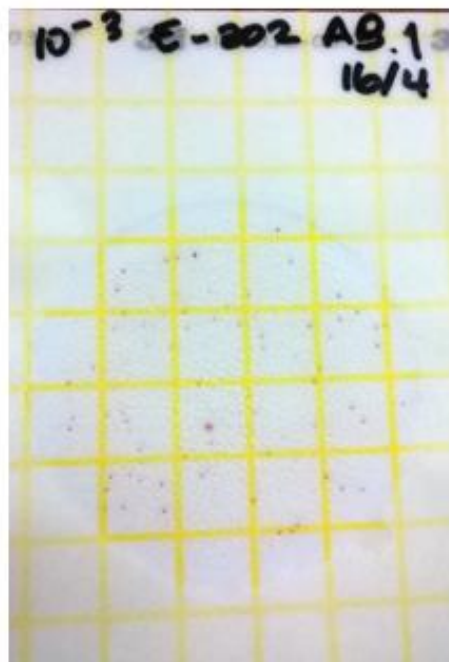
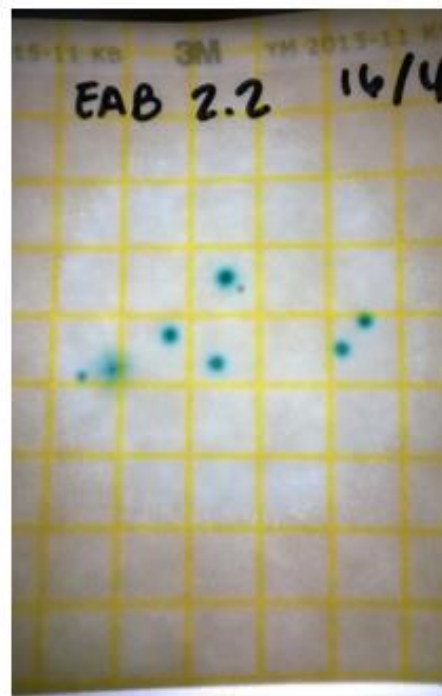
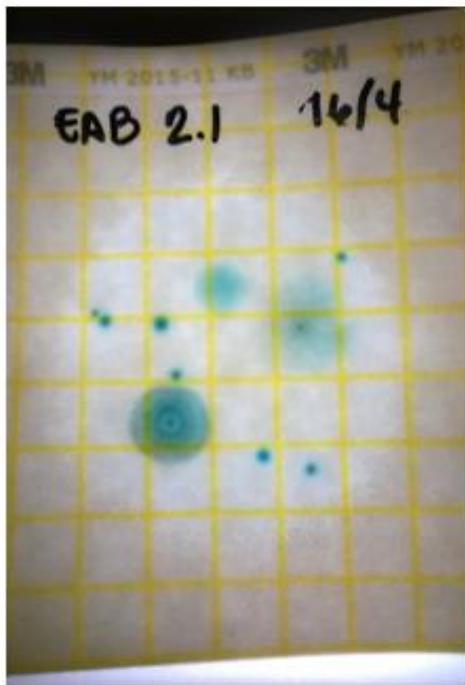


Figura 112. Ejemplo del análisis microbiológico de recuento de mohos y levaduras (fotografías en la parte superior), y de aerobios totales (fotografías en la parte inferior) en las placas Petrifilm™. En donde los mohos y levaduras se observaron de color azul – verde, y los aerobios se tiñeron de rojo



XIII. GLOSARIO

Aerobios: son aquellos microorganismos que requieren oxígeno para su crecimiento.

Aerotolerantes: son aquellos microorganismos que no necesitan oxígeno para su crecimiento, al metabolizar su energía de forma anaeróbica, pero lo toleran bastante bien.

Anaerobios facultativos: también denominadas solamente facultativos, son aquellos microorganismos capaces de adaptar su metabolismo a aeróbico o anaeróbico, por lo que pueden crecer en condiciones con o sin oxígeno; pero prefieren condiciones aeróbicas (ej. *Escherichia coli*).

Azúcares fermentables: son aquellos azúcares, que se encuentran en los mostos o vinos, aptos para la fermentación alcohólica (ej. mono y disacáridos).

Azúcares reductores: son aquellos que poseen un grupo carbonilo libre que potencialmente puede oxidarse; es decir puede reaccionar como agente reductor (ceder sus electrones) con otras moléculas (ej. monosacáridos).

Bacterias ácido acéticas: son microorganismos Gram negativo, aerobios, de forma bacilar o pleomórfico móviles por flagelación polar o peritrica, no esporulados; que producen ácido acético a partir de etanol.

Bacterias ácido lácticas: son microorganismos Gram positivo, anaerobios facultativos, inmóviles, catalasa negativo, no esporulados y que no reducen nitratos; que producen ácido láctico a partir de lactosa.

Bomba: dispositivo que incrementan la energía mecánica del fluido sin cambiar apreciablemente la densidad del mismo por medio de la transferencia directa de presión positiva (bombas de desplazamiento positivo) o bien a partir de la transferencia de energía por mecanismos rotatorios (bombas centrífugas)

Cabeza: también conocida como carga, representa cada uno de los términos expresados en la ecuación de Bernoulli que pueden ser altura, presión y velocidad.

Cabeza de altura: ligada al cambio de altura entre el punto de succión y descarga.

Cabeza de presión: asociada a la presión superficial que está en los tanques de succión y descarga.

Cabeza de velocidad: ligada a la energía debido al movimiento en el fluido.

Cabeza dinámica: ligada a la energía debido al movimiento en el fluido, además de las pérdidas por fricción. Existen tres diferentes formas de perder presión debido a la fricción en una tubería: expansión y contracción de la sección transversal, así como instalación de válvulas y accesorios.

Cabeza estática: es la altura de la superficie del líquido en el tanque de succión o descarga sobre la línea central de la bomba. Contiene la cabeza de altura y la cabeza de presión.

Cabeza total: es la diferencia entre la cabeza total de descarga y la cabeza total de succión.

Cabeza total de descarga: es la suma de la cabeza estática y dinámica para la línea de descarga de un sistema.

Cabeza total de succión: es la diferencia entre la cabeza estática y dinámica para la línea de succión de un sistema.

Cavitación: erosión en la bomba debido a la evaporación del fluido en la línea de succión. Para evitarlo, se recomienda mantener un $NPSH_A$ mayor que $NPSH_R$.

COGUANOR: Comisión Guatemalteca de Normas.

Curva característica de una bomba centrífuga: es una curva de la capacidad de carga de una bomba y son dadas usualmente por el fabricante. Permiten relacionar velocidades de flujo, cabezas totales, eficiencia y potencia requerida.

Densidad: propiedad física que permite relacionar la masa y el volumen de una sustancia. Sus unidades en el SI son $\frac{kg}{m^3}$ y en el sistema inglés es $\frac{lbm}{ft^3}$.

Dureza: Se refiere a la concentración de iones alcalinotérreos que hay en el agua. Normalmente se mide como la concentración de Ca^{2+} y Mg^{2+} , ya que estos se presentan mayormente que otros iones. Por lo general se expresa en partes por millón de carbonato de calcio (ppm $CaCO_3$) (Harris, 2006).

Empaque: Es el relleno de la torre que proporciona una gran superficie de intercambio de masa entre el agua y el aire, además que retarda el tiempo de caída del agua lo que asegura una mayor duración del proceso de intercambio que se traduce en un aumento de calor cedido (Miranda & Martínez, 1997).

FDA: U.S. Food and Drug Administration.

Grados Brix (°Bx): un grado Brix representa un gramo de sacarosa en 100 gramos de solución; sin embargo, si la solución no contiene sólo sacarosa –en el caso de la melaza- se refiere a los grados Brix como una medida aproximada del contenido de sólidos disueltos en una solución. Además, en la melaza es un indicador de la gravedad específica.

Humedad absoluta: Es una relación no cambiante de vapor en gas relacionando masa de vapor/masa de gas (Treybal, 1988).

Humedad relativa: Se define como la relación entre la presión parcial del vapor y la presión de vapor del líquido a la temperatura del gas. Generalmente se expresa sobre una base porcentual, de forma que 100% refleja un gas saturado y 0% indica que es un gas libre de vapor (McCabe, Smith, & Harriott, 2007).

ICONTEC: Instituto Colombiano de Normas Técnicas y Certificación.

Incrustación: Es una costra muy dura formada por minerales liberados del agua cuando ésta se calienta o se evapora. Normalmente estos minerales liberados, que suelen ser carbonatos o sulfatos e calcio y de magnesio, se depositan en las paredes de los equipos o tuberías que entren en contacto con el agua. Si no se eliminan, estas van cerrando las tuberías e influyen en la transferencia de calor de los equipos (González, 2001).

Levaduras: son hongos unicelulares no filamentosos que se reproducen por gemación o división, y crecen comúnmente en forma de agregados sueltos de células independientes, que pueden ser esféricos, ovoides, globosas, piriformes, o alargadas. Producen enzimas capaces de descomponer compuestos orgánicos, principalmente azúcares, en otros más sencillos.

Levadura silvestre: se refiere a cualquier otra levadura presente en la fermentación que sea distinta a la cepa de cultivo utilizada con el propósito de producir bioetanol.

Manómetro: instrumento utilizado para determinar la presión en un determinado sistema. El más utilizado es el tipo Bourdon debido a su precisión y simplicidad en el mecanismo.

Melaza de caña: también conocida como miel o melaza final, es un jarabe o líquido denso y viscoso que se separa de la masa cocida final en la fabricación del azúcar, del cual, no es posible cristalizar más azúcar por los métodos físicos usuales.

Mesófilo: microorganismo que tiene una temperatura de crecimiento máximo de 15 a 60 °C.

Mohos: hongos pluricelulares filamentos ramificados de diversos colores que se denominan hifas. La porción de una hifa que obtiene los nutrientes se llama hifa vegetativa, mientras que, la porción que participa en la reproducción se conoce como hifa reproductiva o área.

Mosto de caña de azúcar: se refiere a la dilución de la melaza de caña de azúcar.

$NPSH_A$: es la carga neta de succión positiva que está disponible en el sistema analizado. Un valor por encima de $NPSH_R$ garantiza que no habrá problemas de cavitación en la línea de succión.

$NPSH_R$: es la carga neta de succión positiva requerida por la bomba y este lo establece el fabricante. Un valor de $NPSH_A$ por encima de este garantiza que no habrá problemas de cavitación en la línea de succión.

Osmófilo: microorganismo capaz de crecer en ambientes con altas presiones osmóticas, debido a concentraciones de solutos: por encima de 65° Brix, y pueden sobrevivir a valores de a_w tan bajos como 0.6 a 0.7

Termófilo: microorganismo que tiene una temperatura de crecimiento máximo de 60 a 80 °C.

UFC: unidades formadoras de colonias.

Variador de velocidad: son dispositivos electrónicos que controlan la velocidad de rotación del motor de manera segura y silenciosa. Modifican la curva característica de la bomba.

Presión: se define como una fuerza que actúa en una determinada área. Puede ser manométrica cuando no se considera la presión del ambiente o absoluta que es la suma de la manométrica y atmosférica. Se representa en el Sistema Internacional como Pascal (Pa) que es un Newton dividido un metro cuadrado.

Temperatura: magnitud física asociada al calor que posee un determinado cuerpo. En el Sistema Internacional sus unidades son el Kelvin (K) y en sistema inglés los Rankine (R)

Temperatura de bulbo húmedo: Temperatura de no equilibrio que en estado estacionario alcanza una pequeña masa de líquido cuando se encuentra sumergido, en condiciones adiabáticas, en una corriente de gas. Esta se asemeja superficialmente a la temperatura de saturación adiabática, para mezclas aire-agua las dos temperaturas son prácticamente iguales, no siendo así para otras mezclas (McCabe, Smith, & Harriott, 2007).

Temperatura de bulbo seco: Es la temperatura de una mezcla vapor-gas determinada en la forma ordinaria por inmersión de un termómetro en la mezcla (Treybal, 1988).

Termómetro: instrumento utilizado para la medición de la temperatura de un cuerpo.

Vinaza: producto del fondo de la columna despojadora, conformado por sólidos, ácidos, sales minerales y materia orgánica de alto peso molecular; por lo que tiene una concentración de sólidos de 8% - 15% p/p.

Viscosidad: define como la constante de proporcionalidad entre la relación de corte y la velocidad de corte. En el SI, la viscosidad se expresa en kilogramos por metro-segundo, en el cgs como gramos por centímetro-segundo o Poise y en el sistema inglés como libra fuerza por pie-segundo.