

2020

**BIOGÁS
a partir del
BAGAZO CERVECERO**



Belén Natalia González

FACULTAD DE

INGENIERÍA- UNMDP

26/02/2020



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

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

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



Esta obra está bajo una [Licencia Creative Commons Atribución-
NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/).

ÍNDICE

1.	INTRODUCCIÓN	11
1.1.	DEFINICIÓN DE BIOGÁS.....	11
1.1.1.	Producción de Biogás.....	11
1.1.2.	Desarrollo de Plantas de Biogás a Nivel Nacional.....	12
1.1.3.	Desarrollo de Plantas de Biogás a Nivel Internacional.....	12
1.2.	RESIDUOS DE LA INDUSTRIA CERVECERA.....	13
1.2.1.	Bagazo (BSG).....	13
1.2.2.	Excedentes de Levadura (Tr).....	15
1.2.3.	Aguas Residuales (BWW).....	15
1.2.4.	Resumen de las características de los residuos.....	17
1.2.4.	Resumen de las características de los residuos.....	18
1.3.	DIGESTIÓN ANAERÓBICA.....	19
1.3.1.	Parámetros Físico-Químicos de la Digestión Anaeróbica.....	19
1.3.2.	Pretratamiento, Inhibición y Co- Sustratos.....	21
1.3.3.	Digestores.....	23
1.4.	CERVECERIA ANTARES.....	24
1.4.1.	Disposición final de los residuos de una cervecería.....	25
1.5.	MARCO LEGAL.....	25
1.5.1.	Obligaciones Exentas.....	25
1.5.2.	Marco Legal Nacional.....	26
1.6.	BIBLIOGRAFÍA.....	27
2.	CINÉTICA	29
2.1.	SUSTRATOS.....	29
2.2.	ACONDICIONAMIENTO.....	30
2.2.1.	Dilución:.....	30
2.2.2.	Co-Digestor.....	31
2.2.3.	Pretratamiento del BSG.....	32
2.3.	MODELOS CINETICOS.....	33
2.3.1.	Modelo para las aguas residuales (BWW).....	33
2.3.2.	Modelo para el Bagazo de cerveza (BSG).....	38
2.3.3.	Producción de Biogás del sistema.....	42
2.4.	BIBLIOGRAFIA.....	43
3.	ANÁLISIS DE EQUILIBRIO DE FASES	45

3.1.	PURIFICACIÓN DE BIOGÁS.....	45
3.1.1.	Componentes críticos del Biogás	45
3.1.2.	Eliminación de CO ₂	46
3.2.	EQUILIBRIO GAS- LÍQUIDO: en el proceso de purificación de Biogás.	49
3.2.1.	Modelo Termodinámico.....	49
3.2.2.	Tipos de compuestos	49
3.2.3.	Selección y verificación del modelo.....	50
3.2.4.	Análisis de equilibrios líquido vapor (ELV) de la mezcla gaseosa.....	51
3.2.5.	Efectos de la presión, concentración y de la temperatura.	53
3.3.	BIBLIOGRAFIA.....	56
4.	BALANCES GLOBALES	57
4.1.	SISTEMA DE DIGESTIÓN ANAEROBICA.....	57
4.1.1.	DIAGRAMA DE FLUJO DE LOS DIGESTORES.....	57
4.2.	PLANTA COMPLETA.....	58
4.2.1.	DIAGRAMA DE BLOQUES DE LA PLANTA COMPLETA.....	58
4.2.2.	Bloque I	58
4.2.3.	Bloque II	60
4.2.4.	Bloque III	61
4.2.5.	Bloque IV	62
4.2.6.	Balances de masa	63
4.3.	CAPACIDAD DE PRODUCCION NOMINAL.....	66
4.3.1.	Cálculo del valor de efectividad global (EGP):.....	66
4.3.2.	Cálculo de la capacidad de diseño	67
4.4.	BIBLIOGRAFIA.....	67
5.	REACTORES	67
5.1.	CARACTERIZACION DEL SISTEMA DE DIGESTIÓN.....	67
5.1.1.	DOS ETAPAS	67
5.1.2.	RECIRCULADO DE BIOMASA.....	68
5.2.	DISEÑO DEL SISTEMA.....	68
5.2.1.	Dimensionamiento de R1: Pretratamiento.....	68
5.2.2.	Dimensionamiento de R2: Acondicionamiento	69
5.2.3.	Reactor SS-AD.....	70
5.2.4.	Reactor USAB	71
5.2.5.	Material de Construcción.....	74
5.2.6.	Agitación	74
5.3.	DISEÑO TÉRMICO	75

5.3.1.	Modelo de transferencia de calor.....	75
5.3.2.	Radiación Solar (Q_s).....	76
5.3.3.	Pérdida de calor debida al ingreso de alimentación (Q_a).....	78
5.3.4.	Intercambio de calor entre la cubierta del digester y el aire ambiente (Q_{tapa}).....	79
5.3.5.	Pérdida de calor a través de las paredes y el suelo del digester (Q_{pared} y Q_{suelo}).....	81
5.3.6.	Cálculos del calor que necesita cada serpentín	85
5.4.	SISTEMA DE CONTROL	85
5.4.1.	Control de Temperatura	85
5.4.2.	Control de pH	90
5.4.3.	Control de espuma.....	91
5.4.4.	Análisis del contenido de materia orgánica.....	91
5.4.5.	Análisis de la concentración de sustrato.....	92
5.4.6.	Análisis de presencia de inhibidores de reacción.	92
5.5.	EFLUENTE	92
5.5.1.	Biofertilizante	92
5.6.	BIBLIOGRAFÍA.....	94
6.	DISEÑO DE SISTEMA DE SEPARACION.....	95
6.1.	NORMATIVA	95
6.2.	DISEÑO DEL SISTEMA.....	95
6.2.1.	Etapa de Separación del N_2	96
6.2.2.	Etapa de separación del CO_2	98
6.2.3.	Etapa de Secado del biogás.....	102
6.3.	BIBLIOGRAFIA.....	106
7.	EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	107
7.1.	SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES	107
7.1.1.	Accesorios y Cañerías	107
7.1.2.	Bombas.....	112
7.1.3.	Compresores	115
7.1.4.	Válvulas y Equipos de control	116
7.1.5.	Etapa de Pretratamiento.....	122
7.1.6.	Salida de Biogás.....	122
7.1.7.	Mezclado.....	123
7.2.	CALEFACCIÓN	123
7.2.1.	Método Pinch.....	124
7.2.2.	Diseño de la red de intercambio de calor	126
7.2.2.1.	Serpentín de vapor	127

7.2.2.2.	Serpentín de Refrigerante.....	129
7.2.3.	Diseño de Gasómetro.....	130
7.3.	GASTO ENERGÉTICO Y GENERACIÓN	131
7.4.	BIBLIOGRAFÍA.....	131
8.	SEGURIDAD E HIGIENE.....	132
8.1.	ACTIVIDADES DE LA INDUSTRIA	132
8.2.	IMPACTOS DE LA INDUSTRIA	132
8.2.1.	Medio ambiente.....	132
8.2.2.	Consumo de Energía	133
8.2.3.	Consumo de Agua	133
8.2.4.	Aguas Residuales.....	134
8.2.5.	Residuos y Subproductos Sólidos.....	135
8.2.6.	Emisiones de Olores y Polvo al aire	135
8.3.	HIGIENE Y SEGURIDAD	136
8.3.1.	Riesgo de Explosiones	136
8.3.2.	Exposición a Sustancias Químicas.....	138
8.3.3.	Riesgos Físicos	138
8.3.4.	Exposición al Ruido y a las Vibraciones.....	139
8.3.5.	Evaluación de Riesgos	139
8.3.6.	Evaluación de Impacto Ambiental	143
8.4.	EFLUENTE	145
8.4.1.	Tratamiento.....	146
8.4.2.	Traslado.....	146
8.5.	BIBLIOGRAFÍA.....	146
9.	ANÁLISIS ECONÓMICO	148
9.1.	ESTUDIO DE MERCADO	148
9.2.	COSTE DE INVERSIÓN.....	148
9.2.1.	Índice CEPCI (Chemical Engineering Plan Cost Index):.....	148
9.2.2.	Métodos de estimación del coste de los equipos.....	149
9.2.3.	Estimación del coste del Biodigestor y Gasómetro.....	150
9.2.4.	Estimación del coste de las Columnas de Destilación.....	151
9.2.5.	Estimación del coste Calderas.....	154
9.2.6.	Estimación del coste del Banco de Frío.....	154
9.2.7.	Estimación del coste Destilador Flash.....	154
9.2.8.	Estimación del coste los Absorbedores.....	155
9.2.9.	Estimación del coste los Compresores.....	156

9.2.10.	Estimación del coste las Bombas	156
9.2.11.	Calculo del coste de los Equipos	157
9.2.12.	Cálculo del capital Inmovilizado de la Planta	157
9.3.	COSTOS DE OPERACIÓN	158
9.3.1.	Materias primas	159
9.3.2.	Materias auxiliares	159
9.3.3.	Servicios	160
9.3.4.	Mantenimiento	160
9.3.5.	Mano de obra	160
9.3.6.	Laboratorios	161
9.3.7.	Seguros.....	161
9.3.8.	Impuestos y Tasas	161
9.3.9.	Cálculo del Coste de Operación	161
9.3.10.	Ingresos.....	162
9.4.	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	164
9.5.	CRONOGRAMA.....	166
9.6.	CONCLUSIÓN FINAL.....	167
9.7.	BIBLIOGRAFÍA.....	168
ANEXOS		168
ANEXO A.....		168
Ficha de Seguridad de la MONOETILAMINA		168
ANEXO B.....		168
Ficha de Seguridad del TRIETILENGLICOL		168

INDICE DE TABLAS

TABLA 1. 1- PROPIEDADES ESPECÍFICAS DE BIOGÁS PROMEDIO.	11
TABLA 1. 2- COMPOSICIÓN QUÍMICA DE BAGAZO CERVECERO SEGÚN DIVERSOS AUTORES EN % PESO SECO.	15
TABLA 1. 3- PERFIL DE AGUA DE RED.....	17
TABLA 1. 4- CARACTERÍSTICAS DE LOS PRINCIPALES RESIDUOS DE UNA CERVECERÍA.	18
TABLA 1. 5- PROPIEDADES FÍSICOQUÍMICAS DE LOS RESIDUOS DE UNA CERVECERÍA.....	18
TABLA 1. 6- RANGOS DE TEMPERATURA Y TIEMPO DE FERMENTACIÓN ANAERÓBICA.....	20
TABLA 1. 7- CONCENTRACIONES FAVORABLES DE OLIGOELEMENTOS.....	20
TABLA 1. 8- PROCESOS DE PRE-TRATAMIENTO DE BIOMASA LIGNOCELULÓSICA.	22
TABLA 1. 9 - INHIBIDORES DE LA FERMENTACIÓN PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS.	22
TABLA 1. 10- POTENCIAL REQUERIDO POR TIPO DE TECNOLOGÍA.	26
TABLA 2. 1- CANTIDAD DE LOS PRINCIPALES RESIDUOS PRODUCIDOS POR ANTARES.....	29
TABLA 2. 2- CARACTERIZACIÓN FÍSICO-QUÍMICA PARA POSIBLES CO-DIGESTORES.	32

TABLA 2. 3- PARÁMETROS DEL MODELO PARA EL BWW.	33
TABLA 2. 4- VALORES OBTENIDOS EN EL REACTOR USAB.....	37
TABLA 2. 5. - COMPOSICIÓN DEL BIOGÁS OBTENIDO EN UN REACTOR UASB A GRAN ESCALA QUE TRATA LAS AGUAS RESIDUALES DE UNA CERVECERÍA (BWV).	37
TABLA 2. 6- PARÁMETROS DEL MODELO.	38
TABLA 2. 7- VALORES OBTENIDOS PARA EL REACTOR SSAD.	41
TABLA 3. 1- ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL GAS NATURAL EN ARGENTINA.	45
TABLA 3. 2 – COMPONENTES DEL BIOGÁS PRODUCIDO POR RESIDUOS CERVECEROS.	49
TABLA 3. 3- COMPARACIÓN DE COEFICIENTES BINARIOS EXPERIMENTALES Y OBTENIDOS CON LOS MODELOS PR, LKP Y RK.	50
TABLA 3. 4- RANGO DE APLICABILIDAD DEL PAQUETE DE AMINAS.	51
TABLA 4. 1 - CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES QUE INTEGRAN EL BLOQUE I	59
TABLA 4. 2 - CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES QUE INTEGRAN EL BLOQUE II.....	60
TABLA 4. 3 - CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES QUE INTEGRAN EL BLOQUE III.....	61
TABLA 4. 4 - CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES QUE INTEGRAN EL BLOQUE IV.....	62
TABLA 4. 5 – CÁLCULOS DE LA COMPOSICIÓN DEL EFLUENTE EN EL REACTOR USAB.	65
TABLA 4. 6 – CÁLCULO DE LA COMPOSICIÓN DEL EFLUENTE EN EL REACTOR SS-AD.....	66
TABLA 5. 1 – DISEÑO DE R1.....	69
TABLA 5. 2– DISEÑO DE R2.....	69
TABLA 5. 3 – DISEÑO DEL REACTOR SS-AD.....	70
TABLA 5. 4 - GUÍAS PARA DETERMINAR EL NÚMERO DE PUNTOS DE ALIMENTACIÓN EN UN REACTOR UASB.....	72
TABLA 5. 5 – DISEÑO DEL REACTOR USAB.....	74
TABLA 5. 6 – ESQUEMA DE CÁLCULO DE RADIACIÓN SOLAR (Q_s).....	78
TABLA 5. 7 – ESQUEMA DE CÁLCULO DE LOS INTERCAMBIOS DE CALOR (Q_a) DEBIDO AL INGRESO DE ALIMENTACIÓN.....	79
TABLA 5. 8 –ESQUEMA DE CÁLCULO DEL INTERCAMBIO DE CALOR DE LA TAPA (Q_{TAPA}).....	81
TABLA 5. 9 – ESQUEMA DE CÁLCULO DE LOS INTERCAMBIOS DE CALOR A TRAVÉS DE LAS PAREDES Y EL SUELO DEL DIGESTOR (Q_{PARED} Y Q_{SUELO}).....	84
TABLA 5. 10 – CONTROL DE TEMPERATURA.....	90
TABLA 5.11 – PROPIEDADES DEL BIOL.....	93
TABLA 5.12 - VOLUMEN DE BIOFERTILIZANTE PRODUCIDO ANUALMENTE.....	94
TABLA 6.1–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL MEZCLADOR MIX 1.	96
TABLA 6.2–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL EXPANSOR 1.	97
TABLA 6.3–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL COOLER FRIO 1.....	97
TABLA 6.4–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL DESTILADOR FLASH.	97
TABLA 6.5–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL HEATER CALOR 1.	97
TABLA 6.6–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL COMPRESOR 1.	98
TABLA 6.7–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL COOLER FRIO 2.....	98
TABLA 6.8 - PROPIEDADES DE LA MEA.....	99
TABLA 6.9 –DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL ABSORBERDOR 1.....	100
TABLA 6.10–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DE LA VÁLVULA VLV-1.....	101
TABLA 6.11 –DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN 1.....	101
TABLA 6.12–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL MEZCLADOR MIX 2.....	102
TABLA 6.13–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DE LA BOMBA 4.	102
TABLA 6.14–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL COOLER FRIO 3.....	102
TABLA 6.15 - PROPIEDADES DEL TEG.....	103
TABLA 6.16–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL EXPANSOR 2.	104
TABLA 6.17–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL ABSORBEDOR 2.....	104
TABLA 6.18–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN 2.....	105
TABLA 6.19–DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DE LA BOMBA 5.	105

TABLA 6.20 –DETALLES DE LAS CORRIENTES ENTRANTES Y SALIENTES DEL COOLER FRIO 4.....	106
TABLA 6.21 –RESUMEN DE LAS CARACTERÍSTICAS DE LA CORRIENTE DE BIOGAS PURO.....	106
TABLA 6.22 –AJUSTES DE LA CORRIENTE DE BIOGAS PURO RESPECTO A LOS REQUERIMIENTOS DE ENARGAS.....	106
TABLA 7. 1- COLORES FUNDAMENTALES DE LAS CAÑERÍAS DE CORRIENTES.....	108
TABLA 7. 2- TEMPERATURAS SOPORTADAS POR LAS CAÑERÍAS.....	108
TABLA 7.3 - CARACTERÍSTICAS DE LAS CAÑERÍAS.....	110
TABLA 7. 4 - VELOCIDADES RECOMENDADAS PARA FLUIDOS EN TUBERÍAS.....	110
TABLA 7.5 - CÁLCULO DEL DIÁMETRO ÓPTIMO DE CAÑERÍA.....	112
TABLA 7.6 - CÁLCULO DEL DIÁMETRO ÓPTIMO DE CAÑERÍA.....	112
TABLA 7.7 – PLACA DE IDENTIFICACIÓN DE LA BOMBA DE ANTARES DE EXTRACCIÓN DE BAGAZO.....	112
TABLA 7.8 - POTENCIA DE LAS BOMBAS Y COMPRESORES.....	116
TABLA 7.9 - CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE CONTROL Y SEGURIDAD EN BIODIGESTOR.....	120
TABLA 7. 10 - CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE CALDERA.....	122
TABLA 7. 11 - CORRIENTES CALIENTES Y CORRIENTES FRÍAS PARA ANALIZAR EL PINCH.....	124
TABLA 7. 12 – AHORRO ENERGÉTICO.....	126
TABLA 7. 13 – PARÁMETROS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR DISEÑADO PARA LA INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....	127
TABLA 7. 14 – CORRIENTES QUE DEBEN SER CALENTADAS CON CALDERA.....	127
TABLA 7. 15- DISEÑO DE SISTEMA DE CALEFACCIÓN.....	129
TABLA 7. 16 – CORRIENTES QUE DEBEN SER ENFRIADAS CON EL BANCO DE FRÍO.....	129
TABLA 7.17 - DISEÑO DE SISTEMA DE REFRIGERACIÓN.....	130
TABLA 8. 1 - PARÁMETROS DE CALIDAD DE LAS DESCARGAS LÍMITES ADMISIBLES.....	135
TABLA 8.2- VALORES ACEPTADOS DE EXPOSICIÓN A LAS SUSTANCIAS QUÍMICAS.....	135
TABLA 8.3- GRAVEDAD DEL DAÑO.....	140
TABLA 8.4- PROBABILIDAD DEL RIESGO.....	140
TABLA 8.5- MÉTODO GENERAL DE EVALUACIÓN DE RIESGOS.....	140
TABLA 8.6- INTERVENCIÓN DE LOS RIESGOS.....	140
TABLA 8.7- INTERVENCIÓN DE LOS RIESGOS.....	142
TABLA 8.8- HORARIOS COMUNES POR TURNOS EN LA INDUSTRIA.....	142
TABLA 8.9- PUESTOS LABORALES.....	142
TABLA 8.10- RUBRO.....	144
TABLA 8.11- CLASIFICACIÓN DE EFLUENTES Y RESIDUOS.....	144
TABLA 8.12- CLASIFICACIÓN DE RIESGO.....	144
TABLA 8.13- DIMENSIONAMIENTO.....	145
TABLA 8.14- LOCALIZACIÓN.....	145
TABLA 9. 1- COSTOS DE LA CONSTRUCCIÓN.....	150
TABLA 9.2 – ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LOS BIODIGESTORES.....	150
TABLA 9.3 - FACTOR F1 Y F2.....	151
TABLA 9.4. FACTOR F3 DEL TIPO PLATO.....	151
TABLA 9.5 – ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN 1.....	153
TABLA 9.6 – ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN 2.....	153
TABLA 9.7 – ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LA CALDERA.....	154
TABLA 9.8 – ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LA CALDERA.....	154
TABLA 9.9 – ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL DESTILADOR FLASH.....	155
TABLA 9.10 – ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL ABSORBEDOR 1.....	155
TABLA 9.11 – ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL ABSORBEDOR 2.....	156
TABLA 9.12 – ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LOS COMPRESORES.....	156
TABLA 9.13 – ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LAS BOMBAS.....	157
TABLA 9. 14- COSTE DE LOS EQUIPOS (CON PRETRATAMIENTO Y SIN PRETRATAMIENTO).....	157
TABLA 9.15 - COSTE TOTAL.....	158
TABLA 9.16 - COSTE DE MEA Y TEG.....	158

TABLA 9.17 - COSTE DE MATERIAS PRIMAS	159
TABLA 9.18 - COSTES DE SERVICIOS.....	160
TABLA 9.19 – COSTE DE MANO DE OBRA.....	161
TABLA 9.20 - VALORACIÓN PORCENTUAL DE LOS COSTES DE PRODUCCIÓN.....	162
TABLA 9.21 – PRODUCCIÓN DE BIOGÁS PURO CON Y SIN PRETRATAMIENTO.....	163
TABLA 9.22 – CÁLCULO DE GAS CONSUMIDO POR LA PLANTA.....	163
TABLA 9.23 – INGRESOS.....	164
TABLA 9.24– FLUJO DE CAJA.....	164
TABLA 9.25 - RENTABILIDAD	165

INDICE DE GRÁFICOS

GRÁFICO 2. 1- COMPARACIÓN DE LA VELOCIDAD DE PRODUCCIÓN DE METANO (Yv) [LT DE CH ₄ /LT ST.DÍA] A DISTINTAS TEMPERATURAS A LO LARGO DEL TIEMPO (TRH).....	35
GRÁFICO 2. 2- VELOCIDAD VOLUMÉTRICA DE PRODUCCIÓN DE METANO Yv [LT DE CH ₄ /LT ST .DÍA] VS TRH (DÍAS) A PARTIR DEL SUSTRATO BWW Y LEVADURA EXCEDENTE.....	35
GRÁFICO 2. 3- Yv (LT DE CH ₄ /LT ST. DÍA) VS TRH (DÍAS). LOCALIZACIÓN DE LA VELOCIDAD DE PRODUCCIÓN DE METANO MÁXIMA	36
GRÁFICO 2. 4- B (LT DE CH ₄ /GR DE COD) VS T (DÍAS). LOCALIZACIÓN DEL TIEMPO HASTA EL CUAL LA REACCIÓN PRODUCE BIOGÁS DE FORMA CONSIDERABLE.....	36
GRÁFICO 2. 5. - VELOCIDAD DE PRODUCCIÓN DE METANO (LT DE CH ₄ /KG ST.DÍA) ^(2.10) VS TRH (DÍAS) A PARTIR DE BSG DILUIDO Y CODIGESTOR. LOCALIZACIÓN DEL TIEMPO INICIAL DE PRODUCCIÓN DE METANO.....	39
GRÁFICO 2. 6. - VELOCIDAD DE PRODUCCIÓN DE METANO (LT DE CH ₄ /KGST.DÍA) VS TRH (DÍAS) A PARTIR DE BSG DILUIDO Y CODIGESTOR. LOCALIZACIÓN DE LA VELOCIDAD DE PRODUCCIÓN DE METANO MÁXIMA.	40
GRÁFICO 2. 7- PRODUCCIÓN DE METANO PRODUCIDO (LT CH ₄ /GVS) VS TRH (DÍAS) A PARTIR DEL SUSTRATO BSG DILUIDO Y CODIGESTOR.	40
GRÁFICO 3. 3- PCO ₂ (KPA) VERSUS ACO ₂ (MOL CO ₂ /MOL MEA) TEÓRICA Y EXPERIMENTAL.....	51
GRÁFICO 3. 4- ELV DE FRACCIONES MÁSCAS DE CO ₂ EN DISTINTOS SOLVENTES.....	53
GRÁFICO 3. 5- ELV DE FRACCIONES MÁSCAS DE CO ₂ EN MEA A 101.3kPA Y DISTINTAS TEMPERATURAS.....	54
GRÁFICO 3. 6- ELV DE FRACCIONES MÁSCAS DE CO ₂ EN MEA A 30°C Y DISTINTAS PRESIONES.....	55
GRÁFICO 3. 7- ELV CON DISTINTAS CONCENTRACIONES DE AMINA MEA A 30°C Y 300kPA.....	56
GRÁFICO 5. 1–TEMPERATURA DEL SUELO (T _{SUELO}) EN FUNCIÓN DE LA PROFUNDIDAD DEL SUELO (Z)	82
GRÁFICO 9.1 – REPRESENTACIÓN GRÁFICA DE LAS TIR	165

INDICE DE FIGURAS

FIGURA 1.1- ESCALAS DE PLANTAS DE BIOGÁS.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
FIGURA 1.2- DISTRIBUCIÓN DE BIODIGESTORES.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
FIGURA 1.3 - MACERACIÓN DE CERVEZA DEL ESTILO ROBUST PORTER.....	14
FIGURA 1. 4 – BAGAZO DE CERVEZA.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
FIGURA 1. 5 - NUEVA FÁBRICA DE ANTARES EN EL PARQUE INDUSTRIAL GENERAL SAVIO.....	24
FIGURA 1.6 – LOCALIZACIÓN PARQUE INDUSTRIAL.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
FIGURA 2. 1- DIAGRAMA DEL SISTEMA DE DIGESTIÓN ANAERÓBICA DE DOS ETAPAS.....	30

FIGURA 2. 2- BAGAZO ESCURRIDO (IZQUIERDA) Y DILUIDO (DERECHA).....	31
FIGURA 3. 1 – DESTILADOR FLASH UTILIZADO PARA HALLAR EL EQUILBRIO L-V	52
FIGURA 4. 1 - DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA DE DIGESTIÓN DE DOS ETAPAS.	57
FIGURA 4. 2 – DIVISIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA COMPLETA EN BLOQUES.	58
FIGURA 4. 3 –BLOQUE I.	59
FIGURA 4. 4 - BLOQUE II.	60
FIGURA 4.5–BLOQUE III.....	61
FIGURA 4. 6 - BLOQUE IV.....	62
FIGURA 4. 7 - CORRIENTES DENTRO DEL BIODIGESTOR.....	63
FIGURA 5. 1 - METODOLOGÍA DE CÁLCULO A SEGUIR PARA EL DISEÑO DE UN BIODIGESTOR SSAD	70
FIGURA 5. 2 - REACTOR USAB	71
FIGURA 5. 3- DISEÑO DE CAMPANA Y DEFLECTORES.	73
FIGURA 5. 4. CONTROL DE TEMPERATURA EN LAZO CERRADO PARA REACTOR ISOTÉRMICO.	86
FIGURA 5. 5- DETALLE DE CORRIENTES EN REACTOR R1	87
FIGURA 5. 6- DETALLE DE CORRIENTES EN REACTOR R2	88
FIGURA 5. 7-DETALLE DE CORRIENTES EN REACTOR SSAD.....	88
FIGURA 5. 8- DETALLE DE CORRIENTES EN REACTOR USAB.....	89
FIGURA 5.9 - LAGUNAS AERÓBICAS.....	93
FIGURA 6.1–SEPARACIÓN DEL N ₂	96
FIGURA 6.2– ETAPA DE PURIFICACIÓN. ABSORCIÓN QUÍMICA CON MEA.	98
FIGURA 6.3 – COLUMNA DE DESTILACIÓN 1	100
FIGURA 6.4 – ETAPA DE SECADO. ABSORCIÓN QUÍMICA CON TEG.	103
FIGURA 7.1 - DIAGRAMA DE FLUJO COMPLETO.	107
FIGURA 7.2 - FACTOR MULTIPLICADOR DE FANGOS (K)	111
FIGURA 7. 3 - BOMBA PARA EXTRACCIÓN DE BSG UTILIZADA EN ANTARES.....	113
FIGURA 7. 4 - BOMBA CENTRÍFUGA PARA LÍQUIDOS CON SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN NO ABRASIVOS.....	113
FIGURA 7.5 - BOMBA DE EXTRACCIÓN DE LODOS.	114
FIGURA 7. 6 - COMPRESOR TORNILLO	116
FIGURA 7.8 - SISTEMA DE CONTROL Y SEGURIDAD EN BIODIGESTOR.	117
FIGURA 7.7 - TIPOS DE VÁLVULAS DIAFRAGMA.....	117
FIGURA 7. 9 - SISTEMA DE CONTROL Y SEGURIDAD EN LÍNEA DE VAPOR.	120
FIGURA 7. 10- TANQUE DE 1000 LITROS.....	122
FIGURA 7.11 - INSTALACIÓN DE SOPLADORES DE BIOGÁS.....	123
FIGURA 7.12 - MEDIDOR DE BIOGÁS.	123
FIGURA 7.13 - CURVA COMPUESTA CON DT _{MIN} =10°C	125
FIGURA 7.14 - INTERCAMBIADOR DE CALOR, INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....	127
FIGURA 7.15 – GASÓMETRO	130
FIGURA 8. 1 – CLASIFICACIÓN DE RIESGOS.....	136
FIGURA 8.2 - CLASIFICACIÓN DEL BIOGÁS SEGÚN LAS NORMAS EUROPEAS Y NORTEAMERICANA.....	137
FIGURA 8.3- QUEMADORES DE GAS Y ACCESORIOS.	139
FIGURAS 8.4 – SEÑALES ESTANDARIZADAS PRESENTE EN LA PLATA DE BIOGÁS.	143
FIGURA 8.5 – RUTA RECORRIDA POR EL TRASPORTE.....	146
FIGURA 9.2 - DIAGRAMA DE GANTT.....	166

1. INTRODUCCIÓN

1.1. DEFINICIÓN DE BIOGÁS

El biogás es un combustible que se genera en medios naturales o en equipos digestores. En el siguiente cuadro se citan las propiedades específicas del biogás:

Composición	Metano (CH ₄)	55-70%
	Dióxido de carbono (CO ₂)	30-45%
	Traza de otros gases*	
Poder Calorífico	5-7 kWh m ⁻³	
Equivalente de combustible	0.60 – 0.65 lt petróleo m ⁻³ biogás	
Límite de explosión	6 – 12 % de biogás en el aire	
Temperatura de ignición	650 – 750°C (con el contenido de CH ₄ mencionado)	
Presión crítica	74 – 88 atm	
Temperatura crítica	-82.5°C	
Densidad normal	1.2 kg m ⁻³	
Olor	Huevo podrido (el olor del biogás desulfurado es imperceptible)	
Masa molar	16.043 kg kmol ⁻¹	

Tabla 1. 1- Propiedades Específicas de biogás promedio.

Fuente: Deublein y Steinhäuser, 2008. Citado por FAO, 2011.

*Pequeñas cantidades de nitrógeno (N₂), sulfuro de hidrógeno (H₂S), vapor de agua, amoníaco (NH₃), hidrógeno (H₂), pudiendo existir otros compuestos azufrados como mercaptanos y siloxanos, sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono, considerados elementos traza.

1.1.1. Producción de Biogás

Pese a los avances tecnológicos, los combustibles fósiles proporcionan más del 65% de la energía primaria mundial. Debido a la explotación irracional y a su carácter no renovable, se hace imprescindible buscar energías alternativas que complementen las convencionales y sean capaces de cubrir la creciente demanda de energía mundial. Por lo antes mencionado, se han puesto en marcha diversos proyectos de investigación sobre otras fuentes de energía que puedan resultar rentables y que a la vez, aumenten el desarrollo de economías locales creando nuevas fuentes laborales. La necesidad humana de detener su impacto ambiental, sumado al aumento de los costos de servicios, ha dado lugar al campo de investigación de equipos que aumenten la eficiencia del biogás como combustible, y de esta manera, llevarlo a un terreno competitivo para utilizarlo domiciliariamente o a gran escala en amplias industrias.

Los usos del biogás son numerosos, los principales usos son para calefaccionar o proveer de electricidad. También es factible su utilización en quemadores, termotanques y lámparas a gas adaptadas. Las mezclas de biogás con aire, en una relación 1:20, forman un gas detonante altamente explosivo, lo cual permite que también sea empleado como combustible en motores de combustión interna adaptados (sólo puede usarse como combustible cuando el metano se encuentra en concentraciones mayores o iguales a 50%).

1.1.2. Desarrollo de Plantas de Biogás a Nivel Nacional

En Argentina existen entre 60 y 80 empresas con biodigestores en funcionamiento, sumando mini-biodigestores o mini-lagunas cubiertas de consumo domiciliario. Sólo 20 de ellas corresponden a grandes instalaciones.

La tecnología probada en diferentes regiones con distintos requerimientos de adecuación, como el de agitación y calefacción para los biodigestores, dan buenos resultados, pero aun sigue siendo una tecnología de la cual se sabe poco, por lo que no se realiza un buen aprovechamiento energético de la misma.

Según la CADER se podría hacer una sustitución total del sistema energético, pero los mayores obstáculos que tiene el biogás no son su calidad o complejidad de producción, sino la logística, el marco tarifario, regulatorio y financiero, los cuales no acompañan la implementación en muchas industrias que se verían beneficiadas, siendo las principales las alimentarias, las cuales podrían solucionar el tratamiento de residuos y los costos energéticos a la vez.

En el 2016 el INTA finalizó el Relevamiento Nacional de Biodigestores, proyecto en el cual se busco analizar el aprovechamiento de este recurso energético por parte de las empresas que los utilizaban. Se relevaron 62 industrias, de las cuales se contabilizó un total de 105 plantas de biogás en 16 provincias, siendo la provincia de Santa Fe la zona de mayor desarrollo de las plantas de biogás. Los resultados fueron los siguientes:

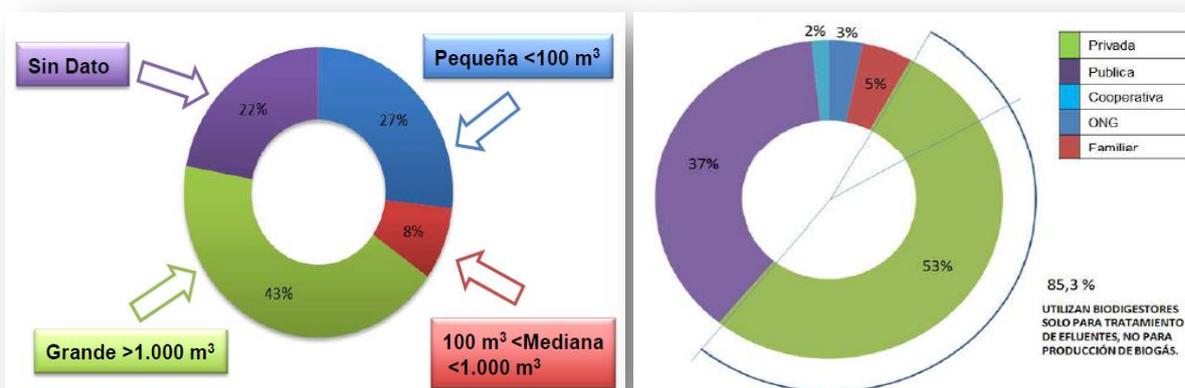


Figura 1.1 - Escalas de plantas de biogás. Fuente: INTA, 2016

Figura 1.2 - Distribución de biodigestores. Fuente: INTA, 2016.

1.1.3. Desarrollo de Plantas de Biogás a Nivel Internacional

Europa ha sido la región con mayor investigación y utilización de biogás. Alemania se muestra como la nación pionera en el mundo ya que ha instalado cerca de 8000 plantas de biogás. En 2011, el 17% de la electricidad de Alemania provenía de energías renovables, produciendo en total 121,9 teravatios hora, siendo el biogás el de mayor crecimiento. Esto se debe principalmente al marco administrativo existente, sobre todo a las tarifas de energía a partir de fuentes de energías renovables. Esto ha dado lugar a una fuerte y sostenida demanda que ha llevado a la creación de un número considerable de fabricantes de plantas de biogás y proveedores de componentes, lo cual ha

permitido a Alemania convertirse en un líder del mercado en el campo de diseño y construcción de plantas de biogás.

Haciendo referencia al biogás producido a partir de residuos de cervecías en España, puntualmente en Cañada Hermosa tienen producción de biogás a partir del reciclaje del bagazo de cerveza. En el 2014 se inauguró una planta con capacidad para tratar cada año 22000 toneladas de residuos y generar más de 2 millones de m³ anuales de biogás. El proyecto fue subvencionado por el Ministerio de Economía y Competitividad Nacional. La investigación comenzó con el objetivo de valorizar los subproductos de la cerveza y, fundamentalmente, del bagazo, que es el derivado mayoritario, y que tiene alto contenido proteico. Los científicos mejoraron la producción del biogás metano en cantidad y calidad suficiente utilizando como base al bagazo e introduciendo otros productos de índole agroalimentaria. Además del biogás, los científicos lograron valorizar el residuo restante derivado del bagazo, para lo que han estudiado sus características agronómicas desde el punto de vista de su contenido en nitrógeno, en fósforo, potasio y otros micronutrientes. Así, están tratando de acondicionarlo para que sirva como enmienda nutritiva del suelo. Este proyecto es el comienzo, y el siguiente paso es tratar de separar el biogás del dióxido de carbono, con el fin de aprovechar el CO₂ para los invernaderos y poder enriquecer el metano a la calidad de gas natural para emplearlo como biocombustibles (Rico.); De la cerveza al biometano pasando por el biogás).

En Sedibeng Sudáfrica en el 2009 la sociedad formada por Heineken, Diageo y Waterleau, completaron la construcción de una fábrica de cerveza que produce biogás

1.2. RESIDUOS DE LA INDUSTRIA CERVECERA

La preocupación por el cuidado del medio ambiente y el aumento en los costos de la energía obliga a las industrias a realizar prácticas de prevención de residuos, tratamiento de aguas residuales y reutilización de los residuos tratados.

Los principales residuos de la industria cervecera son:

1.2.1. Bagazo (BSG)

En la industria cervecera, uno de los residuos de biomasa es el bagazo cervecero, con un volumen de producción de un 85% en relación al total de los residuos sólidos generados por la industria. El bagazo proviene del grano de cebada.

A continuación se detallan todos los procesos que experimenta el grano de cebada para producir cerveza hasta finalmente convertirse en el residuo llamado Bagazo.

1. Malteado

En la cebada sin maltear, las enzimas más importantes tienen una actividad extremadamente reducida o están inactivas. Por ese motivo se realiza el malteado que consiste en poner en remojo a los granos de cebada, de esa forma las enzimas inician el proceso de germinación. Durante la germinación se forman y multiplican enzimas. Luego este proceso es interrumpido por el pre-secado y el tostado, y del cual se obtiene la malta. La interrupción se genera a los efectos de

prevenir que las raíces sigan creciendo, muchos embriones mueren por el calor durante el tostado, de manera que la malta ya casi no tiene vida, junto con la germinación finaliza la modificación. Ya no ocurren procesos de degradación, de manera que la malta puede ser considerada estable. La cebada es un grano con un alto contenido de almidón y su cáscara (gluma) sigue adherida al grano aun después de la molienda y del malteado.

2. Maceración

La maceración es el proceso más importante en la fabricación de mosto. En la maceración se la deja a la malta (previamente molida) en remojo en agua a una temperatura de aproximadamente 67°C por un periodo de tiempo de una hora. Los componentes de la malta entran así en solución y, con ayuda de las enzimas, se obtienen los extractos. Los extractos pasan a formar el mosto y el residuo es el llamado bagazo (BSG).



Figura 1.3 - Maceración de Cerveza del estilo Robust Porter.

Fuente: Propia, Cervecería Siete Lobos.

3. Composición del Bagazo

El bagazo tiene un importante valor nutritivo debido a sus altos contenidos de proteínas y fibras, lo que le confiere atributos para ser utilizado en la alimentación de rumiantes, en alimentación humana, elaboración de ladrillos, fabricación de papel y enmiendas de suelo. Como residuo vegetal, se tiene la posibilidad de utilización del bagazo cervecero en la producción de energía, a través de la elaboración de carbón, combustión directa o bien mediante la producción de biogás. Este último se produce a través de la digestión metanogénica.

El bagazo cervecero se compone principalmente de la cáscara, pericarpio y cubiertas de la semilla de la cebada. Dependiendo de la uniformidad del malteado, pueden quedar en mayor o menor cantidad restos de almidón en el endospermo y restos de pared celular. Aun así, el contenido de almidón es insignificante comparado a los compuestos de las paredes celulares de la cáscara, pericarpio y cubiertas de la semilla, las cuales son abundantes en polisacáridos de celulosa y no-celulosa, lignina, algunas proteínas y lípidos. La cáscara a su vez presenta altos contenidos de silicio y polifenoles.



Figura 1.4 – Bagazo de Cerveza.
Fuente: Propia.

La composición química del bagazo varía de acuerdo a las variedades de cebada utilizada, las condiciones de cosecha, malteado y maceración del proceso, como también, la calidad y cantidad de adjuntos agregados al momento de la elaboración como por ejemplo trigo, avena, frutas, etc; variando según sea el estilo de cerveza producido.

COMPONENTE	Prentice y Refsguard (1978)	Kamunachi (2001)	Fukuda (2002)
Proteínas	31	24	15.2
Pentosas	19	Nd*	Nd*
Ligninas	16	11.9	27.8
Arabinosilanos	Nd	21.8	28.4
Almidón y β -glucanos	12	Nd*	Nd*
Celulosa	9	25.4	16.8
Lípidos	9	10.6	Nd*
Cenizas	4	2.4	4.6

Tabla 1. 2- Composición química de bagazo cervecero según diversos autores en % peso seco.

*ND: No disponible.

Fuente: Prentice y Refsguard (1978), Kamunachi (2001) y Fukuda (2002) citados por Rodríguez Venandy, 2012.

1.2.2. Excedentes de Levadura (Tr)

En el campo de la elaboración de la cerveza, la levadura producida durante la fermentación se reutiliza parcialmente para la fermentación de las cervezas posteriores. La levadura excedente es un residuo producido durante el proceso de la cervecería que presenta altos contenidos de materia orgánica biodegradable, con un potencial considerable para la producción de energía mediante la conversión a biogás.

1.2.3. Aguas Residuales (BWW)

Las aguas residuales se dividen principalmente en dos grupos según su origen de Proceso y de Limpieza:

1. BWW de limpieza:

El volumen total del agua residual producida proviene principalmente de las operaciones de limpieza de equipos e instalaciones, siendo a la vez la corriente que normalmente aporta mayor carga de contaminantes, ya que las soluciones de limpieza además de contener diversas sustancias químicas como agentes de limpieza y desinfección, entran en contacto directo con la superficie de equipos, conductos y depósitos que han estado en contacto con mosto, cerveza o materias primas, incrementando así la carga contaminante. Estas aguas se caracterizan por una carga orgánica elevada, pH variable y concentraciones apreciables de sólidos en suspensión. El contenido en nitrógeno total suele ser alto, como consecuencia de los aportes de levadura a las aguas residuales.

A continuación se detallan algunos productos de limpieza diseñados para las cervecerías (Oxidial Soluciones químicas, grupo FG):

- **Detergente Alcalino:** contienen generalmente hidróxido de sodio estabilizados con agentes tensioactivos no iónicos y agentes quelantes. Remueve los remanentes orgánicos (lípidos, proteínas y/o carbohidratos) de la producción de cerveza en los equipos. El detergente alcalino penetra rápidamente en la suciedad disolviendo grasas y aceites, hidrolizando restos proteicos de las superficies del equipo. Puede utilizarse en sistemas CIP, lavados de botellas y limpieza por aspersión.
- **Detergente ácido:** es una mezcla estabilizada de ácido nítrico y ácido fosfórico con agentes quelantes y detergentes no iónicos, diseñados especialmente para combatir incrustaciones y dejar las superficies de acero inoxidable brillantes.
- **Sanitizante:** es una mezcla estabilizada de ácido peracético, peróxido de hidrógeno y ácido acético. Tiene un poderoso efecto biocida dado por la capacidad oxidante de dichas sustancias. Tiene una capacidad de desinfección contra un amplio espectro de microorganismos incluyendo bacterias, levaduras, hongos y esporas. Es biodegradable y se descompone en oxígeno y dióxido de carbono.

2. BWW de Proceso:

Se generan aguas residuales en las plantas de tratamiento de aguas de proceso. Es muy difícil valorar en conjunto las características del vertido, ya que depende fuertemente de la composición del agua a la entrada y del sistema de acondicionamiento empleado, entre los posibles a utilizar están las columnas de intercambio iónico, sistemas de ósmosis inversa o electrodiálisis. Las aguas residuales generadas que pueden ser corrientes de rechazo o de regeneración de resinas pueden ser importantes, tanto en volumen como en carga inorgánica originada por la alta concentración de sales.

En el caso de la cervecería Antares ellos utilizan una porción de agua de ósmosis en el agua de proceso para elaborar el producto y así obtienen un agua más blanda, además buscan principalmente eliminar la mayor parte del sodio presente en el agua de red ya que le aporta sabores indeseados al producto final. La proporción ósmosis/red depende del estilo a fabricar. La relación varía entre 50% a 100% de agua de ósmosis sobre agua de red.

Mediante el tratamiento de un equipo de ósmosis inversa se consigue que el agua de red se convierta por un lado en un 40-45% de agua producto y un 55-60% de agua salobre, la cual se desecha. Las membranas logran un rechazo salino de entre 96.5-99.8 %. A continuación se muestra una tabla la cual indica el perfil de aguas promedio de la zona proporcionado por el laboratorio de Química de potabilidad de Obras Sanitarias:

Parámetros	Agua de red [mg/l]
Dureza total (en CaCO ₃)	100
Alcalinidad Total (en CaCO ₃)	470
Cloruro (Cl ⁻)	85
Sulfato (SO ₄ ⁻²)	28.9
Nitratos (NO ₃ ⁻)	40.7

Nitritos (NO ₂ ⁻)	<0.01
Amoníaco (NH ₄ ⁺)	< 0.01
Cloro residual (Cl ₂)	0.1
Fluor (F ⁻)	0.36
Calcio (Ca ²⁺)	33
Magnesio (Mg ²⁺)	16
TSD	625
Sodio (Na ⁺)	280
Potasio (K ⁺)	12

Tabla 1. 3- Perfil de agua de red.

Fuente: Laboratorio de química de potabilidad de Obras Sanitarias, 2017.

Se decide utilizar las BWW totales ya que las BWW de Limpieza contienen alta carga orgánica y las BWW de Proceso aportan elementos básicos para la vida como por ejemplo, calcio, potasio, cloro, sodio y magnesio. La planta de biogás de Heineken en Valencia también utiliza para producir biogás ambas corrientes de aguas residuales.

El volumen de agua residual que se genera en las instalaciones cerveceras corresponde al total del suministro de agua menos el incorporado a la cerveza y menos el volumen perdido en la elaboración como por ejemplo el que se evapora en la producción y el agua que queda retenida junto a los otros residuos generados.

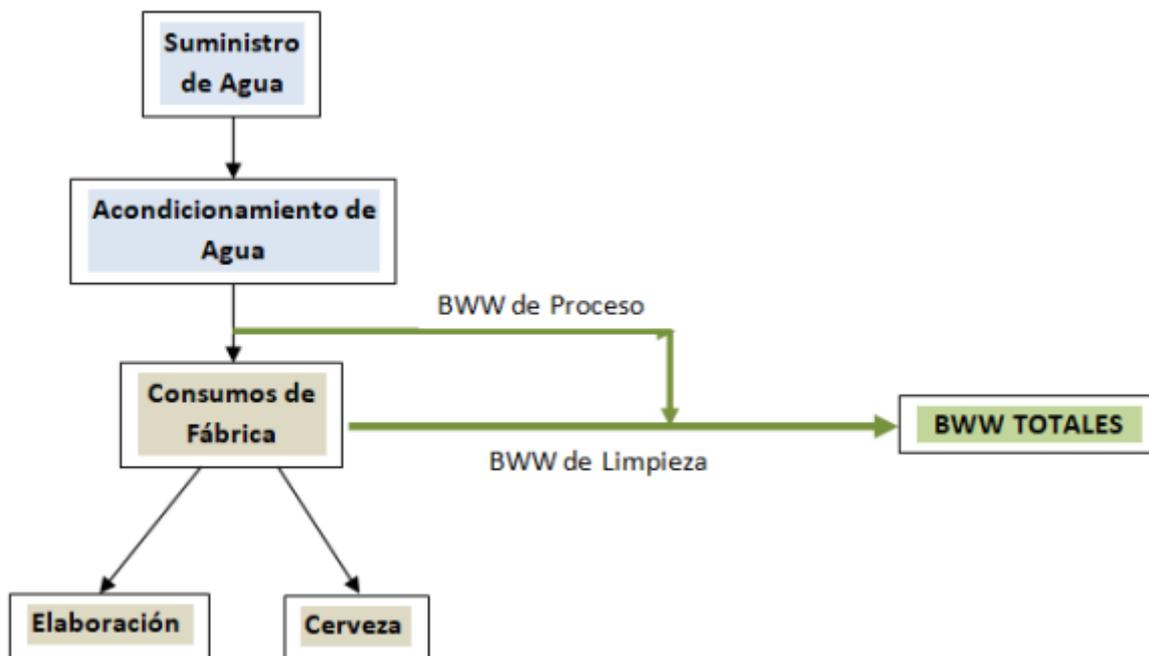


Figura 1.5 - Clasificación de aguas residuales.

Fuente: Propia.

1.2.4. Resumen de las características de los residuos

La tabla 1.4 resume las características y cantidades producidas de los residuos de la cervecería.

GENERACIÓN DE RESIDUOS DE LA INDUSTRIA CERVECERA			
GRUPO	RESIDUO	CARACTERISTICAS	CANTIDAD
BSG (bagazo)	Filtración tras la maceración	- Elevada DBO - Sólidos en suspensión	20 kg/ Hl de cerveza
Tr (levadura excedente)	Fermentación y guarda	- Elevada DBO - Sólidos en suspensión	0.64 kg/Hl de cerveza

BWW (aguas residuales)	De proceso	- Carga salina elevada - pH levemente alcalino	1.98 lt BWW/ lt cerveza
	De limpieza	-carga orgánica elevada - pH variable - sólidos en suspensión - alto % de Nitrógeno - residuos de agentes de limpieza.	4.78 lt BWW/ lt cerveza

Tabla 1. 4- Características de los principales residuos de una cervecería.

Fuente: Gil Martínez, 2017.

1.2.4. Resumen de las características de los residuos

Se detallan algunas definiciones:

- **COD (demanda química de oxígeno):** es un parámetro que mide la cantidad de sustancias susceptibles de ser oxidadas por medios químicos que hay disueltas o en suspensión de una muestra líquida.
- **DBO (demanda biológica de oxígeno):** es un parámetro que mide la cantidad de O₂ consumido al degradar la materia orgánica de una muestra líquida.
- **ST (sólidos totales):** es la cantidad de materia que permanece como residuo después de una evaporación, entre 103 y 105 °C.
- **VS (sólidos volátiles):** son aquellos que se volatilizan a una temperatura de 600°C durante 20 minutos, la materia orgánica se convierte en CO₂ y H₂O.

A continuación se describen las propiedades físico-químicas de los sustratos:

Parámetro	BWW (aguas residuales)	BSG (bagazo)	Tr (levadura excedente)
Humedad		75% ^(1.1)	68% ^(1.6)
Ph	6.8-7.1 ^(1.2)	5.2 ^(1.1)	3.97 ^(1.6)
TS (Sólidos totales)	95-280 mg/lt ^(1.2)	211-263 g/kg ^(1.2)	
VS (Sólidos Volátiles)	81% de TS ^(1.2)	97% de TS ^(1.2)	
TOC (carbono orgánico total)	100-120 mg/lt ^(1.2)	65-70% de TS ^{(1.2)n}	14.85% ^(1.6)
TN (Nitrógeno Total)	50-150 mg/lt ^(1.2)	11-13 g/kg de peso húmedo ^(1.2)	1.34% ^(1.6)
COD	8.2 g/lt ^(1.5)	356.2 g/kg ^(1.3)	316 g/kg ^(1.6)
Densidad	≈1 kg/lt	0.45 kg/lt ^(1.4)	0.948 kg/lt ^(1.10)
C:N (relación entre C y N)	2 ^(1.2)	5.9 ^(1.2)	11.08 ^(1.7)
Cp (capacidad calorífica)	4.26 kJ/kg.°C ^(1.8)	6978 kJ/kg.°C ^(1.8)	25.91 kJ/kg.°C ^(1.9)

Tabla 1. 5- Propiedades fisicoquímicas de los Residuos de una cervecería.

Fuente: ^(1.1)Rodríguez Venandy, 2012 y M; ^(1.2)Pajincko, 2017; ^(1.3)Bochmann, 2015; ^(1.4)Mussatto, 2006, ^(1.5)Enitan,2015, ^(1.6) Nadia de la torre, 2008, ^(1.7) Oliveira (2017), ^(1.8) Laguéns (2018), ^(1.9) Estupiñán, ^(1.10) Ramirez (2005).

1.3. DIGESTIÓN ANAERÓBICA

La digestión anaeróbica es un proceso biológico en ausencia de oxígeno, en el cual la materia orgánica es transformada en condiciones especiales de presión y temperatura mediante la acción de microorganismos en biogás. Es un proceso complejo que puede ser dividido en cuatro fases: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Cada fase es impulsada por diferentes grupos de microorganismos, los cuales se encuentran en una interrelación microbiana y poseen diversos requerimientos del medio.

- *Hidrólisis*: Las macromoléculas orgánicas (carbohidratos, lípidos, proteínas) son descompuestas por las enzimas extracelulares, como la amilasa, la lipasa o la proteasa, de manera que se vuelven moléculas más sencillas.
- *Etapa fermentativa (acidogénesis y acetogénesis)*: Los productos de esta etapa son el ácido acético, el hidrógeno y el dióxido de carbono. Otros subproductos de esta fermentación son algunos ácidos grasos volátiles (AGV). Como estos últimos productos no son sustratos aptos para las bacterias metanogénicas, estas moléculas sufren otra degradación que se llama acetogénesis. Los productos de esta degradación son ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono.
- *Metanogénesis*: Las bacterias metanogénicas forman moléculas de metano a partir de sustratos como el ácido acético, hidrógeno y el dióxido de carbono o en menor cantidad a partir del metanol y ácido fórmico. Cerca de un 70% del metano generado se forma a partir del ácido acético.

1.3.1. Parámetros Físico-Químicos de la Digestión Anaeróbica

Los parámetros que afectan la digestión anaeróbica son parámetros físico-químicos que influyen en el comportamiento de los microorganismos. El objetivo con su control es permitir el avance regular de la digestión y mejorar su eficiencia para aumentar la cantidad de biogás producida. Cada grupo metabólico de bacterias (hidrolíticas, acidogénicas, acetogénicas y metanogénicas) necesita diferentes condiciones para su crecimiento, las que se detallan a continuación son las condiciones que permiten un crecimiento equilibrado de toda la población bacteriana. Los parámetros a controlar son:

- *Temperatura*: Pequeñas variaciones afectan de modo importante a la actividad de las bacterias anaerobias y todo el desarrollo del proceso metabólico pudiendo incluso provocar inhibiciones (Gonçalves Ferreira, L. C., 2013). Se consideran tres rangos de temperatura:
 - El rango psicrófilico ha sido poco estudiado y, en general, se plantea como poco viable debido al gran tamaño del reactor necesario. Sin embargo, presenta menores problemas de estabilidad que en los otros rangos de temperatura de operación.
 - El rango mesófilico de operación es el más utilizado.
 - El rango termófilico logra una mayor velocidad del proceso, lo que implica, a la vez, un aumento en la eliminación de organismos patógenos. Sin embargo, el régimen termófilico suele ser más inestable a cualquier cambio de las condiciones de operación y presenta además mayores problemas de inhibición del proceso por la mayor toxicidad de determinados compuestos a elevadas temperaturas, como el nitrógeno amoniacal o los ácidos grasos de cadena larga.

Régimen	Mínimo	Óptimo	Máximo
Psicrofílico	4-10 °C	15-18°C	20-25°C
Mesofílico	15-20°C	25-35 °C	35-45°C
Termofílico	25-45°C	50-60°C	75-80°C

Tabla 1. 6- Rangos de Temperatura y Tiempo de fermentación Anaeróbica.

Fuente: Lagrange, 1979.

- **pH:** La producción de ácidos grasos durante la fase fermentativa causa la disminución del pH del fluido en digestión. Con el avanzar de la digestión se produce amoníaco (NH₃) a partir de la descomposición de las proteínas y de la reducción de los nitratos: NH₃ es soluble en agua y tiene un carácter básico que neutraliza los ácidos presentes. El rango 6.5-8.5 el más conveniente para evitar inhibiciones.
- **Tiempo de Retención Hidráulico (TRH):** tiempo medio que los sólidos permanecen en el reactor. Elevados tiempos de retención tienen como ventaja una mayor acumulación de biogás y una reducción eficaz de los sólidos totales en el reactor, pero a su vez tienen como desventaja un mayor volumen requerido del reactor.
- **Humedad:** Experimentalmente se ha demostrado que una carga en digestores semicontinuos no debe tener más de un 8 % a 12 % de sólidos totales (ST) para asegurar el buen funcionamiento del proceso, a diferencia de los digestores discontinuos, que tienen entre un 40 a 60 % de ST (Varnero Moreno, 2011). La humedad ideal para que se produzca la biodigestión anaeróbica está situada en el rango de entre 85 y 92%.
- **Carga Hidráulica:** Con este término se designa al volumen de sustrato orgánico cargado diariamente al digestor. Este valor tiene una relación de tipo inversa con el tiempo de retención, dado que a medida que se incrementa la carga volumétrica disminuye el tiempo de retención.
- **Nutrientes:** Para obtener tanto metano como sea posible de los sustratos se debe asegurar un suministro óptimo de nutrientes a los microorganismos. Luego del carbono, el nutriente que más se necesita es el Nitrógeno para la formación de enzimas que se encargan del metabolismo. Además son también nutrientes esenciales el fósforo y el azufre. También es vital la presencia de ciertos oligoelementos para la supervivencia de los microorganismos (Fachagentur, 2010). Además los oligoelementos metálicos (por ejemplo, hierro, níquel, zinc, manganeso y cobre, lo que estimulan la conversión de materia orgánica (Goberna, 2013).

OLIGOELEMENTOS	Rango de concentración (mg/lit)			
	Seyfried, 1990	Preikler, 2009	Bischoff, 2009. ^(1.11)	Bischoff y Manfred, 2009. ^(1.12)
Co	0.003-0.06	0.003-10	0.06	0.12
Ni	0.005-0.5	0.005-15	0.006	0.015
Se	0.08	0.08-0.2	0.008	0.018
Mo	0.005-0.05	0.005-0.2	0.05	0.15
Mn	No especificado	0.005-50	0.005-50	No especificado
Fe	1-10	0.1-10	1-10	No especificado

Tabla 1. 7- Concentraciones favorables de oligoelementos.

^(1.11). Concentración mínima absoluta en plantas de biogás.

^(1.12). Concentración óptima recomendada.

Fuente: Fachagentur, 2010.

- **Relación C:N:** El carbono y el nitrógeno son las principales fuentes de alimentación de las bacterias metanogénicas. El carbono constituye la fuente de energía y el nitrógeno es utilizado para la formación de nuevas células. Estas bacterias consumen 30 veces más

carbono que nitrógeno, por lo que la relación óptima de estos dos elementos en la materia prima se considera en un rango de 30:1 hasta 25:1 (Gonçalves Ferreira, L. C., 2013).

El nitrógeno presente en la alimentación tiene dos beneficios: en primer lugar provee un elemento esencial para la síntesis de aminoácidos, proteínas y ácidos nucleicos de las bacterias; por otra parte es convertido en amoníaco, compuesto básico, fundamental para mantener la neutralidad del pH.

Un exceso de N en la alimentación causa una formación excesiva de amoníaco, tóxico para las bacterias metanogénicas. Valores de C:N inferiores a 10:1 son considerados inhibitorios a causa de una excesiva formación de NH₃; valores superiores a 30:1 no son recomendables a causa de la escasez de N, que disminuye la velocidad de crecimiento bacteriana y bajo rendimiento en la producción de metano.

1.3.2. Pretratamiento, Inhibición y Co- Sustratos.

A pesar de que el BSG tiene potencial para la producción de biogás la digestión anaeróbica convencional es una opción económicamente poco atractiva debido a que necesita tiempos de retención muy largos y su biodegradabilidad es lenta. La velocidad de degradación de los materiales lignocelulósicos compuestos principalmente por lignina, celulosa y hemicelulosa, es tan lenta que suele ser la etapa limitante del proceso de hidrólisis. Esto es debido a que la lignina es muy resistente a la degradación por parte de los microorganismos anaeróbicos afectando también a la biodegradabilidad de la celulosa, de la hemicelulosa y de otros hidratos de carbono

Con el fin de digerir con éxito el BSG la etapa de hidrólisis debe ser separada de otras etapas. Estudios recientes afirman que algunos tratamientos térmicos reducen significativamente el tiempo de retención y por lo tanto mejora la economía del proceso anaeróbico.

1. Pretratamiento

Como se mencionó anteriormente el bagazo de cerveza posee componentes lignocelulósicos que puede dificultar el acceso de las bacterias para su descomposición. Al tratar a un residuo lignocelulósico, la etapa de hidrólisis será la limitante en el proceso anaerobio. La aplicación de una etapa de pre-tratamiento puede ayudar a que las macromoléculas se conviertan en material más accesible para las bacterias anaerobias. Algunos tipos de pretratamientos son:

Proceso	Tipo	Observaciones
Molienda	Molino de Bolas	Reducción del tamaño partícula. Sin eliminación de la lignina.
Irradiación	Microondas Rayos-Gamma Ultrasonidos	Posible degradación de la celulosa sin eliminación de la lignina. Elevado costo de operación.
Térmicos	Cocimiento Explosión de vapor	Hidrólisis de la Hemicelulosa parcial o completa a temperaturas elevadas. Sin adición de productos químicos. Posible recuperación energética del vapor.
Tratamiento Ácido	Ácido sulfúrico, clorhídrico o fosfórico	Aumento del área de superficie de tratamiento. Parcial desintegración de la lignina.
Tratamiento Alcalino	Hidróxido de sodio, potasio, calcio o magnesio	Hidrólisis parcial o completa de la Hemicelulosa
Agentes	Oxidación húmeda	Bajos costos energéticos.

Oxidantes		
Biológicos - Hongos		Tiempos de desarrollo muy largos.

Tabla 1. 8- Procesos de pre-tratamiento de biomasa lignocelulósica.

Fuente: Gonçalves Ferreira, L. C., 2013.

2. Inhibición

Las principales inhibiciones que se pueden presentar en la digestión anaeróbica de un sustrato lignocelulósico son:

- *Inhibición por p-cresol*: El mecanismo de la inhibición del p-cresol se basa en la inhibición de la acetogénesis, lo que resulta de acumulación de ácidos grasos volátiles y la inhibición indirecta de bacterias metanogénicas (Rétfalvi, 2013). El bagazo cervecero es un producto que posee aproximadamente un 30% de material de difícil degradación biológica por su alto contenido de compuestos lignocelulósicos y tiende por esto a la formación de monóxido de carbono debido a una degradación incompleta, generando un incremento en la concentración de ácidos, una disminución en el valor de pH y el continuo desarrollo de un sistema bajo una fermentación ácida, afectando la actividad microbiológica, produciendo un aumento en la población de bacterias acidogénicas en el medio condicionando el establecimiento de otras bacterias como las metanogénicas.
- *Inhibición por amoníaco*: El BSG es un sustrato rico en proteínas, durante la digestión anaeróbica las proteínas se hidrolizan y, en consecuencia se desprenden de la reacción química altas concentraciones de amoníaco. El amoníaco libre es capaz de inhibir la metanogénesis (Chen, 2008).

INHIBIDOR	CONCENTRACIÓN INHIBIDORA
Oxígeno	>0. 1mg/lt
Sulfuro de Hidrógeno	>50 mg/lt H ₂ S
Ácidos grasos volátiles	>2000 mg/lt HAc (pH=7)
Nitrógeno de amoníaco	>3500 mg/lt NH ₄ (pH=7)
Metales pesados	Cu>50 mg/lt Zn>150 mg/lt Cr>100 mg/lt
Desinfectantes, antibióticos	No especificado

Tabla 1. 9 - Inhibidores de la fermentación para la producción de biogás.

Fuente. Fachagentur, 2010.

3. Co-Sustratos

Para mejorar la producción de biogás, se puede preparar un bagazo acondicionado, en el cual se incorporan co-sustratos. Los co-sustratos deben tener diferentes relaciones C:N y/o pHs para mejorar las condiciones del sustrato original.

1.3.3. Digestores

Un digestor es un sistema que se utiliza para convertir desechos orgánicos en gas metano y fertilizantes naturales de alto contenido de nitrógeno, fósforo y potasio. Su principio básico de funcionamiento es descomponer los alimentos en compuestos más simples. Su tamaño radica en el uso que se le va a dar al material que se genere, y a la cantidad de desechos que se le va a introducir. Los biodigestores se pueden clasificar teniendo en cuenta los métodos de retención en:

1. Reactores de primera generación: Agrupa los reactores anaerobios más primitivos. Se caracterizan porque en su interior la biomasa activa se encuentra en suspensión o sedimentada con un mínimo de contacto con el sustrato. Estos digestores poseen tiempos de retención hidráulica (TRH) entre 5 y 30 días según el tipo específico de digestor. La mayoría de ellos se emplean en el tratamiento de desechos sólidos y en la depuración de aguas residuales urbanas. En esta generación de reactores se encuentran:

- *El tanque Imhoff y la fosa séptica:* se aplican en pequeños núcleos de población y pueden constituir el único método de depuración del agua residual o la primera etapa del tratamiento.
- *El digestor completamente mezclado:* puede trabajar de forma continua o discontinua, es muy sencillo y no dispone de sistema de retención de biomasa; requiriendo elevados tiempos de retención hidráulica. Es el más utilizado en la línea de lodos de las plantas depuradoras de aguas residuales urbanas.
- *Los digestores de flujo de pistón:* funcionan de forma continua, poseen sistemas de agitación y calentamiento. Son muy utilizados en el tratamiento de fangos con alto contenido de sólidos, como los residuos ganaderos.
- *Los digestores de contacto (SSAD):* son de aplicación más universal en el tratamiento anaerobio de aguas residuales. Se aplica mucho en el tratamiento de residuos ganaderos, efluentes industriales de mataderos, cerveceras, combinados lácteos, destilerías y otros.

2. Reactores de segunda generación: Poseen la biomasa adherida o en suspensión y los microorganismos son retenidos dentro del reactor por dos vías: mediante un soporte al cual se adhieren formando una biopelícula, o por sedimentación interna. Están diseñados básicamente para la remoción biológica de la materia orgánica contenida en las aguas residuales urbanas o industriales. El tiempo de retención hidráulica en ellos es bajo, comparados con los reactores de primera generación, oscilando entre 0.5 a 3 días, lo que implica una importante reducción en los volúmenes del reactor, una mayor estabilidad y facilidad en su operación. Los principales representantes de esta generación son:

- *Los digestores de lecho anaerobio con flujo ascendente (UASB):* no precisan de ningún soporte para retener la biomasa, pues la propia biomasa produce los flóculos con buena capacidad de sedimentación en el propio reactor; que retarda su arrastre fuera del digestor. Opera siempre con un flujo ascendente de las aguas residuales o lodos a tratar. Se aplica en la depuración de aguas residuales de cerveceras, papeleras, industria azucarera y de conservas.
- *Los digestores de filtro anaerobio:* utilizan material de relleno inerte en el reactor, donde se adhiere la biomasa que se desarrolla durante el tratamiento de depuración.

- *Los digestores de película fija:* el relleno impide la colmatación del filtro, es decir que impide que haya una gran acumulación de sedimento. Pueden trabajar con flujo ascendente o descendente.

3. Reactores de tercera generación: retienen en su interior a los microorganismos en forma de biopelícula, pero el soporte se expande o fluidifica a altas velocidades de flujo. El tiempo de retención hidráulica alcanzado por estos puede llegar a ser inferior a 12 horas; lo que es posible por la alta superficie del soporte y la fuerte agitación en el lecho. De esta clase de reactores existen dos variantes:

- *Los digestores de lecho expandido o fluidificado:* donde se produce un lecho mixto, con biomasa activa adherida sobre partículas inertes de alta densidad y pequeño tamaño (arena fina, alúminas). La aplicación industrial de esta tecnología aún está en investigación.
- *Sistemas híbridos:* se combinan en un mismo reactor dos tecnologías diferentes. La más conocida es el digestor híbrido UASB/Filtro Anaerobio donde se aprovechan las ventajas de cada reactor para optimizar el volumen y la eficiencia del reactor.

1.4. CERVECERIA ANTARES

La cerveza lidera en Argentina el mercado de bebidas alcohólicas. Según últimos estudios, el consumo de alcohol per cápita ronda los 77 litros anuales, y la cerveza encabeza dicho rubro con un 60.9%; dejando al vino un 30.7% y al resto de las bebidas alcohólicas un 8.4%.

Por su parte, en Mar del Plata se producen 600 mil litros mensuales (7.2 millones al año) de cerveza artesanal. Mientras que a nivel país el consumo de variedades de cerveza artesanal representa el 1.8% del volumen total de consumo de cerveza, en Mar del Plata ese mismo índice asciende al 8% y en continuo aumento.

Se planea realizar una planta de biogás cuyo sustrato sea producido por Cervecería Antares, la cual en febrero del 2017 inauguró en el Parque Industrial General Savio la fábrica de cerveza artesanal más grande del país. La misma está ubicada en calle 5 entre 4 y 8, la misma tiene la capacidad de elaborar hasta 250 mil litros mensuales y fue construida en un predio de 21 mil metros cuadrados y cuenta con una superficie de 8 mil metros cuadrados cubiertos.



Figura 1. 6- Nueva fábrica de Antares en el parque Industrial General Savio.
Fuente: Propia.

1.4.1. Disposición final de los residuos de una cervecería.

Dado que las cantidades de subproductos y residuos que son generados por la industria cervecera son una cantidad significativa, entonces su gestión para su disposición final representa importantes costos.

Bagazo (BSG):

La disposición final de bagazo se divide en:

- a) productores que gastan mensualmente dinero en el servicio de empresas que se dedican a la recolección de este tipo de residuos.
- b) productores realizan convenios con chancheros locales, los cuales pasan a retirar por domicilio el bagazo. El beneficio es mutuo ya que el criador de chanchos obtiene alimento para los cerdos y el productor se deshace del residuo. En este caso el inconveniente del productor es que no puede declarar ante las entidades de control estatales la disposición final del residuo ya que generalmente el acuerdo entre el productor de cerveza y el criador de chanchos es informal.
- c) Una combinación de a) y b).

Levadura Excedente (Tr):

La levadura de descarte es el segundo más grande subproducto de las fábricas de cerveza. Una vez descartado del proceso de elaboración de cerveza éste no puede ser tratado como un residuo líquido, ya que se considera un contaminante cuando se mezcla con los efluentes de agua debido a su contribución a la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) en cuerpos de agua. Además se puede producir un cambio rápido en la composición de estos residuos cuando no se utiliza ningún método de conservación y se mantiene a temperatura ambiente. Por lo tanto, se requiere un tratamiento de inactivación de la levadura antes de su eliminación. Esto es comúnmente costoso ya que implica la adición de sustancias químicas o energía. Después de la inactivación a través de la pasteurización y secado, la levadura de descarte se puede utilizar comercialmente para la alimentación animal o como un suplemento nutricional. Cuando la levadura se vende para el consumo humano u otros usos biotecnológicos especializados, se requiere un procesamiento intensivo (Sosa Hernández, 2016).

Aguas Residuales (BWW):

Debido a que las aguas residuales tienen generalmente bajo contenido de N y P pueden ser vertidas en el sistema cloacal.

1.5. MARCO LEGAL

1.5.1. Obligaciones Exentas

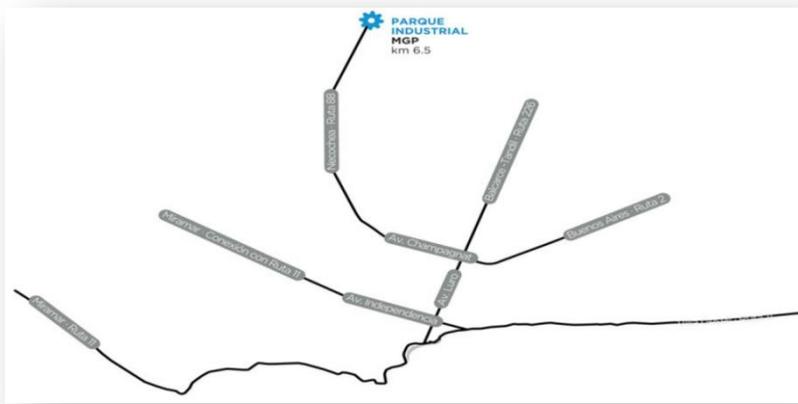


Figura 1.7 – Localización Parque Industrial.

Fuente: www.mardelplata.gov.ar

La Cervecería Antares está ubicada en el Partido de General Pueyrredón, en el Parque Industrial General Savio sobre la Ruta Provincial N° 88. En el mismo predio que la cervecería se planea edificar la planta de Biogás que reutilizará su bagazo. La empresa, al radicarse en el Parque queda libre de obligaciones municipales como Derecho de Construcción, de Oficina y Habilitación; tasas por Seguridad e Higiene, y por Alumbrado, Limpieza y Conservación de la Vía Pública (7 años). La exención abarca también impuestos provinciales: Ingresos Brutos (7,5 años), Inmobiliario (7,5 años), Automotores (7,5 años) y Sellos de los contratos derivados de la radicación. Además, toda empresa accede a los programas nacionales de crédito con tasa bonificada de la Secretaría de la Pequeña y Mediana Empresa, a los beneficios otorgados por la Ley Provincial de Promoción Industrial (Ley N° 13.656), prioridad en la provisión de productos a entes estatales y la oportunidad obtener el crédito subsidiado “Fuerza Parques”, que asiste a las empresas que se trasladan a un parque industrial o amplían su inversión en ellos.

1.5.2. Marco Legal Nacional

A nivel nacional se cuenta con un nuevo plan de eficiencia energética, el llamado Programa RenovAr. El mismo busca reducir y/o reemplazar, paulatinamente, la utilización de combustible fósil por energías de fuentes renovables, contribuyendo al cuidado sostenible del medio ambiente y a la economía del país. RenovAr tiene como primer objetivo la incorporación de 1.000 megavatios de potencia que se sumarían a la oferta energética del país, divididos como se muestra en la tabla siguiente:

Tecnología	Potencia requerida
Eólica	600
Solar Fotovoltaica	300
Biomasa (combustión y gasificación)	65
Biogás	15
PAH (Pequeños Aprovechamientos Hidroeléctricos)	20

Tabla 1. 10- Potencial Requerido por tipo de tecnología.

Fuente: Programa RenovAr. Ronda 1. Pliego de bases y Condiciones.

El proceso de adjudicación y puesta en marcha del plan se da en el marco del fomento Nacional para el uso de fuentes renovables de energía destinada a la producción de energía eléctrica sancionado por la Ley N° 26.190, modificado y ampliado por la Ley N° 27.191, la cual establece como objetivo lograr un incremento en la participación de las fuentes de energía renovable en la matriz eléctrica. Los titulares de proyectos de inversión y/o concesionarios que tengan el certificado de “Inclusión en el Régimen de Fomento de las Energías Renovables”, obtendrán beneficios fiscales como la devolución anticipada del Impuesto al Valor Agregado. La convocatoria, adjudicación, puesta en marcha y supervisión del cumplimiento de los objetivos del plan están a cargo de CAMMESA (Compañía Administradora del Mercado Mayorista Eléctrico S.A.).

Se observa que los países que han implementado la energía renovable como es el caso de Alemania lo han hecho principalmente por el respaldo del Estado con subsidios y marcos tarifarios que impulsan y apoyan la iniciativa. Argentina es un país con potencial en la producción de biogás, así como de otras fuentes de energías alternativas. Con la puesta en marcha del Plan RenovAr el estado busca alentar a las industrias a realizar la inversión inicial otorgándoles beneficios.

1.6. BIBLIOGRAFÍA

- Arias LafargueI, T., López Ríos, L. (2015). *Propuesta tecnológica para el aprovechamiento energético del bagazo de cebada malteada de la cervecería Hatuey*. Santiago de Cuba, Cuba.
- Budzinski, S., Esteves, B. (2012). INTI, Argentina. Disponible en: <http://www.inti.gob.ar/e-renova/erBI/er39.php>
- Carhuancho León, Fanny Mabel. (2012). *Aprovechamiento del estiércol de gallina para la elaboración de biol en biodigestores tipo batch como propuesta al manejo de residuo avícola*. Facultad de Ciencias, Universidad Nacional Agraria La Molina, Perú.
- CADER. *Biogás Argentina*.
- Chen, Y., Cheng, J. J., Creamer, K. S., 2008. *Inhibition of anaerobis digestión process: a review*. Bioresour.
- Comisión Europea. (2016). Servicio de Proyectos y Resultados: *Biogás a partir de desechos de cervecería*. Disponible en: http://cordis.europa.eu/result/rcn/150909_es.html
- Dr. Jesús E. Castellanos Estupiñán, Ing. Rubén O. Espinosa Pedraja y M.Sc. Alexis Zamora Báez. *Estimación de las propiedades relacionadas con el comportamiento energético de la biomasa*.
- Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR). (2010). Guía sobre el biogás.
- FAO, 2011. *Organización de las Naciones unidas para la alimentación y la agricultura*.
- FEDNA (Fundación Española para el desarrollo de lnutrición animal), Bagazo de cerveza húmedo. Disponible en: http://www.fundacionfedna.org/subproductos_fibrosos_humedos/bagazo-de-cerveza
- Goberna, Camacho, Lopez-Abadía y Garcia. (2013). Co-digestion, bioestimulation and bioaugmentation to enhance methanation of brewer’s spent grain.
- Gonçalves Ferreira, Liliana Catarina. (2013). *Evaluación de la biodegradabilidad anaerobia de residuos orgánicos pre-tratados térmicamente*. Universidad de Valladolid, Valladolid, España.
- Gubinelli, Guido. (2015). Energía Estratégica: *En Argentina hay entre 60 y 80 plantas de biogás en funcionamiento*. Disponible en: <http://www.energiaestrategica.com/enargentinahayentre60y80plantasdebiogasenfuncionamiento/>
- Hilbert, Jorge A. (2011). *Manual para la producción de biogás*. INTA, Catelar, Argentina.
- INTA, 2016. *Generación De biogás*.
- Gil Martínez (2017). Propuesta de recuperación el biogás de la EDAR de la fábrica de Heineken.
- Laguens Pérez, Sara (2018). Planta de Obtención de arabinoxilanos a partir de bagazo de cerveza para la formulación de alimentos funcionales.
- Lagrange, B. 1979. Biomethane. Principes, Techniques, Utilisation. Vol.2 . Edisual / Energies Alternatives.
- Municipalidad de General Pueyrredon. Parque Industrial. Disponible en: <http://www.mardelplata.gob.ar/Contenido/parqueindustrial>
- Mussatto, Dragone, Roberto. (2006). Brewer’s spent grain: generation, characteristics and potencial applications.
- Mussatto. (2014). Brewer’s spent grain: a valuable feedstock for industrial applications.
- Programa RenovAr. Ronda 1: *Pliego de bases y Condiciones*. Julio de 2016.
- Ramirez, Carol, Vivas (2005). *Diseño e implementación de una unidad piloto de tratamiento biológico*.
- Rétfalvi, T., Annamária Tukacs-Hájos, A., Szabó, P., 2013. *Effects of artificial over dosing of p-cresol and phenylacetic acido n the anaerobic fermentation of sugar beet pulp*.
- Revista digital 0223, Antares inauguró en el Parque industrial la fábrica de cerveza artesanal más grande de Argentina. Disponible en <http://www.0223.com.ar/nota/2017-2-7-17-50-32-antares-inauguro-su-fabrica-en-el-parque-industrial-y-podra-elaborar-hasta-250-mil-litros-de-cerveza-por-mes>.
- Rico, J., 2017. *De la cerveza al biometano pasando por el biogás- Energías Renovables, el periodismo de las energías limpias*. Disponible en: <http://www.energias-renovables.com/biogas/de-la-cerveza-al-biometano-pasando-por-20121031>.
- Rodríguez Venandy, Carlos Andrés. (2012). *Producción de biogás a partir del bagazo cervecero*. Universidad de Chile, Santiago, Chile.

- Santana Ledo, Arlenis. (2011). *Propuesta de un biodigestor para el procesamiento de la excreta animal generada en el Laboratorio de Anticuerpos y Biomodelos Experimentales (LABEX)*. Universidad de Oriente, Santiago de Cuba, Cuba.
- Sosa Hernández, 2016. Evaluating biochemical methane production from brewer's spent yeast.
- Tortosa, 2013. *Materiales para compostar*.
- Varnero Moreno, M. (2011). *Manual de Biogás. Santiago de Chile, Chile: Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAO)*.
- Wolfgang Kunze (2006). *Tecnología para cerveceros y Malteros*.

2.

CINÉTICA

2.1. SUSTRATOS

En esta tesis se plantea la posibilidad de realizar la digestión anaerobia con la mayor parte posible de los residuos de la cervecería Antares, los cuales serían los siguientes:

RESIDUOS DE ANTARES		
RESIDUO	CAUDAL	
BSG (bagazo)	QBSG (caudal másico)=50000 kg de BSG/mes	
Tr (levadura excedente)	QTr (caudal másico) =1600 kg de Tr/mes	
BWW (aguas residuales)	De proceso	F_{BWWp} (caudal volumétrico)=495000 lt de BWW/mes
	De Limpieza	F_{BWWl} (caudal volumétrico)=1195000 lt de BWW/mes
	Total	F_{BWW} (caudal volumétrico)=1690000 lt de BWW/mes

Tabla 2. 1- Cantidad de los principales Residuos producidos por Antares.

Fuente: Propia

Antes de analizar la cinética se va a profundizar en el acondicionamiento de los residuos en el punto 2.2, para poder caracterizar correctamente a cada uno de los sustratos. El acondicionamiento incluye dilución, co-digestores y pretratamientos. Se evaluará la posibilidad de realizar la digestión del bagazo (**BSG**) y de las aguas residuales totales (**BWW**). También se analizará si es viable utilizar la levadura excedente (**Tr**) como co-digestor para mejorar la relación C:N, esto será analizado en el punto 2.2.2.

Luego en el punto 2.3 de este capítulo se analizarán dos modelos cinéticos, ya que se va a trabajar con dos sustratos diferentes: el bagazo cervecero BSG y las aguas residuales BWW.

- Para el **Bagazo de Cerveza (BSG)** se utiliza el modelo: Process Kinetics and Digestion Efficiency of Anaerobic Batch Fermentation of Brewer's Spent Grains (BSG) F. C. Ezeonu" & A. N. C. Okakay, 1994.
- Para las **Aguas Residuales Cerveceras (BWW)** se usa el modelo: Anaerobic Digestion Model to Enhance Treatment of Brewery Wastewater for Biogas Production Using UASB Reactor; Enitan, Adeyemo, Swalaha, Bux. (2015).

La digestión se realizará en dos etapas para evitar inhibiciones, el diseño está basado en el estudio: Biogás production from brewery spent grains a monosubstrate in a two-stage. (Panjicko, 2017); Se profundizará sobre el diseño del sistema de digestión en el capítulo 5. En este capítulo y a modo de introducción se detalla cómo sería cada etapa y con qué sustrato:

- Una primera etapa será un **reactor de sólidos SS-AD** en donde se efectuará principalmente la Hidrólisis, Acidogénesis y Acetogénesis; y el sustrato utilizado será el Bagazo de cerveza (**BSG**) diluido.
- Una segunda etapa será un **reactor de flujo ascendente USAB** en donde se efectuará principalmente la Metanogénesis y como sustrato se emplearán las aguas residuales de la cervecería (**BWW**).

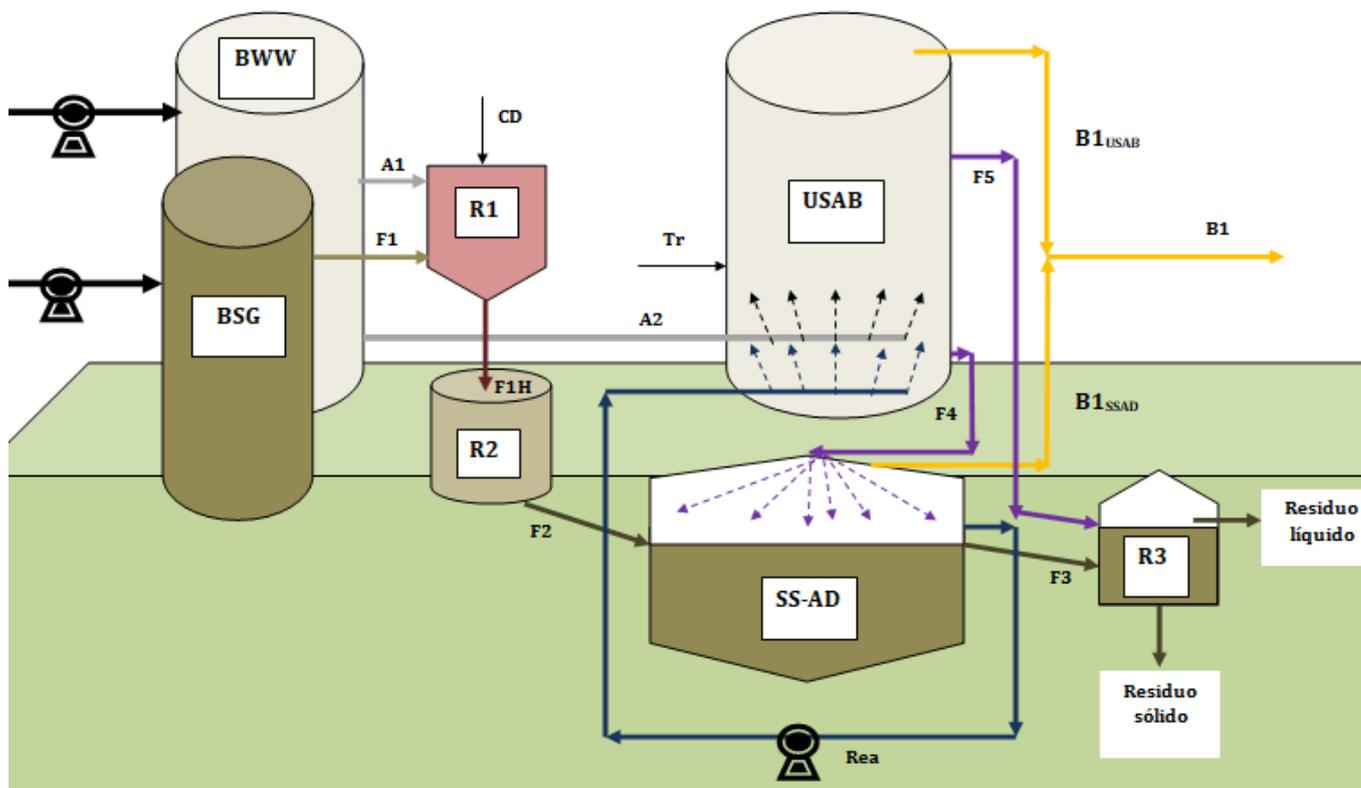


Figura 2. 1- Diagrama del Sistema de Digestión Anaeróbica de dos etapas.
Fuente: Propia.

2.2. ACONDICIONAMIENTO

2.2.1. Dilución:

El bagazo cervecero (BSG) es un residuo que se presenta con una alta humedad (75%) pero de todas formas no está comprendido en el rango de humedad deseada (entre el 85 y el 92%). El Bagazo debe ser diluido para establecer las condiciones ideales para el proceso de biodigestión anaeróbica.

Para lograr la humedad deseada se debe realizar una dilución. Considerando como premisas del diseño la sustentabilidad y la eficacia del proceso se plantea la opción de realizar la dilución con aguas residuales de la industria (BWW), las cuales tienen carga orgánica considerable y además es un residuo que se debe reutilizar. La proporción de dilución es:

$$\text{Relación de Dilución} = 1:2 \text{ (BSG: BWW)}$$

La relación es sugerida por el modelo: Biogás production from brewery spent grains a monosubstrate in a two-stage process (Pajincko, 2017). Aplicando la relación de dilución sugerida se obtiene una humedad de 91.66%, la cual está comprendida dentro del rango óptimo.



Figura 2. 2- Bagazo escurrido (izquierda) y diluido (derecha).
Fuente: Propia, cervecería Siete Lobos.

Aplicando la relación de dilución sugerida se obtiene una humedad de 91.66%, la cual está comprendida dentro del rango sugerido detallado en el capítulo 1.

2.2.2. Co-Digestor

La fermentación, si BSG se utiliza como monosustrato, puede conducir a la inhibición por amoníaco por lo cual es conveniente la co-digestión. En el capítulo 1 se mencionaron en forma general los beneficios que origina el agregado de un co-digestor a la mezcla. En este capítulo se profundiza un poco más en este aspecto, se elegirá el codigestor adecuado para cada residuo y se evaluará la posibilidad de utilizar como co-digestor a la levadura excedente, para continuar con el lineamiento de diseño sustentable.

- *Co-digestor para Bagazo de cerveza BSG en reactor para sólidos SSAD:* El BSG tiene un C:N igual a 5.9:1 según lo detallado en la tabla 1.5, ese valor está por debajo del rango óptimo (e/ 25:1 y 30:1). Es conveniente escoger sustratos más ricos en carbono y, según lo observado en la tabla 2.2 donde se comparan algunos posibles sustratos, una buena opción es el estiércol bobino.

Co-digestor para BSG= estiércol bobino

- *Co-digestor para Aguas Residuales BWW en reactor de flujo ascendente USAB:* El desecho de levadura de la cervecería es un residuo que contiene altas cantidades de materia orgánica biodegradable, con un potencial considerable para la producción de energía mediante la conversión a biogás. Según lo estudiado por Bocher, (2008), la digestión de la levadura excedente en digestores anaeróbicos existentes para el tratamiento de aguas residuales (BWW) permitiría aprovechar su potencial energético, la levadura excedente podría ser digerida junto con otros residuos de la cervecería, como pequeñas partículas hemicelulósicas y lodo, en reactores de baja tasa. La tecnología USAB es la más eficaz para tratar a las aguas residuales que contienen compuestos fenólicos tóxicos (Scully 2007) y es capaz de resistir inhibiciones del amonio (Yenigun 2013). Además, la viabilidad del proceso de co-digestión entre la levadura de cerveza y las aguas residuales de la cervecería se estudió por K. Neira y D. Jeison, 2010, los resultados mostraron que la co-digestión de levadura y aguas residuales de cervecería es factible, ya que no se observaron efectos negativos de la digestión conjunta. Los resultados anteriores indicaron una potencial conversión de demanda química de Oxígeno (DQO) al metano llegando cerca del 95%. La codigestión también proporciona dilución para posibles compuestos tóxicos, lo que mejora el rendimiento de biogás y la cinética de la digestión. El reactor USAB, a diferencia del SSAD,

puede tener una digestión exitosa si se selecciona como co-sustrato del BWW a la levadura de descarte (Tr).

Co-digestor para BWW= levadura de descarte (Tr)

	Estiércol licuado Bovino	Estiércol Pollo	Levadura excedente de la cervecera
Humedad	65% ^(2.1)	20.1% ^(2.2)	68% ^(2.3)
Nitrógeno Total	1.61% ^(2.1)	2.76% ^(2.2)	1.34% ^(2.3)
Carbono Orgánico	46.8% ^(2.1)	32.3% ^(2.2)	14.85% ^(2.3)
C:N	29:1 ^(2.1)	12.3:1 ^(2.2)	11.08:1 ^(2.3)
Ph	7.8 ^(2.1)	7.5 ^(2.2)	3.97 ^(2.4)
COD		350 g/kg ^(2.6)	316 g/kg ^(2.5)
VS	308 g VS/kg		177 g VS/l ^(2.8)
densidad	1040 kg/m ³ ^(2.9)		948.76 kg/m ³ ^(2.7)

Tabla 2. 2- Caracterización físico-química para posibles co-digestores.

Fuente: ^(2.1) Rodríguez Venandy, 2012; ^(2.2) Tortosa, 2013; ^(2.3) Capurro Navarro, 2018, ^(2.4) Nadia de la torre, 2008, ^(2.5) Oliveira (2017), ^(2.6) Ramirez, 2005, ^(2.7) A.Picado, ^(2.8) Zupancic, ^(2.9) Parera.

2.2.3. Pretratamiento del BSG

En el capítulo 1 a modo de introducción se habló de los beneficios de realizar un pretratamiento sobre el bagazo. El pretratamiento es necesario debido a que el bagazo está compuesto en gran parte de celulosa, hemicelulosa y lignina, los cuales son compuestos difíciles de degradar anaeróbicamente.

Varios estudios se han centrado en la mejora de la digestibilidad de biomasa lignocelulósica a través de pre-tratamientos físicos, químicos, biológicos e híbridos.

En el diseño que se lleva a cabo en esta tesis se plantea realizar un tratamiento termoquímico basado en el estudio de Mario Panjicko, Gregor Drago Zupan y Bruno Zeli (2015), titulado: *La biodegradación anaeróbica utilizando bagazo cervecero crudo y pre-tratado utilizando la digestión anaerobia*. El pretratamiento del BSG es el siguiente:

- se mezcló con BWW en la proporción de 1: 2 para lograr un manejo hidráulico adecuado
- se le añadieron 20 ml HCl/kg sustrato para alcanzar el valor de pH igual a 2
- la mezcla de BSG-BWW se trató térmicamente en un tiempo de 2 horas a 70 °C.

El estudio se realizó a varias temperaturas siendo 70°C la temperatura más baja (mínimas necesidades de energía) en los que se obtuvieron resultados razonablemente buenos. Con el pre-tratamiento a 70°C se obtiene un potencial de entre de 115 y 120 lt de CH₄/ kg de BSG siendo que con el BSG sin pretratar el potencial es igual a 105 lt de CH₄/ kg de BSG (Panjicko, 2015).

Por otro lado, se analiza si es conveniente que el codigestor también sea pretratado junto con el bagazo. Se van a utilizar como co-digestores purines. Como purines se considera a cualquier residuo de origen orgánico como por ejemplo aguas residuales, restos de vegetales, cosechas, semillas, restos de animales muertos, excrementos, etc. Los purines tienen baja biodegradabilidad, ésta hace que la hidrólisis sea también la etapa limitante de su digestión y su hidrólisis puede ser mejorada mediante algunos pretratamientos térmicos. Por lo anteriormente detallado se determina que el co-digestor también sea pretratado térmicamente con el bagazo.

2.3. MODELOS CINETICOS

2.3.1. Modelo para las aguas residuales (BWW)

En este estudio se desarrolló un modelo sobre la base de principios de balance de masa para predecir y aumentar la tasa de producción de metano en un reactor UASB durante la fermentación anaeróbica de aguas residuales de la cervecería (BWW). El modelo fue desarrollado por *Enitan, Adeyemo, Swalaha, Bux. (2015)*; titulado: *Anaerobic Digestion Model to Enhance Treatment of Brewery Wastewater for Biogas Production Using UASB Reactor*.

Los coeficientes del modelo se determinaron utilizando los datos recogidos de un reactor a gran escala. Los resultados mostraron su aplicabilidad para predecir el metano generado durante la digestión anaeróbica de las aguas residuales de la cervecería (Enitan, 2015). Las ecuaciones que rigen el proceso se obtienen a partir del balance de masa del sustrato y la concentración de biomasa en el compartimiento del reactor. El modelo sigue la cinética de Monod. El principio del proceso se basa en las ecuaciones de Chem-Hashim modificadas, en las que la concentración de biomasa en el sistema depende del crecimiento y la velocidad de descomposición de los microorganismos en condiciones estables para un flujo intermitente de materia orgánica en la unidad de tratamiento biológico.

1. Descripción del reactor utilizado en el modelo y condiciones de la muestra BWW.

El modelo utilizado se denomina *Modelo de Generación de Metano Modificado* y se aplica a un reactor UASB con las siguientes suposiciones:

1. El reactor UASB fue tratado como un solo compartimento.
2. Se consideró como un sistema completamente mezclado con flujo de influente continuo en el reactor y sin retorno de sólidos microbianos al reactor (no se recicla).
3. El sustrato era una sola sustancia biodegradable
4. Los consumidores de sustrato se distribuyeron uniformemente en el reactor.
5. La operación del reactor está en estado estable.

La predicción del rendimiento del reactor anaeróbico a escala industrial basado en la tecnología UASB en el tratamiento de aguas residuales de la cervecería depende de los valores estimados de parámetros tales como K , μ_{max} , K_d , Y y B_0 . A menudo, los valores cinéticos estimados a partir de datos a escala de laboratorio son inadecuados para describir el rendimiento real de la planta. Por lo tanto, en este modelo, se determinaron estos parámetros a partir de datos reales de una planta de tratamiento a gran escala. Los parámetros obtenidos son:

Parámetro	Valor	Unidad
μ_{max}	0.117	día ⁻¹
K	0.046	g/g
K_d	0.083	día ⁻¹
B_0	0.516	lt CH ₄ / g COD
Y	0.357	g/g

Tabla 2. 3- Parámetros del modelo para el BWW.

Fuente: Enitan, 2015.

Abreviaciones:

- μ_{max} : tasa máxima de crecimiento de microorganismos cuando el sustrato se utiliza a su velocidad máxima [1/día].
- K: constante cinética de primer orden [g/g COD].
- Kd: coeficiente de descomposición endógeno [1/día].
- Bo: Máximo coeficiente de rendimiento de metano en condiciones normales de temperatura y presión por gramo de sustrato agregado para la utilización completa del sustrato o en un tiempo de retención hidráulica infinita [lt CH₄/g COD].
- B: Volumen real de metano producido en el reactor [lt CH₄/g COD].
- Y: Coeficiente de rendimiento de crecimiento [g/g].
- COD: demanda química de oxígeno.
- UASB: Digestor de lecho anaerobio con flujo ascendente
- TRH: tiempo de retención hidráulica [día].
- MMGM: Modelo de Generación de Metano Modificado.
- DBO: Demanda biológica de oxígeno.
- TSS: Sólidos suspendidos totales.
- T: Temperatura del reactor [°C]
- Si: concentración del sustrato de entrada [g COD/lt].
- t: tiempo [días]
- Yv: velocidad volumétrica de producción de metano [ltCH₄/lt.día].

2. Ecuaciones

El modelo indica que la producción de metano llamada B está representada por la siguiente ecuación:

$$B(TRH) = Bo \cdot \left[1 - \frac{K}{\frac{\mu_{max} \cdot TRH}{Kd \cdot TRH + 1} + (K - 1)} \right]$$

Ecuación 2. 1

La ecuación (2.2) describe la velocidad de salida del metano teórico por unidad de volumen de reactor:

$$Yv(TRH) = \frac{Bo \cdot Si}{TRH} \cdot \left[1 - \frac{K}{\frac{(0.013 \cdot T - 0.129) \cdot TRH}{Kd \cdot TRH + 1} + (K - 1)} \right]$$

Ecuación 2. 2

3. Temperatura

Se varía la Temperatura en la ecuación 2.2 escogiendo temperaturas que estén ubicadas dentro del rango óptimo mesofílico de digestión (26, 28, 30 y 32 °C) y se realiza el siguiente gráfico comparativo:

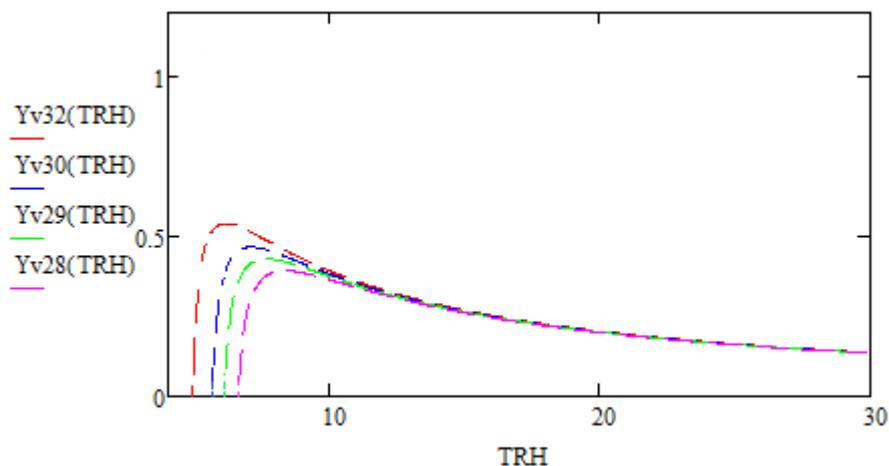


Gráfico 2. 1- Comparación de la velocidad de producción de metano (Y_v) [lt de CH_4 /lt ST.día] a distintas temperaturas a lo largo del tiempo (TRH).

Fuente: Propia.

A medida que aumenta la temperatura, aumenta la velocidad de crecimiento de los microorganismos y se acelera el proceso de digestión, dando lugar a mayores producciones de biogás en tiempo menor. Como se detalló en el capítulo 1 si se aumenta la temperatura la ventaja es que aumenta la velocidad del proceso, la desventaja es que el régimen suele ser más inestable a cualquier cambio de las condiciones de operación y presenta además mayores problemas de inhibición del proceso por la mayor toxicidad de determinados compuestos a elevadas temperaturas. Teniendo en cuenta lo anterior se escoge trabajar a 32°C que sería una temperatura ubicada dentro del rango óptimo mesofílico, debido a que el régimen mesofílico es un régimen estable, además en el modelo estudiado (Enitan, 2015) se analizó el efecto de la temperatura operativa ($28 < T < 32$ ° C) sobre la tasa de producción de metano volumétrico (Y_v). La tasa de metano volumétrica predicha a 32 ° C fue superior a la de otras temperaturas.

T USAB=32°C

4. Tiempo de retención Hidráulico

Se realiza un gráfico de la velocidad de producción de metano a 32°C vs el tiempo de residencia para elegir un tiempo de residencia óptimo.

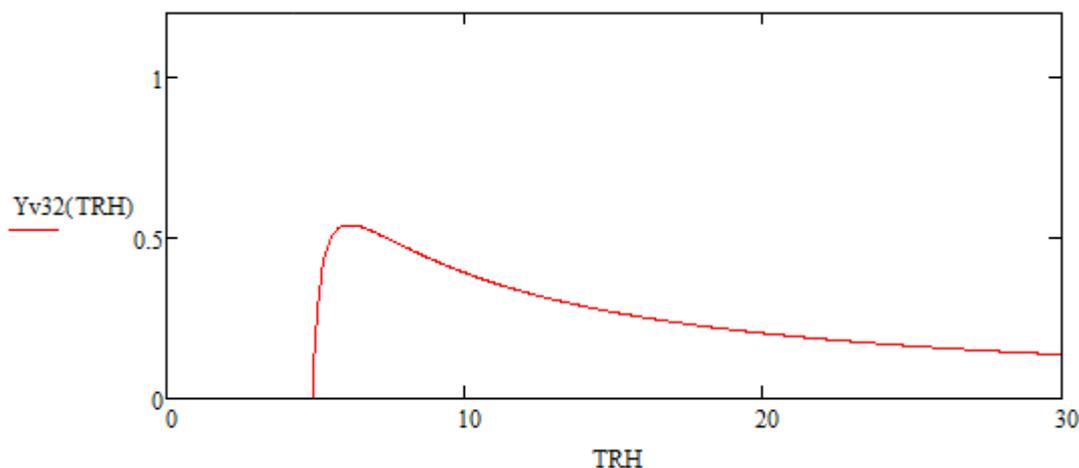


Gráfico 2. 2- Velocidad volumétrica de producción de metano Y_v [lt de CH_4 /lt ST .día] vs TRH (días) a partir del sustrato BWW y levadura excedente.

Fuente: propia

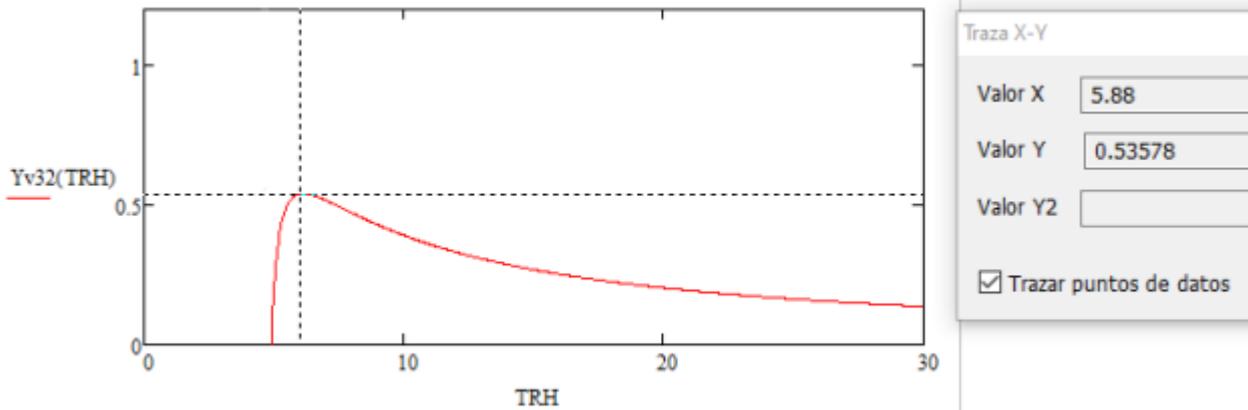


Gráfico 2. 3- Y_v (lt de CH_4 /lt ST. día) vs TRH (días). Localización de la velocidad de producción de metano máxima

Fuente: Propia

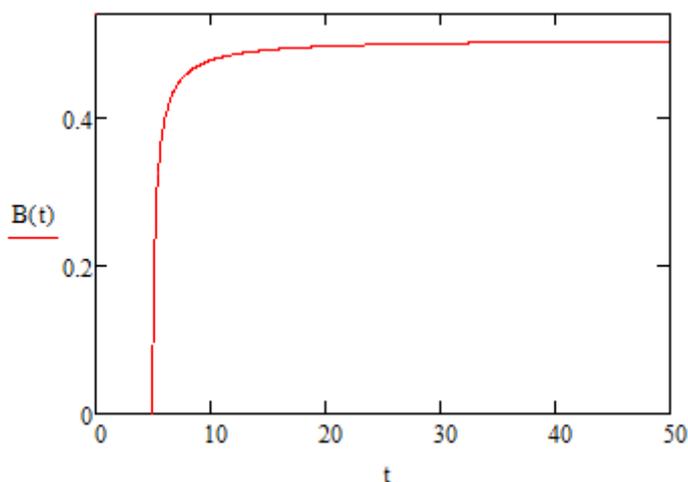


Gráfico 2. 4- B (lt de CH_4 /gr de COD) vs t (días). Localización del tiempo hasta el cual la reacción produce biogás de forma considerable.

Fuente: Propia

Se puede observar en los tres gráficos anteriores que la producción de metano comienza a partir de los 5 días, antes de ese plazo la digestión aun se encontraba en la etapa de hidrólisis en la que no se obtiene metano en cambio se obtienen otros productos intermedios. A los 8 días la velocidad de producción de biogás disminuye considerablemente (gráfico 2.4). La velocidad máxima se encuentra a los 6 días (gráfico 2.3). Se eligen 8 días como tiempo de retención en lugar de 6 días porque se considera que entre los 6 y los 8 el sustrato continúa produciendo una cantidad considerable de biogás aunque su velocidad este decayendo.

TRH USAB= 8 días

5. Producción de Biogás a partir de BWW:

Con el TRH hallado para el USAB y con las ecuaciones 2.1 y 2.2 se procede a calcular el caudal de metano. A continuación se describen algunos datos y ecuaciones:

BWW		
VARIABLE	VALOR	REFERENCIA
F_{A2}	F_{A2} (BWW que ingresa al USAB)= 53000 lt BWW/día	$F_{A2} = F_{BWW} - F_{A1}$

(Caudal volumétrico de aguas residuales que ingresa a USAB)	F_{BWW} (aguas totales) = 1690000 lt BWW/mes = 56333.3 lt BWW/día ^(2.7)	Tabla 2.1
	F_{A1} (aguas para diluir BSG)=3333.33 lt/día	Relación de dilución 1:2 (BSG:BWW) Siendo: Q_{BSG} =50000 kg/mes=1666.66 kg/día
F_{Tr} (Caudal volumétrico de levadura residual)	F_{Tr} =56.26 lt Tr/día	$F_{Tr}=Q_{Tr}/\rho_{Tr}$
	Q_{Tr} =1600 kg/mes	Tabla 2.1
	ρ_{Tr} = 0.948 kg//lt	Tabla 2.2
F_{USAB} (Caudal volumétrico de sustrato que ingresa a USAB)	F_{USAB} = =53056.26 lt ST/día	$F_{USAB} = F_{A2} + F_{Tr}$
Si_{USAB} (concentración del sustrato total)	$Si_{USAB} = \frac{(Si_{BWW} \cdot F_{A2} + Si_{Tr} \cdot \rho_{Tr} \cdot F_{Tr})}{F_{A2} + F_{Tr}}$	8.509 g COD/lt ST
	Si_{BWW} =8.2 g COD/lt BWW ^(2.9)	Tabla 1.5
	$Si_{Tr} = 316 \frac{g \text{ COD}}{kg \text{ TR}}$	
TRH_{USAB} (Tiempo de residencia)		8 días
B(8) (Producción de metano a 8 días)	Gráfico 2.4	0.46 lt CH ₄ /g COD.día
B8 (Producción de metano en 8 días)	Considerando que el reactor está en estado estacionario y su velocidad de producción diaria es B(8)	3.68 lt CH ₄ /g COD
F_{CH4}	$F_{CH4} = B8 \cdot Si_{USAB} \cdot F_{USAB}$	1661357 lt CH ₄ /día
$\rho_{biogás}$ (densidad del biogás)	$\rho_{BIOGAS} = \frac{1 \text{ atm} \cdot (0.66 \cdot M_{CH4} + 0.31 \cdot M_{CO2} + 0.03 \cdot M_{N2})}{R \cdot (32 + 273)^\circ K}$	1.001 g biogás/lt biogás
$QB1_{USAB}$ (Caudal másico de biogás)	$QB1_{USAB} = \frac{\rho_{BIOGAS} \cdot F_{CH4}}{65.9 \frac{lt \text{ CH}_4}{1000 \text{ g}} \cdot \frac{1000 \text{ g}}{100 \text{ lt biogás}} \cdot 1 \text{ kg}}$	2524.94 kg biogás/día
T_{USAB} (Temperatura del USAB)	Gráfico 2.1	32°C

Tabla 2. 4- Valores obtenidos en el reactor USAB.

Fuente: propia

^(2.7) El caudal F_{BWW} se obtiene considerando que el mes tiene 30 días.

^(2.8) Se calcula $FA1$ a partir de los datos de la tabla 2.7 considerando que la densidad de las aguas residuales es 1 kg/l, tabla 1.5.

^(2.9) La bibliografía no indica si las BWW corresponden solo a aguas de limpieza o son de limpieza y proceso, se asume que los datos incluyen a las dos corrientes.

^(2.10) Para el cálculo de B8 se considera que el reactor está operando en estado estacionario. Se multiplico el B(8) obtenido del gráfico 2.4 por los 8 días

$$QB1_{USAB} = 2524.94 \text{ kg biogás/día}$$

6. Composición del biogás:

COMPOSICIÓN BIOGÁS	
CH ₄ (%V/V)	65.9
CO ₂ (%V/V)	30.7
N ₂ (%V/V)	3.4

Tabla 2. 5. - Composición del biogás obtenido en un reactor UASB a gran escala que trata las aguas residuales de una cervecería (BWW).

Fuente: Enitan, 2015.

7. Similitudes y Diferencias

Las similitudes que tiene este modelo con este trabajo:

- El estudio se hizo en un reactor USAB de gran escala
- El reactor se trata como un solo compartimiento

Las diferencias que tiene este modelo con este trabajo:

- El sistema tiene reciclo con otro biodigestor (SSAD)

Las diferencias se plantean para obtener una mayor producción de biogás que la calculada.

2.3.2. Modelo para el Bagazo de cerveza (BSG)

La cinética del proceso de la digestión anaeróbica del bagazo cervecero (BSG) revela que la biometanización es esencialmente una reacción de primer orden, interrumpido intermitentemente por reacciones de orden mixto. Una celulosa con una eficiencia aparente de degradación de aproximadamente 60% y una eficiencia de degradación de lignina de alrededor del 40%. El modelo utilizado para analizar la digestión del BSG es realizado por *F. C. Ezeonu* & *A. N. C. Okakay (1994)*; titulado: *"Process Kinetics and Digestion Efficiency of Anaerobic Batch Fermentation of Brewer's Spent Grains (BSG)"*.

1. Descripción del reactor utilizado y condiciones de la muestra de BSG.

El BSG estudiado fue obtenido de Premier Breweries plc, Onitsha. La digestión se llevó a cabo a pequeña escala bajo condiciones controladas y reproducibles en un matraz de 1000 ml. Una masa de 20 g de excrementos de pollo fue añadido a 100 g de gramos de bagazo en 1000 ml (1: 5, p / p) y se homogeneizaron con 800 ml de agua precalentada (37 ° C). Esto fue perfectamente mezclado para asegurar la formación de una mezcla homogénea. La fermentación fue iniciada inoculando la mezcla con 20 ml de estiércol de vaca.

Parámetro	Valor
K (constante)	0.56
Jm (tiempo mínimo)	7 días
Bo (producción máxima)	0.03 lt CH ₄ /gVS

Tabla 2. 6- Parámetros del modelo.

Fuente: Ezeonu, 1996.

2. Ecuaciones

Los rendimientos y las tasas de metano que son producidos en una digestión microbiana se espera que respondan de acuerdo a la cinética simple desarrollada por Monod. Para calcular la producción de CH₄ se utilizan la siguiente ecuación (2.3) desarrollada con el modelo de Ken y Hashimoto:

$$Yv(TRH) = \frac{B_0 \cdot S_0}{TRH} \cdot \left(1 - \frac{K}{\frac{TRH}{J_m} - (1 + K)} \right)$$

Ecuación 2. 3

$$B(TRH) = \frac{Yv(TRH) \cdot TRH}{S_0}$$

Ecuación 2. 4

Siendo:

- S : es una concentración de sólido volátil (g VS/kg).
- S₀: es la concentración de sólidos volátiles inicial (g VS/kg).
- K : constante cinética
- TRH : tiempo de retención (días)
- J_m : es el tiempo mínimo de retención (días)
- Y_v: velocidad de producción de metano a la salida del reactor (lt CH₄/kg.día)
- B₀ : es la producción de CH₄ máxima (lt CH₄/g VS)

3. Temperatura

El modelo (Ezeonu, 1994) se basa en un estudio empírico donde las fluctuaciones de temperatura en la digestión oscilaron entre 28 y 33 ° C. El modelo no indica la funcionalidad de la velocidad de producción con respecto a la temperatura pero se lo considera análogo al modelo del BWW, por lo que se supone que K debe incluir dicha funcionalidad. A mayor temperatura K debería disminuir.

Para el diseño del reactor se adoptará una temperatura de trabajo igual a 32°C para que ambos reactores trabajen en condiciones similares.

$$T_{SSAD} = 32^{\circ}\text{C}$$

4. Tiempo de Retención Hidráulico

Se grafica la velocidad de producción de metano CH₄ a la salida del reactor en función del tiempo de residencia:

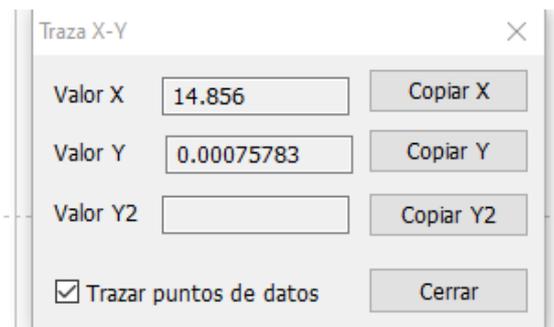
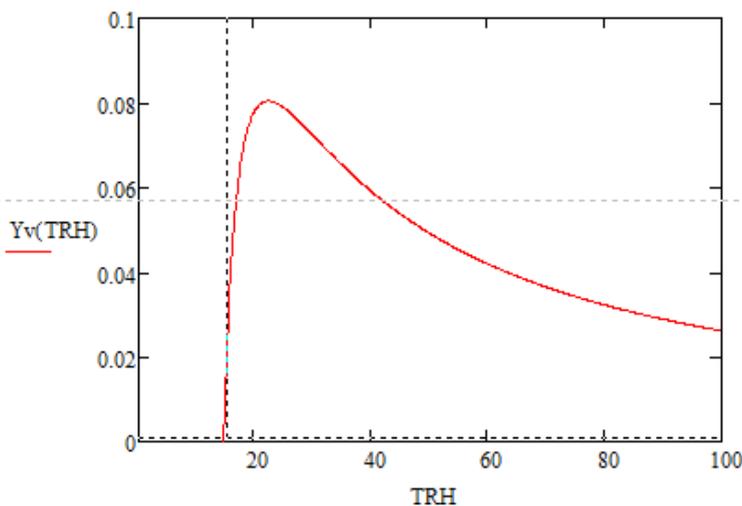
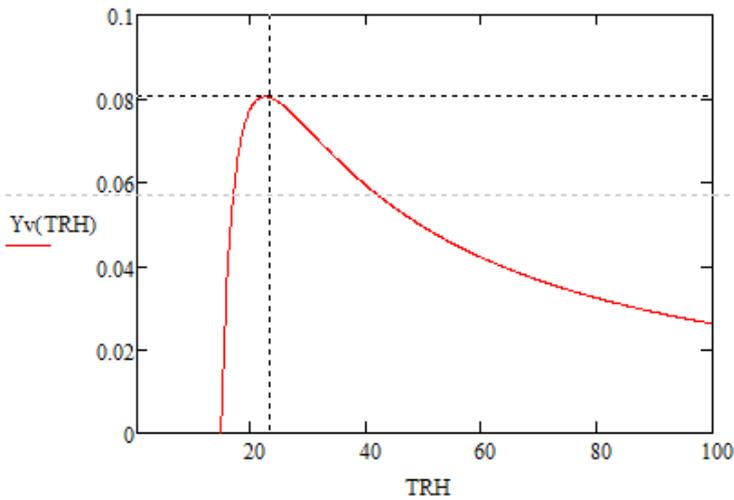


Gráfico 2. 5. - Velocidad de producción de metano (lt de CH₄/kg ST.día)^(2.10) vs TRH (días) a partir de BSG diluido y codigestor. Localización del tiempo inicial de producción de metano.

Fuente: Propia

^(2.10) kg ST son los kg de sustratos totales, es decir del bagazo diluido con codigestor.



Traza X-Y

Valor X: Copiar X

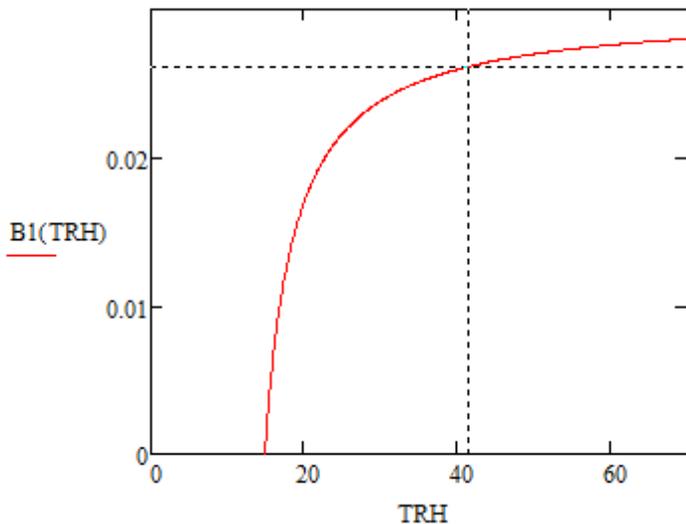
Valor Y: Copiar Y

Valor Y2: Copiar Y2

Trazar puntos de datos Cerrar

Gráfico 2. 6. - Velocidad de producción de metano (lt de CH₄/kgST.día) vs TRH (días) a partir de BSG diluido y codigestor. Localización de la velocidad de producción de metano máxima.

Fuente: Propia



Traza X-Y

Valor X: Copiar X

Valor Y: Copiar Y

Valor Y2: Copiar Y2

Trazar puntos de datos Cerrar

Gráfico 2. 7- Producción de metano (lt CH₄/gVS) vs TRH (días) a partir del sustrato BSG diluido y codigestor.

Fuente: Propia

Se observa en el gráfico 2.5 que la reacción que produce el metano no comienza instantáneamente sino que tiene una demora de alrededor de 14 días, luego en el gráfico 2.6 se muestra que la velocidad de producción máxima se obtiene a los 22 días y luego comienza a declinar. Según el gráfico 2.7 se puede considerar que hasta los 40 días la velocidad de producción es considerable.

TRH SSAD=40 días

5. Producción de Biogás en reactor SSAD:

Con el TRH hallado y con las ecuaciones 2.3 y 2.4 se procede a calcular el caudal de metano. A continuación se describen los datos utilizados para obtener la producción de biogás:

SSAD		
VARIABLE	VALOR	FÓRMULA O REFERENCIA
Q_{F1} (caudal másico bagazo)	Q _{F1} =1666.67 kg BSG/día ^(2.7)	Tabla 2.1
Q_{CD} (caudal másico co-digestor)	Q _{CD} =333.32 kg CD/día	20% de BSG, Ezeonu 1996.
Q_{A1} (caudal másico agua para dilución)	Q _{A1} =3333.34 kg BWW/día	Relación 1:2
Q_{SSAD} (caudal másico de sustrato que ingresa al SSAD)	Q _{SSAD} =5333.3 kg ST/día	Q _{SSAD} =Q _{F1} +Q _{CD} +Q _{A1}
So_{CD} (sólidos volátiles)	So _{CD} =308 gr VS/kg CD	Tabla 2.2
So_{BSG} (sólidos volátiles)	So _{BSG} =229.9 gr VS/kg BSG	Tabla 1.5
So_{BWW} (sólidos volátiles)	So _{BWW} =0.151 g VS/kg BWW	
So_{SSAD} (sólidos volátiles)	So _{SSAD} =91.18 g VS/kg ST	$So_{SSAD} = \frac{Q_{F1} \cdot So_{BSG} + Q_{CD} \cdot So_{CD} + Q_{A1} \cdot So_{BWW}}{Q_{F1} + Q_{CD} + Q_{A1}}$
TRH_{SSAD} (Tiempo de residencia)	TRH _{SSAD} =40 días	Gráfico 2.7
B(40) (Producción de metano en el día 40)	B(40) =0.026 lt CH ₄ /g VS.días	Gráfico 2.7
B40 (Producción de metano en 40 días)	B40=1.04 lt CH ₄ /g VS de ST	B40=B(40).TRH
QB_{1SSAD} (caudal másico de biogás)	QB _{1SSAD} =766.9 kg biogás/día	$QB_{1SSAD} = \frac{\rho_{BIOGAS} \cdot B40 \cdot So_{SSAD} \cdot Q_{SSAD}}{\frac{65.9}{100} \cdot \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}}$
T_{SSAD} (Temperatura del reactor SS-AD)	T _{SS-AD} =32°C	Ezeonu, 1996.

Tabla 2. 7- Valores obtenidos para el reactor SSAD.

Fuente: Propia

$$QB_{1SSAD} = 766.9 \text{ kg biogás/día}$$

6. Composición del Biogás

En el modelo cinético del bagazo se realiza un análisis gasométrico que indica que el biogás está compuesto por un 66% de metano, y luego el modelo aclara que los otros componentes son CO₂ y trazas pero no especifica ni cantidades ni a que compuestos denominan trazas. Se decide tomar como composición final la misma que se obtiene de la digestión anaeróbica de las aguas residuales (BWW) de la cervecería (Enitam, 2015) ya que el porcentaje de metano en ambos casos es prácticamente idéntico.

7. Similitudes y Diferencias

Las similitudes que tiene este modelo con este trabajo:

- El sustrato es el mismo
- Ambos incluyen co-digestor en proporciones idénticas
- Ambos plantean dilución del bagazo

Las diferencias que tiene este trabajo respecto al modelo:

- El sistema tiene reciclo con otro Reactor (USAB)
- Se planea incorporar otro co-digestor más conveniente
- Se realiza pretratamiento termoquímico al bagazo y al co-digestor
- La dilución en el modelo se realiza con agua de red y en el trabajo con BWW
- La dilución en el modelo se realiza en una proporción mayor que la sugerida por bibliografía, en este trabajo se elige la cantidad adecuada según lo detallado en el capítulo 1.

Las diferencias se aplican para obtener una mayor producción de biogás que la calculada por el modelo.

2.3.3. Producción de Biogás del sistema

1. Producción TOTAL

La producción total de biogás es:

$$QB1 = QB1_{USAB} + QB1_{SSAD}$$
$$QB1 \text{ (caudal másico)} = 3291.84 \text{ kg biogás/día}$$
$$FB1 \text{ (volumétrico)} = 98656.6 \text{ m}^3 \text{ biogás/mes}$$

Se consultó al Ingeniero Manuel Núñez empleado de la Cervecería Antares cual es el caudal volumétrico de gas utilizado por la planta en relación al volumen de producción. Él informó que utilizan 0.05 m³ de gas natural por litro de cerveza producido.

Teniendo en cuenta que la planta produce como máximo 250000 litros de cerveza mensuales, la planta utilizará 12500 m³ de gas natural por mes.

La planta de tratamiento de bagazo que se diseña en esta tesis produciría 98656.6 m³ de biogás mensuales, dicho valor está comprendido por un 65.9% de metano, lo que equivaldría a 65014.71 m³ de CH₄, volumen que supera el necesario para la elaboración de cerveza. En los próximos capítulos se evaluará también el gasto energético que la propia planta de biogás va a generar y también esa cantidad debería estar abarcada por la producción de la planta.

2. Producción de cada digestor: Comparaciones

Se observa que la producción de biogás es menor en el SSAD que el USAB, siendo que en el primero se metaboliza el BSG, el cual tiene un COD superior al de las BWW, esto se explica por los siguientes motivos:

- El volumen que ingresa al reactor USAB (53056 lt/día) es mucho mayor que el que ingresa al SSAD (5333 kg/día).

- Del volumen que ingresa al SSAD sólo 1666.66 kg/día corresponden al bagazo, en su mayor parte este volumen también es agua residual que se agrega para la dilución.
- Al USAB ingresa levadura residual, la cual aumenta su COD.
- Se estima que el rendimiento del reactor SSAD es muy inferior al del reactor USAB ya que el SSAD es un reactor de primera generación en el cual el contacto entre las bacterias y los sustratos es mínima.
- Se estima que el rendimiento del SSAD es bajo respecto al de las aguas residuales debido a que el bagazo es un sustrato de difícil acceso por las bacterias por sus altos contenidos de celulosa, lignina y hemicelulosa.
- Puede que alguno de los modelos cinéticos o ambos no sea demasiado exacto.

La Tasa de Producción de biogás es:

$$Tasa = \frac{\left(\frac{QB1}{\rho_{biogás} \cdot 1000} \right)}{QST}$$

Ecuación 2. 5

Tasa de Producción_{SSAD}=0.144 m³ biogás/ kg ST.

Tasa de Producción_{USAB}=0.0475 m³ biogás/ kg ST.

Se puede observar al comparar las tasas que si bien el volumen de biogás obtenido en el reactor USAB es mayor al obtenido por el SSAD, la tasa de producción es notablemente menor.

Por otro lado se considera que el caudal de biogás real obtenido por la planta a diseñar será mayor al teórico calculado con los modelos en este capítulo debido a que se realizaron mejoras sobre las condiciones de los modelos. Algunas son:

- se pretende realizar un pretratamiento termoquímico a los sustratos y así permitir un mejor acceso a las bacterias.
- la digestión se pretende realizar en dos etapas (se desarrollará en los siguientes capítulos)
- se recirculará biomasa (se desarrollará en los siguientes capítulos)

Se plantea como premisa de diseño realizar una planta sustentable en donde todos los residuos, o al menos la mayor parte, sean aprovechados para producir energía. Siguiendo con esta tendencia se pretende también valorizar al propio residuo descartado del proceso de digestión anaeróbica llamado digestato, en los próximos capítulos se analizarán sus características agronómicas (contenido en nitrógeno, fósforo, potasio y otros micronutrientes) y como acondicionarlo para que sirva como enmienda nutritiva del suelo.

2.4. BIBLIOGRAFIA

- Abimbola Motunrayo Enitan, Josiah Adeyemo, Feroz Mahomed Swalaha, Faizal Bux. (2015). *Anaerobic Digestion Model to Enhance Treatment of Brewery Wastewater for Biogas Production Using UASB Reactor.*
- A.Picado, R.Mendieta, L. Porrás y J. Martínez, (2002). *Diseño de un sistema para la recuperación de cerveza residual y secado de levadura sobrante.*
- Bocher B., Agler M. Garcia M (2008). *Anaerobic Digestion of secondary residuals from anaerobic bioreactor at a brewery to enhance bioenergy generation.*
- X. Flotats, E. Campos, J. Palatsi y A. Bonmatí (2001). *Digestión anaerobia de purines de cerdo y co-digestión con residuos de la industria alimentaria.*
- K. Neira and D. Jeison (2010). *Anaerobic co-digestion of surplus yeast and wastewater to increase energy recovery in breweries*

- Luis Felipe del Castillo (1997). *El fenómeno mágico de la ósmosis*.
- Jordi Gil Martinez (2017). *Propuesta de recuperación del biogás de la edar de la fábrica de Heineken de Valencia*.
- Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe (2010). *Guía sobre Biogás*.
- Bochmann, Drosch y Fusch (2015). *Anaerobic Digestion of thermal Pretreated Brewers' spent Grains*.
- F. C. Ezeonu" & A. N. C. Okakay (1994). *Process Kinetics and Digestion Efficiency of Anaerobic Batch Fermentation of Brewer's Spent Grains (BSG)*.
- Enitan, Adeyemo, Swalaha, Bux. (2015). *Anaerobic Digestion Model to Enhance Treatment of Brewery Wastewater for Biogas Production Using UASB Reactor*.
- Manual de Biogás. MINENERGIA / PNUD / FAO / GEF (2011).
- Nadia de la Torre, Caritas Ulpiano Ruiz y Rivas Hernando, (2008). *Digestión Anaerobia en Comunidades Rurales*.
- Oliveira J., Alves M., Costa J. (2017). *Biochemical methane potential of brewery by products*.
- Panjicko, Zupancic, Fanel, Logar, Tisma, Zelic (2017). *Biogás production from brewery spent grains as a monosubstrate in a two-stage process composed of solid-state anaerobic digestion and granular biomass reactors*.
- Parera i Pous, J. Mallo, Nabot, C. Domingo Olivé, F. Canut Torrijos, N (2010). *Rapid determination of nutrients from dairy cattle liquid manure in situ based on reading electrical conductivity for proper fertilization*.
- Ramirez, Carol, Vivas (2005). *Diseño e implementación de una unidad piloto de tratamiento biológico*.
- Scully, Collins, O'Flaherty, 2007. *Granular biofilm-based anaerobic digestion*.
- Sosa-Hernández, Parameswaran, Alemán-Nava, Torres, Parra-Daldívar (2016). *Evaluating biochemical methane production from brewer's spent yeast*
- Yeniguun, Demirel, 2013. *Ammonia inhibition in anaerobic digestion*.
- Zupancic, Skrjanec, Logar (). *Anaerobic co-digestion of excess brewery yeast in a granular biomass reactor to enhance the production of biomethane*.

3. ANÁLISIS DE EQUILIBRIO DE FASES

3.1. PURIFICACIÓN DE BIOGÁS

El biogás es un combustible que se produce a partir de la degradación anaeróbica de residuos orgánicos proveniente de diferentes fuentes. En esta tesis el biogás que se produce a partir de la digestión anaerobia de residuos cerveceros tiene una composición de porcentajes molares de 65.9% de metano (CH_4), 30.7% de dióxido de carbono (CO_2) Y 3.4% de nitrógeno (N_2), tal como fue detallado en el capítulo 2.

Los compuestos diferentes al metano resultan perjudiciales para los equipos que utilizan biogás, causando problemas de corrosión, o simplemente disminuyendo la eficiencia del equipo. Además, dependiendo de la procedencia, algunos de los compuestos presentes en el biogás son nocivos para la salud de las personas. Para una mejor utilización del biogás es por lo tanto conveniente purificarlo separando el metano de los otros compuestos. Las ventajas de utilizar biogás purificado como combustible son varias. Por un lado se solucionan los problemas relacionados con la contaminación de los diferentes tipos de desperdicios biológicos, y se contribuye a disminuir el calentamiento global al reducir el consumo de hidrocarburos y aprovechar el metano eliminado por los desperdicios.

El objetivo de este capítulo es analizar los equilibrios líquido vapor de los compuestos que se deben separar del metano para la purificación del biogás. Para el análisis se utilizan programas de simulación, los resultados proporcionaran herramientas para elegir el proceso adecuado de purificación.

3.1.1. Componentes críticos del Biogás

Cuando se analizan los métodos actualmente disponibles para purificar el biogás uno de los principales aspectos a tener en cuenta a la hora de elegir el proceso adecuado son los niveles de purificación que se desea alcanzar, que dependerán del uso final que se le dará al mismo.

Componente	Contenidos máximos
CO_2	2% molar ^(3.1)
H_2O	65 mg/m ³
Total de inertes (N_2+CO_2)	4 % molar ^(3.2)
SH_2	3 mg/m ³
Azufre entero	15 mg/m ³
Hidrocarburos condensables	-4°C @ 5.500 kPa Abs.
O_2	0.2 % molar
Poder calórico superior	Mín. 8850 kcal/m ³ . Máx. 10.200 kcal/m ³
Temperatura	50°C
Otras consideraciones	Libre de arenas, polvos, gomas; aceites, glicoles y otras impurezas indeseables.

Notas: Condiciones de referencia: 15°C y 101.325 kPa abs.
(3.1) Este valor límite podrá ser superado con acuerdo del Transportista, no pudiendo ser en ningún caso superior a 2.5% molar.
(3.2) Este valor límite podrá ser superado con acuerdo del Transportista no pudiendo ser en ningún caso superior a 4.5% molar.

Tabla 3. 1- Especificaciones de calidad del gas natural en Argentina.
Fuente: ENARGAS (2008).

En la Tabla 3.1 se detallan los niveles de calidad de gas natural requeridos según el Ente Nacional Regulador del Gas de Argentina.

Para lograr inyectar en la red de gas al biogás obtenido de los residuos cerveceros, debemos realizar una purificación del mismo. Los componentes a reducir son el CO_2 y N_2 . En este capítulo se centrará la atención en el análisis de la separación del CH_4 respecto al CO_2 que es el contaminante de mayor proporción. Posteriormente en el capítulo 6 se analizará la reducción del N_2 , el cual no puede ser separado mediante absorción, y por lo tanto se empleará un Tanque Flash con el objetivo de eliminarlo.

3.1.2. Eliminación de CO_2

El CO_2 es el principal componente que es necesario remover del biogás ya que se encuentra en mayores proporciones, por lo que su remoción incrementa el poder calorífico del biogás convirtiéndolo en un equivalente al gas natural. Sin embargo, es importante tener en cuenta, cuando se aplican las distintas tecnologías de valoración, que las pérdidas de metano deben ser minimizadas no solo para aprovechar sus propiedades combustibles, sino para evitar que contribuya al calentamiento global. Por lo tanto, si se desea valorizar el biogás para su aprovechamiento como combustible, es necesario centrarse en la remoción del CO_2 como principal componente.

Actualmente existe una gran variedad de procesos que están siendo utilizados para la eliminación de CO_2 presente en el gas natural. Los mecanismos implicados en lograr la separación selectiva pueden incluir la absorción física o química, la adsorción sobre una superficie sólida, la separación por membrana, la separación criogénica o biológica y la conversión química. A continuación se presenta una breve descripción de estas tecnologías que se utilizan también en la remoción de las impurezas presentes en el biogás.

1. Adsorción en una superficie sólida

Los procesos de adsorción involucran la transferencia de soluto en la corriente de gas a una superficie de un material sólido, que se concentra principalmente como resultado de las fuerzas físicas de Van der Waals. Los adsorbentes comerciales son generalmente sólidos granulares con grandes áreas superficiales por unidad de volumen. A partir de una buena elección del adsorbente, el proceso puede remover CO_2 y N_2 desde el biogás. La adsorción normalmente se lleva a cabo a alta temperatura y presión. Tiene una buena capacidad para remover la humedad, tiene un diseño simple y es fácil de operar. Pero es un proceso costoso, con altas caídas de presión y altos requerimientos de calor.

2. Separación por membrana

El principio de esta técnica es que algunos componentes del biogás pueden ser transportados a través de una membrana delgada (menor a 1 mm) mientras que otros son retenidos. El transporte de cada componente se debe a la diferencia de presión parcial sobre la membrana y depende ampliamente de la permeabilidad del componente en el material de la membrana. Para alta purificación de metano, la permeabilidad debe ser alta. Una sola unidad no puede proporcionar una completa separación de metano y dióxido de carbono y típicamente la baja presión del gas de salida (dióxido de carbono enriquecido) puede contener 12% v/v de metano. El producto de gas contiene alrededor de 88% v/v de metano. Sin embargo, los procesos de separación multietapas puede lograr 98% v/v aunque la presión necesaria para esta operación puede ser tan alta como 4 MPa. La membrana sólida construida a partir de polímeros de celulosa-

acetato tiene una permeabilidad para el CO₂ y el N₂ de 20 y 60 veces, respectivamente, superiores al CH₄.

3. Separación criogénica

La temperatura de ebullición a presión atmosférica del CH₄ es de -160 °C, la del CO₂ es de -78 °C y la del N₂ es -195.8°C. Esto significa que se puede separar el CO₂ y el N₂ del metano en forma de líquido, enfriando la mezcla gaseosa a alta presión. En la separación criogénica, el biogás crudo es comprimido a aproximadamente 80 bar. La compresión se realiza en múltiples etapas. El biogás es enfriado en intercambiadores en varias etapas, en función de la composición de partida y el condensado es recuperado en un separador. El condensado es además procesado para recuperar el metano disuelto. A partir de este proceso se obtiene metano con alta pureza. Entre las desventajas de esta tecnología están el consumo elevado de energía para la refrigeración, la necesidad de eliminar impurezas que puedan congelarse y bloquear el equipo, así como los elevados costes energéticos asociados al proceso.

5. Absorción física

Los métodos de absorción fisicoquímicos se utilizan normalmente en la purificación de biogás ya que son métodos poco complejos, requieren poca infraestructura y su relación costo/beneficio es buena.

La absorción con agua se utiliza porque el dióxido de carbono tiene mayor solubilidad en el agua que el metano, dando una mayor absorción. Suele realizarse a presiones altas ya que la solubilidad del dióxido de carbono es muy baja y proporcional a la presión a la que ocurre la separación. En el proceso a contracorriente el biogás es presurizado y alimentado por el fondo de la columna en contracorriente con el agua. El biogás sale con una alta pureza en metano. La ventaja de este método es que el solvente utilizado es el agua y es amigable al ambiente. La principal complicación del proceso y que genera costos extras es la presurización.

En los procesos de absorción física se utilizan compuestos no reactivos que absorban físicamente los compuestos indeseados del biogás. El absorbente es luego regenerado con calor o con despresurización. El solvente más utilizado en estos procesos es el agua y en segundo lugar el Dimetil eter de polietilenglycol (DEPG). El DEPG puede remover no solo CO₂ sino que también remueve H₂S y la humedad del gas.

6. Absorción química

La absorción con reacción química con aminas es la separación que se alcanza a través de una reacción ácido-base reversible entre el dióxido de carbono y el agente utilizado, siendo posible la reutilización de este último. Las desventajas asociadas a este proceso y que aumentan sus costos de operación son: el alto consumo de energía, la corrosión del equipo y la degradación del solvente en presencia de oxígeno. Además, la desorción ocurre a altas temperaturas por lo que una parte del solvente se pierde por evaporación. Los agentes más utilizados son alcanolaminas como monoetanolamina (MEA) y dietanolamina (DEA).

El proceso empleado es semejante al de absorción-desorción con agua. No son requeridas altas presiones para la absorción. Además, como las torres trabajan a diferentes temperaturas, es necesario que el solvente pase por un intercambiador de calor antes de alcanzar la torre de desorción (R. Maldonado, B. Acosta, J. Osorio, D. Soto y S. Zeppieri, 2013, Selección y diseño de un esquema de separación CH₄-CO₂ de una corriente de biogás).

La reacción global es exotérmica, por lo que es deseable mantener la temperatura tan baja como sea posible para el proceso de absorción. Para regenerar la amina por desorción del CO₂ son necesarias altas temperaturas. Hay que considerar que se producen otras reacciones secundarias

que afectan al proceso, estas son las reacciones del CO₂ con la amina para formar compuestos no regenerables.

Tipos de aminas:

Es muy importante poder determinar la solución adecuada de aminas para el proceso de purificación de biogás, la cual variará en función de las condiciones de presión y temperatura y también de los niveles de purificación que se pretenda alcanzar.

- *MEA (Monoetanolamina)*

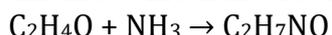
Pertenece a la familia de las alcanoaminas, también llamada 2-aminoetanol o etanolamina, es un compuesto químico orgánico que es tanto una amina primaria, (debido a un grupo amino en su molécula) como un alcohol primario (debido a un grupo hidroxilo) (De la Garza Virginia, Simulación de monoetanolamina).

Las soluciones de MEA son apreciablemente más corrosivas que las soluciones con otras aminas, especialmente si la concentración de aminas excede el 20%. Debido a estos problemas de corrosión, la carga de gas ácido se debe limitar entre 0,3 - 0,35 moles de gas ácido por moles de amina en equipos de acero al carbón. Sin embargo, siguen siendo el solvente preferido en corrientes de gas que contienen bajas concentraciones de H₂S y CO₂. El bajo peso molecular de las MEA (que resulta en una alta capacidad de la solución a moderadas concentraciones), su alta alcalinidad y la relativa facilidad con que se pueden regenerar las soluciones contaminadas, son ventajas que en muchos casos contrarrestan las desventajas.

Dado el calor de reacción de la MEA de aproximadamente 825 BTU/lb CO₂, un gas de alimentación que contenga altas concentraciones de CO₂ causará un alto consumo energético en el rehervidor o una regeneración pobre de la solución de amina. Es importante resaltar que el calor de reacción de las aminas es función de la carga de gas ácido y de otras condiciones y generalmente varía solo entre 50 y 60 BTU/lb en cargas de hasta 0,5 mol de gas ácido/mol de amina. Por encima de este valor de carga el calor de reacción varía considerablemente y debe ser calculado como una función de la carga.

Finalmente, la alta presión de vapor de la MEA causa pérdidas significativas por vaporización, particularmente en operaciones a baja presión.

Se obtiene del óxido de etileno y amoníaco mediante la siguiente reacción:



La solución de monoetilamina debe ser regenerada mediante calentamiento y a bajas presiones para eliminar el CO₂. La temperatura de regeneración debe ser aproximadamente 80 °C.

La energía requerida para invertir la reacción de la MEA con el CO₂ es muy pequeña (15-20%) de tal forma que comparado con la cantidad de calor que se requiere para el aumento de la temperatura de la solución en el regenerado con el de reacción se observa que esta última energía no es considerada representativa. Por lo que para los cálculos de regeneración se considera únicamente el calor requerido para elevar la temperatura de la solución (Pardos José, Carbon Dioxide).

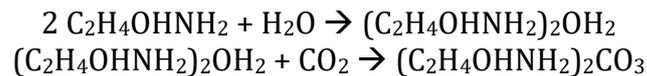
Posterior a la etapa de absorción se realiza el proceso de regeneración del solvente la cual consiste en la reacción de la desorción del carbonato de etilamina cuya reacción se presenta a continuación:



- *DEA (Dietanolamina)*

La Dietanolamina es un compuesto químico orgánico que se utiliza en disolventes, emulsionantes y aplicaciones detergentes. Es tanto una amina secundaria como un dialcohol. Al igual que otras aminas, la DEA actúa como una base débil. Su fórmula es: C₄H₁₁NO₂.

Las soluciones acuosas de DEA se utilizaron por muchos años en el tratamiento de gases de refinería que normalmente contiene cantidades apreciables de COS y CS₂, además de H₂S y CO₂. Las aminas secundarias son menos reactivas que las aminas primarias y los productos de reacción son menos corrosivos que en el caso de la MEA. Las soluciones de DEA son normalmente utilizadas en concentraciones entre 25 - 35 % en peso y la carga total de gas ácido está también limitada entre 0,3 - 0,35 moles de gas ácido por moles de amina en equipos de acero al carbón. El calor de reacción para las DEA con CO₂ es de 653 BTU/lb, que es aproximadamente 20% menos que para la MEA. Una desventaja de las soluciones de dietanolaminas es que para recuperar la solución contaminada puede requerir una destilación al vacío. Otra desventaja es que las DEA se someten a numerosas reacciones irreversibles con el CO₂, formando productos de degradación corrosivos, y por esta razón, las DEA no son una buena opción para el tratamiento de gases que contienen altas concentraciones de CO₂.



3.2. EQUILIBRIO GAS- LÍQUIDO: en el proceso de purificación de Biogás.

En este punto se presenta la discusión del equilibrio gas-líquido (solubilidad de gases) necesario para el desarrollo del análisis y diseño de los distintos sistemas de absorción-desorción para la purificación de biogás

3.2.1. Modelo Termodinámico

Cualquier simulación de un proceso requiere disponer del valor de las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de las mezclas de compuestos que circulan, entre los distintos equipos de la planta, en todas las condiciones de composición, presión y temperatura que puedan llegarse a verificar en la operación de la misma.

Para comenzar con el análisis, se debe considerar el comportamiento de los compuestos y sus mezclas, en particular el equilibrio líquido vapor (ELV), desde un punto de vista molecular.

3.2.2. Tipos de compuestos

En la Tabla 3.2 se realizó una caracterización de los elementos presentes en porcentaje significativo en el biogás de este estudio, para luego realizar la selección del modelo termodinámico.

Componentes	Características
Metano (CH ₄)	Compuesto apolar orgánico. Temperatura de fusión: -183°C Temperatura de ebullición:-162°C
Dióxido de carbono (CO ₂)	Compuesto apolar orgánico. Temperatura de fusión: -78°C Temperatura de ebullición:-57°C
Nitrógeno (N ₂)	Compuesto apolar Temperatura de fusión: -195.8°C Temperatura de ebullición:-210°C

Tabla 3. 2 – Componentes del biogás producido por Residuos Cerveceros.

Fuente: Wikipedia (<https://es.m.wikipedia.org>)

3.2.3. Selección y verificación del modelo

Los Modelos Termodinámicos son desarrollos matemáticos que permiten evaluar el comportamiento termodinámico de una sustancia pura o de una mezcla bajo condiciones dadas (P, T, polaridad, etc.).

La adecuada selección de las técnicas de predicción de los modelos será crucial para un cálculo preciso de los equipos y corrientes de la planta simulada. Solo se puede abordar el planteo en forma general, tratando de establecer criterios de selección y análisis, con un rango de validez medianamente amplio.

1. Sistema con agua como solvente.

Carlson ha propuesto una guía para la selección de los paquetes de propiedades según el tipo de compuestos y las condiciones operativas.

Aplicando los criterios de Carlson y teniendo en cuenta las características químicas de los componentes, se escogen las ecuaciones de estado de Peng-Robinson (PR), Redlich-Kwong (SRK) y la de Lee-Kesler-Plöcker (LKP).

2. Comparación varios de modelos con datos empíricos

Se pudieron encontrar algunos coeficientes de actividad, los cuales fueron obtenidos experimentalmente para CO₂/N₂ y para CO₂/CH₄ por Hailong Li en el año 2008, dichos coeficientes son comparados con los calculados por cada modelo con el programa UniSim ThermoWorkbench en la tabla 3.3 :

Pares de compuestos	Coeficientes Binarios de UNISIM			Coeficientes Binarios EXPERIMENTALES
	PR	LKP	SRK	Hailong Li, 2008
CO ₂ /CH ₄	0.1000	0.9778	0.0956	0.103
CO ₂ /N ₂	-0.0200	0.9326	0.0956	-0.011
CH ₄ /N ₂	0.0360	1.025	0.0312	

Tabla 3. 3- Comparación de coeficientes Binarios Experimentales y obtenidos con los modelos PR, LKP y RK.
Fuente: Propia.

Comparando los coeficientes binarios de los compuestos se puede concluir que el modelo más representativo del equilibrio es del de PR.

2. Sistema con aminas como solvente

En el caso de la absorción con aminas el UniSim Design R390 dispone del modelo “Amine Pkg” para realizar los cálculos térmicos.

3. Rango de aplicabilidad del paquete termodinámico

La tabla muestra las limitaciones de la solubilidad de equilibrio que deberían ser consideradas para utilizar el paquete Amine-Pkg.

Amina	Concentración (% en Peso)	Temperatura (°C)	Presión parcial del gas ácido (psia)
MEA	0-30	25-126.6	0.00001-300
DEA	0-50	25-126.6	0.00001-300

Tabla 3. 4- Rango de aplicabilidad del paquete de aminas.

Fuente: Aspen Hysys, Amine Property Package. OperatingConditions. Aspen Technology. Burlington US.

4. Validación del paquete

Se comparan datos experimentales de α_{CO_2} y presión parcial del CO_2 con los datos teóricos obtenidos en el simulador con el paquete de aminas. Siendo:

$$\alpha_{CO_2} = \frac{\text{moles de } CO_2}{\text{moles de amina}}$$

Los datos experimentales se obtienen de la investigación de Sholeh Mamun, Roger Nilsen y Hallvard F. Svendsen, 2005; titulado: Solubility of Carbon Dioxide in 30 mass % Monoethanolamine and 50 mass % Methyldiethanolamine Solutions. En dicho estudio se analiza la solubilidad del CO_2 en una solución de MEA al 30% en peso a 120°C.

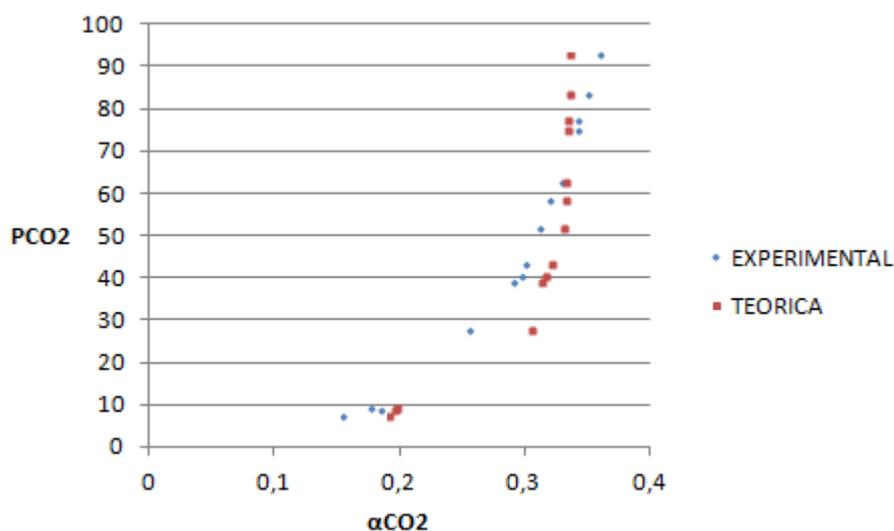


Gráfico 3. 1- PCO₂ (kPa) versus α_{CO_2} (mol CO₂/mol MEA) teórica y experimental.

Fuente: Propia.

Se observa en el gráfico 3.3 que ambas curvas tienen la misma tendencia por lo cual se considera válido el paquete de aminas para las sustancias con las que se va a trabajar en esta tesis.

3.2.4. Análisis de equilibrios líquido vapor (ELV) de la mezcla gaseosa

Para encontrar las curvas de equilibrio se plantea en el Unisim el siguiente esquema:

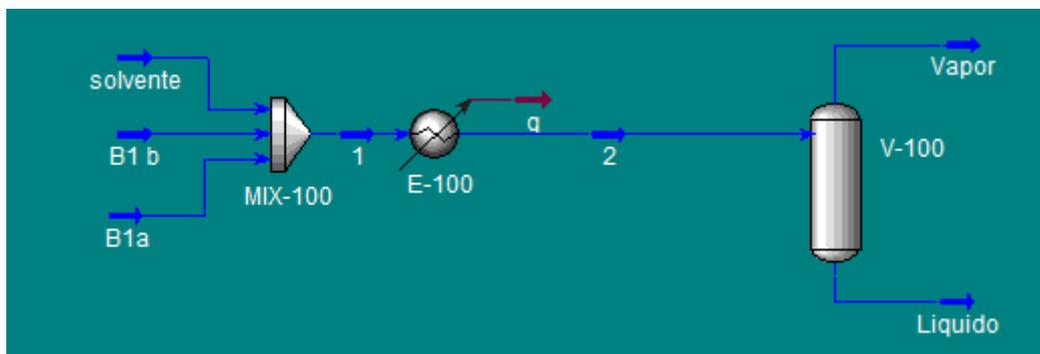


Figura 3. 1 – Destilador Flash utilizado para hallar el equilibrio L-V

Fuente: Propia.

B1b es la corriente de biogás obtenida en el reactor USAB y B1a es la corriente de biogás obtenida en el reactor SS-AD. Las corrientes B1a y B1b se mezclan junto a la corriente del solvente (amina MEA, DEA o agua según corresponda) obteniéndose la solución 1, la cual se acondiciona hasta lograr la temperatura y presión elegidas para la simulación obteniendo la solución 2. Finalmente la solución 2 ingresa a un separador FLASH en el cual se dividirá en 2 corrientes: una de vapor y otra de líquido.

- *Elección del mejor solvente*

A continuación se comparan tres solventes: agua, MEA y DEA para elegir el solvente adecuado para efectuar la separación.

Para lograr una absorción óptima con agua se debe trabajar con un caudal grande. Las ventajas de elegir como solvente al agua es que es más económico pero tiene desventajas que aumentan, en contrapartida, su costo operativo. Manipular caudales tan elevados de agua se traduce en un alto consumo de energía (bombeo y calefacción de ese caudal para la desorción y regeneración del solvente), otras desventajas son que se produce una alta corrosión del equipo, además se requiere un mayor tamaño de absorbedor. Además la desorción ocurre a altas temperaturas por lo que parte del solvente se pierde por evaporación.

Por otro lado el uso de aminas como absorbente permite lograr una buena separación utilizando menor caudal que con el agua. En el caso de la amina DEA tiene algunas desventajas, como por ejemplo que para recuperar la solución contaminada DEA se puede requerir una destilación al vacío, lo cual implicaría un alto costo. Además las DEA se someten a numerosas reacciones irreversibles con el CO_2 , formando productos de degradación corrosivos, y por esta razón, las DEA no son una buena opción para el tratamiento de gases que contienen altas concentraciones de CO_2 .

Si bien el costo de la amina es mayor en relación al agua, la misma puede ser regenerada luego de su saturación.

Respecto al análisis de los equilibrios líquido vapor se realiza un gráfico comparativo de las curvas de equilibrio para cada uno de los tres solventes, considerando a las aminas con una concentración de un 10% en peso y que las condiciones de operación simuladas son 25°C y 101.3 kPa. Las fracciones x_{CO_2} e y_{CO_2} se obtienen del simulador UniSim utilizando el paquete termodinámico Peng- Robinson.

25°C y 101,3 kPa

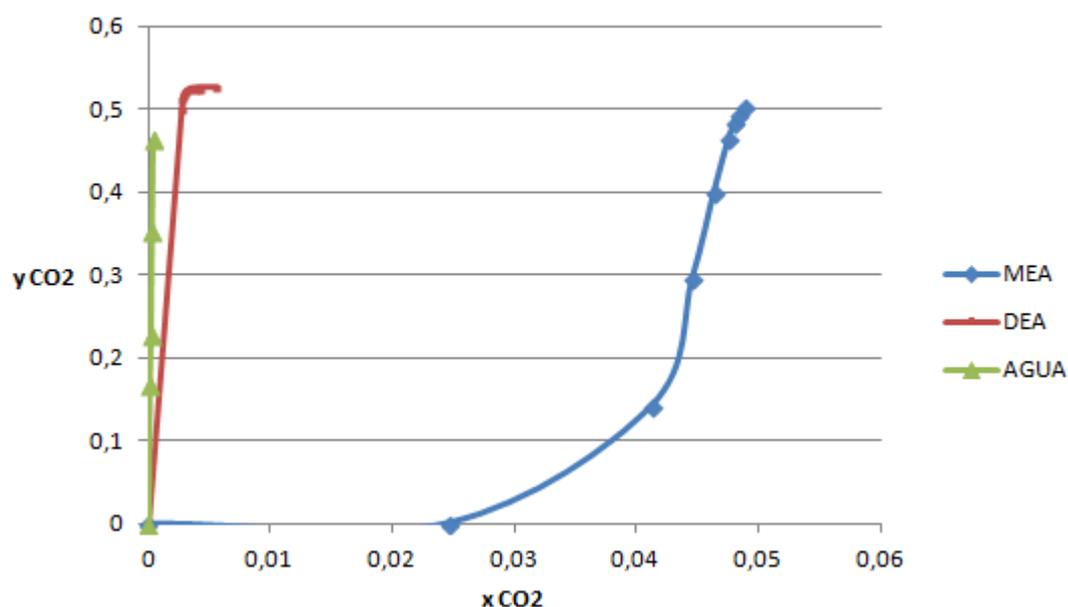


Gráfico 3.2 - ELV de fracciones másicas de CO₂ en distintos solventes.

Fuente: Propia.

Las curvas representan el equilibrio del CO₂ de las fases líquido y vapor. Todo punto por encima de curva de equilibrio, representa un sistema en el que se realiza la transferencia del CO₂ desde la fase gaseosa a la fase líquida. Se puede concluir que la absorción más eficiente se obtiene en la amina MEA ya que, como se puede observar en el gráfico 3.4, su curva de equilibrio está más inclinada al eje de abscisas, lo que significa que hay más puntos por arriba de la curva y, en consecuencia, la fase líquida absorbe más cantidad de CO₂.

Por todo los motivos previamente detallados se concluye que la mejor opción es utilizar la amina MEA.

3.2.5. Efectos de la presión, concentración y de la temperatura.

Se analizan los datos sobre la separación del CO₂ con la amina MEA:

- *Temperatura:* La influencia de la temperatura sobre la solubilidad viene dada por la ley de Vant' Hoff del equilibrio móvil según la cual, "al elevarse la temperatura del sistema en el equilibrio se verifica que el proceso va acompañado de absorción de calor". Como al disolverse un gas en un líquido suele haber desprendimiento de calor, la solubilidad del gas en el líquido disminuye al elevarse la temperatura tal como se puede observar en el gráfico 3.5.

MEA : Presión constante

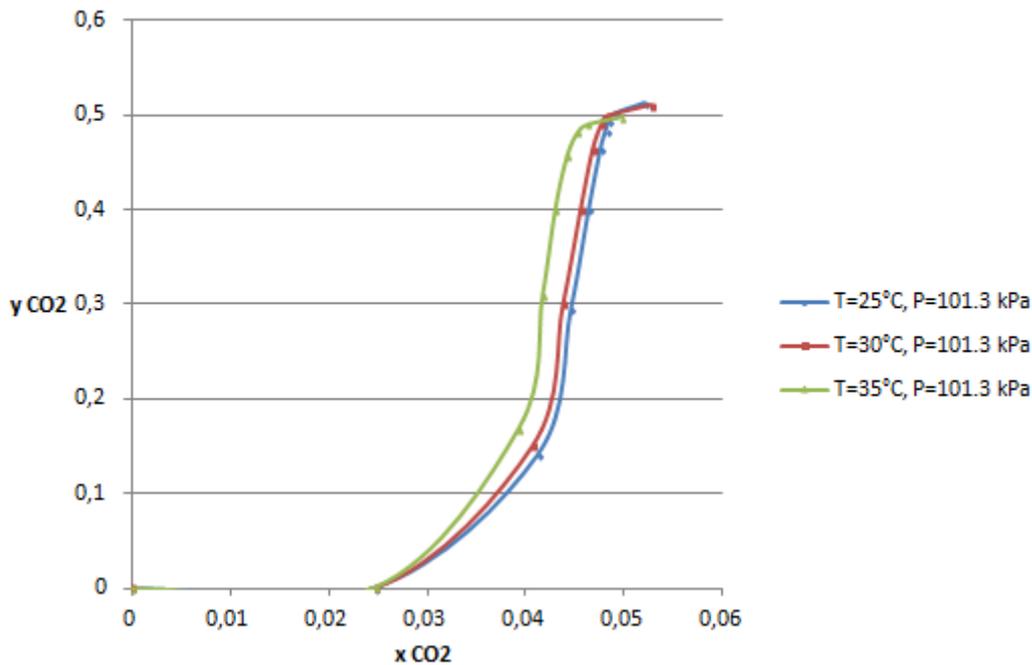


Gráfico 3. 3- ELV de fracciones másicas de CO₂ en MEA a 101.3kPa y distintas temperaturas.
Fuente: propia.

Se puede observar que la absorción es favorecida a menor temperatura, a menor temperatura la curva de equilibrio se inclina acercándose al eje de las abscisas lo que equivale a una mayor absorción de CO₂ de la fase líquida.

Por ese motivo para seleccionar la temperatura óptima de operación del absorbedor se escogerá la menor temperatura posible teniendo en cuenta las limitaciones del paquete elegido y la temperatura del biogás a la salida de los biodigestores. La temperatura más baja que permite el paquete Amine-Pkg es 25°C (Tabla 3.4), se escoge como temperatura de entrada para el biogás 25°C y además que la amina ingrese a la torre también a 25°C, ya que la temperatura de la torre dependerá más fuertemente del solvente que del gas.

- **Presión:** Al incrementarse la presión, la solubilidad del gas también incrementa, pues la presión parcial del gas aumenta, lo que promueve a que pueda pasar más gas al líquido tal como se evidencia en el siguiente gráfico:

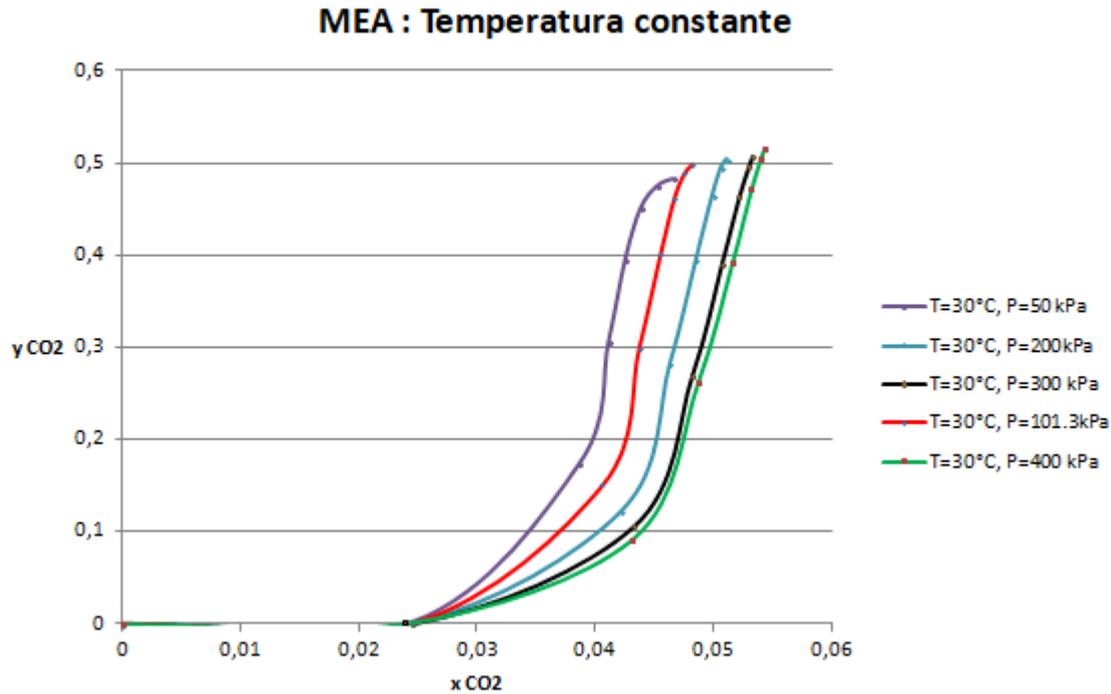


Gráfico 3. 4- ELV de fracciones másicas de CO₂ en MEA a 30°C y distintas presiones.

Fuente: propia.

Mayor presión da como resultado una curva de equilibrio con mayor inclinación hacia el eje de las abscisas, lo que significa que la absorción de CO₂ por la fase líquida es más eficiente.

Se escogerá como presión de trabajo 300 kPa ya que es la presión que ofrece la relación adecuada costo/beneficio. A una presión superior a 300 kPa se obtiene mayor absorción, pero es ínfima la superioridad obtenida en comparación con la lograda trabajando a 300 kPa. Trabajar a más presión equivale a un mayor gasto operativo.

- **Concentración:** La concentración sugerida por el paquete de aminas seleccionado es entre 0-30% en peso. En el gráfico 3.7 se puede observar la curva de equilibrio a distintas concentraciones de amina MEA dentro del rango mencionado anteriormente, se escoge como concentración óptima 30% másico ya que es representada por la curva de equilibrio más inclinada al eje de x_{CO_2} , lo que equivale a decir que se obtiene una mejor absorción de parte de la fase líquida.

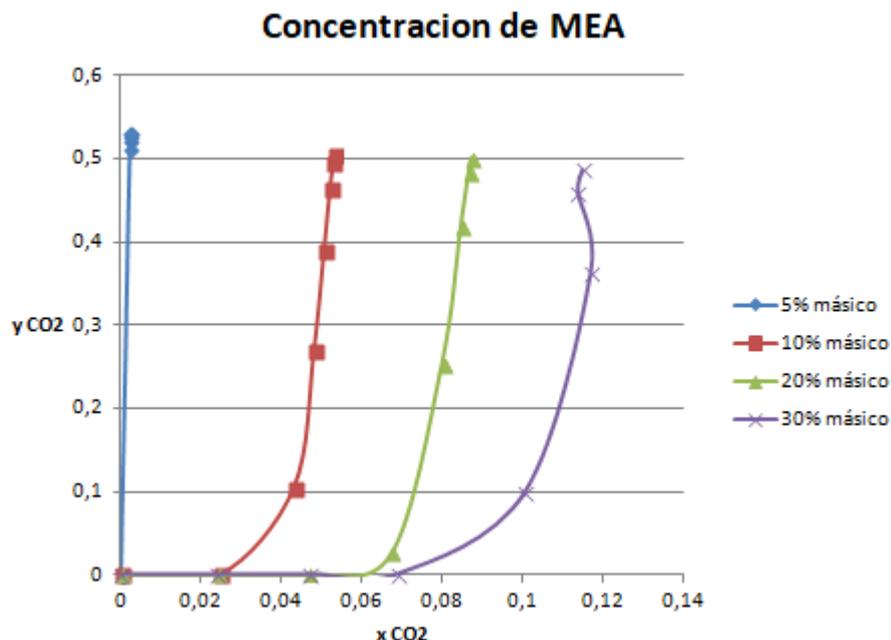


Gráfico 3.5- ELV con distintas concentraciones de amina MEA a 30°C y 300kPa.
Fuente: propia.

3.3. BIBLIOGRAFIA

- Elvis, J. (2010). *Equilibrio entre fases para la aplicación de solventes verdes en tecnologías de alimentos*. Guía UniSim Thermo Reference. Unisim Design.
- Maldonado, R. et al. (2000). *Selección y diseño de un esquema de separación CH₄-CO₂ de una corriente de biogás*.
- Morero, B & Campanella, E. A. (2014). *Comparación Técnico ambiental de diferentes procesos de purificación de Biogás*.
- Morero, B & Campanella, E. A. (2013). *Equilibrio gas-líquido en el proceso de purificación de biogás*. Congreso; XVIII Congreso Argentino de Físicoquímica, Rosario, Santa Fe.
- Morero, B. et al. (2011). *Comparación de diferentes soluciones de aminas para la purificación de biogás*.
- Paredes, R. & Baca López, M. (2005) *Generación de energía con biogás de residuos agrícolas en plantas agroindustriales*. Perú.
- Rodríguez Tumasello, E. (2016). *Simulación en HYSYS y predimensionamiento de los equipos mayores en una planta endulzadora de gas*. Universidad Simon Bolívar, Sartenejas, Venezuela.
- Salazar Cuaila, J. L. & Huertas Cardozo, J. (2012). *Evaluación de la eliminación de CO₂ y H₂S por endulzamiento de biogás usando soluciones acuosas de alcanolaminas*. Simposio Peruano de Energía Solar y del Ambiente (XIX-SPES), Puno, Perú.
- Sánchez, E. (2013). *Proceso para reducir el CO₂ del biogás*.
- Seader, H. (1988). *Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química*. Ed.Reverté SA
- Sheppard, C. M. *Chemical Engineering Department*. Universidad de Tulsa. EEUU.
- Suppes. *Selecting Thermodynamic Models for Process Simulation of Organic VLE and LLE System*.
- Disponible en: <http://students.aiche.org/pdfs/thermodynamics.pdf>
- <https://www.gasnor.com/pagina/18/gas-natural>
- M. Piedad Martínez. *Aprovechamiento energético del biogás y tecnologías de obtención de biometano "upgrading"*

A modo de introducción se describe a continuación el sistema de digestión:

- En R1 ingresa la corriente de Bagazo F1, el cual se diluye con una porción de las Aguas Residuales contenidas en BWW llamada A1 y se le agrega el codigestor (CD) para luego llevarse a cabo un pretratamiento.
- En R2 se deposita la corriente F1H del Bagazo Diluido y Pretratado, además en ese recipiente se realiza el acondicionamiento de su pH, siendo la corriente de salida F2.
- Luego F2 ingresa al reactor SSAD donde se producirá el biogás B1_{SSAD}. Las corrientes de salida del SSAD son: la corriente F3 y el reciclo Rea; Rea alimentará al reactor USAB.
- El reactor USAB es el que realiza la digestión anaeróbica de la porción restante de las Aguas Residuales llamada A2 para producir la corriente de biogás llamada B1_{USAB}. Al USAB ingresa además la corriente Rea proveniente del reactor SSAD. Sus corrientes de salida son: F4 (que será rociada sobre la biomasa del reactor SSAD) y la corriente F5.

4.2. PLANTA COMPLETA

En la Planta Completa se tiene el Sistema de digestores y además una etapa de purificación de biogás, para que el mismo cumpla con los requerimientos establecidos y de esa forma pueda ser apto para ser inyectado en la red de gas.

4.2.1. DIAGRAMA DE BLOQUES DE LA PLANTA COMPLETA

Para simplificar el análisis de las corrientes en esta etapa del informe se divide la planta en cuatro bloques.

Bloque I: pretratamiento

Bloque II: primer etapa de digestión

Bloque III: segunda etapa de digestión

Bloque IV: Purificación.

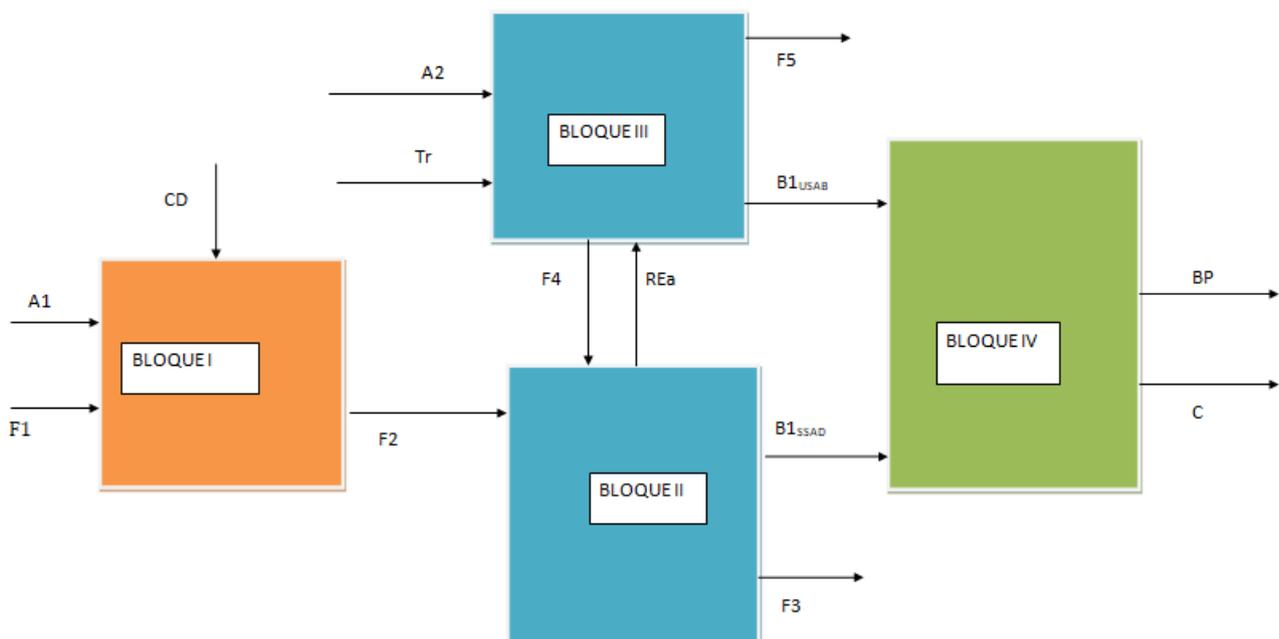


Figura 4. 2 - División del diagrama de flujo de la Planta Completa en bloques.

Fuente: Propia.

4.2.2. Bloque I

El bloque I comprende la etapa de pretratamiento y dilución.

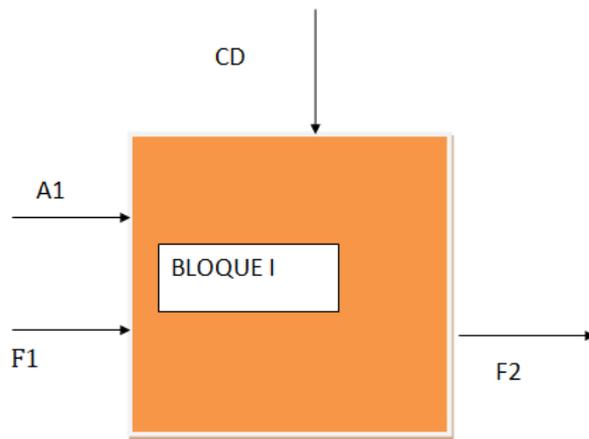


Figura 4. 3 -Bloque I.

Fuente: Propia.

BWW es la cantidad de aguas residuales totales que produce la cervecería, ese caudal se va a dividir en dos: A1 (se usa para diluir la corriente de bagazo que ingresa al reactor SSAD) y A2 (ingresa directamente al reactor USAB).

A continuación se realiza un cuadro que resume los caudales máxicos (Q) de las corrientes entrantes y salientes del bloque y además la concentración de sustrato en cada una de ellas (S).

Para calcular la concentración de F₂ compuesta por bagazo con el agregado de aguas residuales y del co-digestor CD se puede usar la siguiente ecuación:

$$S_{OF2} = \frac{S_{oCD} \cdot Q_{CD} + S_{oBSG} \cdot Q_{F1} + S_{oBWW} \cdot Q_{A1}}{Q_{CD} + Q_{A1} + Q_{F1}}$$

Ecuación 4. 1

BLOQUE I			
CORRIENTE	Parámetro	Valor	Fórmula o Referencia
F1 Bagazo	Q _{F1} ^(4.1)	1666.7 kg/día	Tabla 2.1
	S _{oBSG}	$S_{oBSG} = \left[\left(\frac{263-211}{2} \right) + 211 \right] \cdot 0.97 = 229.9$ g VS/kg	Tabla 1.5
CD Co-digestor	Q _{CD}	333.3 kg/día	20% de Q _{F1} ^(4.2)
	S _{oCD}	308 g VS/kg	Tabla 2.2
A1 Aguas residuales	Q _{A1}	3333.3 kg/día	Relación 1:2 ^(4.3)
	S _{oBWW}	$\left[\left(\frac{280-95}{2.1000} \right) + \frac{95}{1000} \right] \cdot 0.81 = 0.152$ g VS/kg	Tabla 1.5
F2 Bagazo diluido	Q _{F2} =Q _{SSAD}	5333.3 kg/día	Tabla 2.7
	S _{oF2}	91.18 g VS /kg	Ecuación 4.1

Tabla 4. 1 - Características de las corrientes que integran el bloque I

Fuente: Propia

^(4.1) Se considera que el mes tiene 30 días.

^(4.2) La cantidad necesaria de co-digestor (CD) para el bagazo se calcula utilizando la sugerencia del modelo

^(4.3) El caudal máxico de la corriente A1 llamado Q_{A1} se calcula utilizando la relación BSG: BWW igual a 1:2 sugerida por el modelo cinético desarrollado en el capítulo 2 (Ezeonu, 1994).

4.2.3. Bloque II

El bloque II comprende la primera etapa de digestión que consiste en un reactor de sólidos SS-AD.

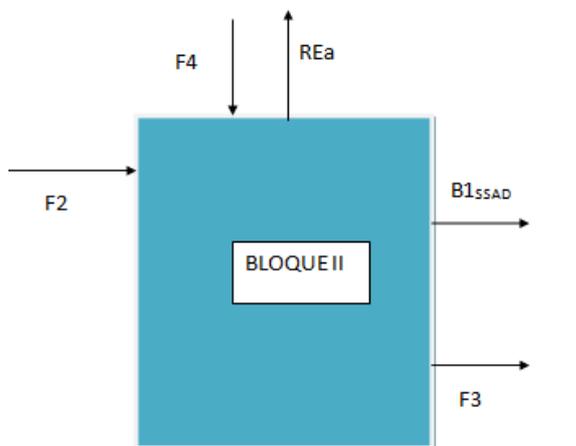


Figura 4. 4 - Bloque II.

Fuente: Propia.

En la siguiente tabla se muestra un resumen de caudales másicos (Q) y también de las concentraciones de las corrientes de sustratos (S) y de biomasa (X), las cuales son sólo mencionadas en este cuadro pero su desarrollo está detallado más adelante (punto 4.2.6), su cálculo se realizó mediante los balances de masa del reactor.

BLOQUE II			
CORRIENTE	Propiedad	Valor	Fórmula o Referencia
F2 Bagazo diluido	Q_{F2}	5333.3 kg/día	Tabla 4.1
	So_{F2}	91.18 g VS /kg	
F3 Corriente de salida del SSAD	Q_{F3}	4566.4 kg/día	$Q_{F3}=Q_{F2}+Q_{F4}-Q_{Rea}-Q_{B1a}$ Tabla 4.6
	So_{F3}	8.29 g VS/kg	
	Xe_{F3}	0.08 g VS/kg	
Rea Reciclo que parte del SSAD	Q_{Rea}	900 kg/día	Panjicko, 2017, (se profundizará en el capítulo 5) Tabla 4.6
	So_{Rea}	8.29 g VS/kg	
	Xe_{Rea}	0.08 g VS/kg	
F4 Reciclo proveniente del USAB	Q_{F4}	900 kg/día	$Q_{F4}=Rea$ Tabla 4.5
	So_{F4}	0.066 g VS/kg	
	Xe_{F4}	0.098 g VS/kg	
B1SSAD Biogás del SSAD	Q_{B1SSAD}	766.9 kg/día	Tabla 2.7
	CH_4	0.4222	Fracciones másicas Tabla 2.5
	N_2	0.0382	
	CO_2	0.5396	

Tabla 4. 2 - Características de las corrientes que integran el bloque II

Fuente: Propia

4.2.4. Bloque III

El bloque III comprende la segunda etapa de digestión que consiste en un reactor USAB.

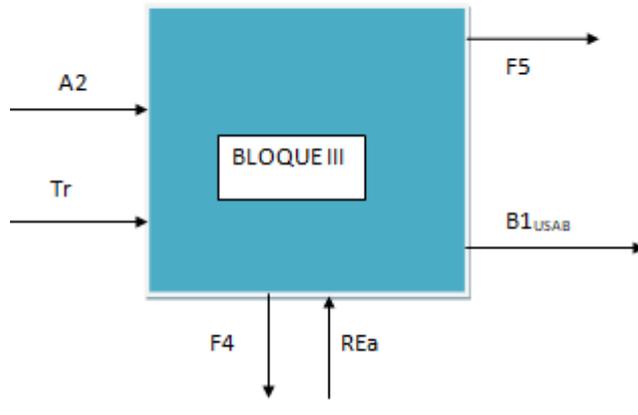


Figura 4.5-Bloque III.

Fuente: Propia.

Al igual que en el bloque anterior se realiza una tabla donde se muestran los caudales másicos (Q) y de las corrientes entrantes y salientes y también las composiciones de las corrientes de sustratos (S) y de biomasa (X) de cada una. Nuevamente se aclara que la composición de las corrientes de salida $F4$ y $F5$ será desarrolla en el punto 4.2.6.

BLOQUE III			
CORRIENTE	Propiedad	Valor	Fórmula o Referencia
A2 Aguas residuales	Q_{A2}	53000 kg/día	Tabla 2.4
	S_{OBWW}	0.152 g VS/kg	Tabla 1.5
Tr Levadura Residual	Q_{Tr}	53.33 kg/día	Tabla 2.1
	S_{OTr}	177 g VS/l	Tabla 2.2
Rea Reciclo proveniente del SSAD	Q_{Rea}	900 kg/día	Tabla 4.2
	S_{ORea}	8.29 g VS/kg	
	X_{eRea}	0.08 g VS/kg	
F4 Reciclo que parte del USAB	Q_{F4}	900 kg/día	Tabla 4.2
	S_{OF4}	0.066 g VS/kg	
	X_{eF4}	0.098 g VS/kg	
F5 Corriente saliente del USAB	Q_{F5}	50528.4 kg/día	$Q_{F5} = Q_{A2} + Q_{Tr} + Q_{Rea} - Q_{F4} - Q_{B1b}$
	S_{OF5}	0.066 g VS/kg	Tabla 4.5
	X_{eF5}	0.098 g VS/kg	
B1USAB Biogás del USAB	Q_{B1USAB}	2524.94 kg/día	Tabla 2.4
	CH_4	0.4222	Fracciones másicas
	N_2	0.0382	
	CO_2	0.5396	

Tabla 4. 3 - Características de las corrientes que integran el bloque III

Fuente: Propia

4.2.5. Bloque IV

El bloque IV está integrado por la etapa de purificación del biogás crudo. Al bloque IV ingresa el biogás crudo proveniente de los biodigestores y luego de la etapa de purificación se obtendrá un biogás puro (BP) y C que representa la corriente de contaminantes.

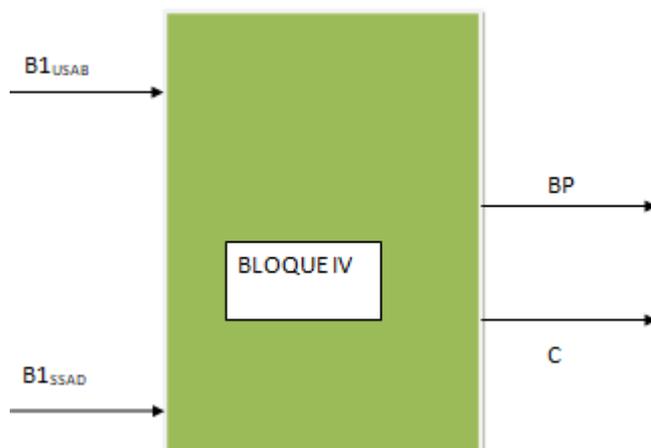


Figura 4. 6 - Bloque IV.
Fuente: Propia

BLOQUE IV			
CORRIENTE	Propiedad	Valor	Fórmula o Referencia
B1_{SSAD} (biogás del SSAD)	Q_{B1SSAD}	766.9 kg/día	Tablas 4.2 y 4.3
	CH₄	0.4222	
	N₂	0.0382	
	CO₂	0.5396	
B1_{USAB} (biogás del USAB)	Q_{B1USAB}	2524.94 kg/día	
	CH₄	0.4222	
	N₂	0.0382	
	CO₂	0.5396	
BP (biogás puro)	Q_{BP}	Se determina en capítulo 6	
	CH₄	>96 %molar	Tabla 3.1 Especificaciones de calidad de Gas Natural
	N₂+CO₂	<4 % molar	
	CO₂	<2% molar	
H₂O	<65 mg / m ³		
C (contaminantes)	La composición, distribución y caudales de cada una de las corrientes de contaminantes que van a ir siendo extraídas del biogás crudo se determinará en el capítulo 6 mediante simulaciones. Es probable que las corrientes de contaminantes también estén compuestas por sustancias utilizadas en la etapa de purificación como por ejemplo aminas, TEG, o agua.		

Tabla 4. 4 - Características de las corrientes que integran el bloque IV
Fuente: Propia

4.2.6. Balances de masa

Monod en 1942 desarrolló una ecuación muy simple para representar los procesos biológicos.

Los balances de materia constituyen una herramienta esencial durante el diseño y la modelación de cualquier proceso.

- *Balance microbiano*

$$\{Tasa\ de\ cambio\ microbiano\} = \{Tasa\ de\ entrada\ microbiana\} + \{Velocidad\ de\ crecimiento\ microbiano\} - \{velocidad\ de\ muerte\ microbiana\} - \{velocidad\ de\ salida\ microbiana\}$$

Las tasas de crecimiento microbiano en un experimento discontinuo se han medido tradicionalmente, en el que una sola especie de microorganismos pasa a través de una fase de crecimiento logarítmico durante la conversión del sustrato orgánico (Enitam, 2015). La tasa de crecimiento microbiano, dX / dt , se describe por:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X$$

Que se puede escribir como:

$$\frac{dX}{dt} = QX_i + \mu X_r - KdX_r - QX_e$$

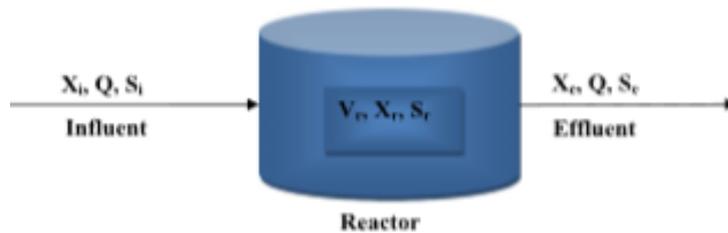


Figura 4. 7 - Corrientes dentro del biodigestor.

Fuente: Enitam, 2015.

Durante las condiciones de estado estacionario, la concentración de biomasa en la salida del reactor es insignificante ($X_i \approx 0$), en comparación con la concentración de biomasa en el reactor. Además, X_r es igual a X_e debido a la mezcla perfecta en un reactor completamente mezclado. Por lo tanto, se descuida la tasa de eliminación de sustrato del reactor. En condiciones de estado estacionario, $dX / dt = 0$ y la ecuación anterior se puede reordenar para obtener:

$$0 = X_e \cdot (\mu \cdot V - Kd \cdot V - Q)$$

$$Q = V \cdot (\mu - Kd)$$

$$\frac{Q}{V} = \mu - Kd$$

- *Balance de masa del sustrato:*

La tasa de equilibrio del sustrato puede ser expresado como:

$$\{velocidad\ de\ cambio\ del\ sustrato\} = \{tasa\ de\ entrada\ de\ sustrato\} - \{sustrato\ consumido\} - \{tasa\ de\ salida\ del\ sustrato\}$$

Matemáticamente se puede escribir como:

$$V \cdot \frac{dS}{dt} = Q \cdot S_i - (\mu - K_d) \cdot V \cdot \frac{X_r}{Y} - Q \cdot S_e$$

En estado estacionario, se divide la ecuación anterior por V, y Q / V se sustituyó por θh . En equilibrio:

$$\frac{S_i - S_e}{TRH} = (\mu - K_d) \cdot \frac{X_r}{Y}$$

$$\mu(TRH) - K_d = \frac{1}{\theta h}$$

Por lo tanto, bajo la mezcla perfecta del contenido del reactor ($X_r = X_e$, $S_e = S_r$), finalmente y reordenando la concentración másica de microbios en el efluente y la concentración de efluente pueden escribirse como:

$$X_e(TRH) = \frac{Y \cdot (S_i - S_e(TRH))}{TRH \cdot (\mu(TRH) - K_d)}$$

Ecuación 4. 2

$$S_e(TRH) = \frac{S_o \cdot K}{\frac{(0.013 \cdot T - 0.129) \cdot TRH}{K_d \cdot TRH + 1} + (K - 1)}$$

Ecuación 4. 3

- X_e : concentración de salida de la biomasa.
- X_r : concentración en el reactor de la biomasa.
- μ : tasa de crecimiento de los microorganismos
- V: volumen del reactor
- Q: caudal volumétrico de sustrato
- TRH=tiempo de retención hidráulico
- S_e : Concentración del sustrato de salida.
- S_r : Concentración del sustrato en el reactor.
- S_o : Concentración del sustrato de entrada
- μ_{max} :Tasa máxima de crecimiento de microorganismos cuando el sustrato se utiliza a su velocidad máxima
- K: constante cinética de primer orden

1. Balance de masa en el reactor UASB

Utilizando el TRH para el USAB calculado en el capítulo 2 y los parámetros del modelo (tabla 1.5) se calcula la concentración de sustrato y biomasa de la corriente F5 (igual a F4):

Reactor UASB			
Cálculos	K	0.046	Tabla 2.3
	Kd	0.083	
	Y	0.357 g/g	
	T _{USAB}	32°C	Tabla 2.4
	TRH _{USAB}	8 días	
	S _{oUSAB}	0.34 g SV/kg ST	$S_{oUSAB} = \frac{S_{oTr} \cdot Q_{CD} + S_{oA2} \cdot Q_{A2}}{Q_{Tr} + Q_{A2}}$
	Se _{F5} = Se _{F4}	0.066 g VS/ kg	Ecuación 4.3
	Xe _{F5} = Xe _{F4}	0.098 g SV/kg	Ecuación 4.2

Tabla 4. 5 - Cálculos de la composición del efluente en el reactor USAB.
Fuente: Propia.

2. Balance de masa en reactor SS-AD

De la misma forma que en el reactor USAB (ya que ambos modelos responden de acuerdo a la cinética simple desarrollada por Monod, 1978) se realizan los balances en el reactor de sólidos SS-AD y se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$Se(TRH) = S_o \cdot \left(\frac{K}{\frac{TRH}{JM} - (1 - K)} \right)$$

Ecuación 4. 4

$$Xe(TRH) = \frac{Y1 \cdot (S_o - Se(TRH))}{TRH \cdot (\mu(TRH) - Kd)}$$

Ecuación 4.5

$$Y1 = \frac{Yvmax \cdot \rho_{biogás}}{\rho_{ST}}$$

Ecuación 4.6

$$\mu(TRH) = \frac{1}{TRH} + Kd$$

Ecuación 4.7

Se calcula la concentración de sustrato y biomasa de la corriente F3 (igual a Rea):

Reactor SSAD				
Cálculos	ρ_{SSAD}	0.83 kg/l	$\rho_{SSAD} = \frac{\rho_{CD} \cdot Q_{CD} + \rho_{BSG} \cdot Q_{F1} + \rho_{BWW} \cdot Q_{A1}}{Q_{CD} + Q_{A1} + Q_{F1}}$	
			$\rho_{CD} = 1.04 \text{ kg/dm}^3$	Tabla 2.2
			$\rho_{BSG} = 0.45 \text{ kg/dm}^3$	Tabla 1.5
			$\rho_{BWW} \approx 1 \text{ kg/dm}^3$	
			$Q_{CD} = 333.3 \text{ kg/día}$	Tabla 4.1
			$Q_{F1} = 1666.7 \text{ kg/día}$	
			$Q_{A1} = 3333.3 \text{ kg/día}$	
		Y1	0.00001 g/g	Ecuación 4.6
	$\rho_{biogás}$	1.001 g/l	Tabla 2.4	
	Y=Y _{vmax}	0.08 ltCH ₄ /ltST	Gráfico 2.6	

S_{OSSAD}	91.18 g VS/kg ST	Tabla 2.7
K	0.56	Tabla 2.6
TRH_{SSAD}	40 días	Tabla 2.7
μ(TRH_{SSAD})	0.585 1/días	Ecuación 4.7
Se_{F3} = Se_{Rea}	8.29 g VS/kg	Ecuación 4.4
Xe_{F3} = Xe_{Rea}	0.008 g VS/kg	Ecuación 4.5

Tabla 4. 6 – Cálculo de la composición del efluente en el reactor SS-AD

Fuente: Propia

4.3. CAPACIDAD DE PRODUCCION NOMINAL

La capacidad de producción nominal de la planta es la capacidad instantánea de producción utilizada para el diseño de equipos multiplicada por un valor de efectividad global del proceso de diseño. La capacidad instantánea de producción fue calculada en el capítulo 2 donde se halló B1=3291.84 kg/día.

4.3.1. Cálculo del valor de efectividad global (EGP):

$EGP = (\text{disponibilidad de hs de producción}) \cdot (\% \text{ producto conforme}) \cdot (\text{Performance})$

- **Disponibilidad de horas de planta para operar:** Este factor considera las paradas de producción, tales como paradas por mantenimiento o las ocasionadas por factores externos como puede ser un corte de energía. Teniendo en cuenta que al mes se producen 30 días, se puede considerar que el mantenimiento programado se puede efectuar los días del mes que la planta esta parada para no afectar a la producción. Respecto a las roturas inesperadas que obliguen a detener la producción o cortes de energía, en ese caso el valor de disponibilidad va a disminuir por eso se considera un aproximado de 95%.

$$\text{Disponibilidad} = \frac{\text{hs de producción}}{\text{hs de totales}} \cdot 100 \approx 95\%$$

- **% de producto conforme:** Este factor considera la proporción de producto dentro de las especificaciones del proceso respecto a la totalidad de lo que se produjo. Los factores que lo afectan son: la calidad de las materias primas, desvíos del proceso, fallas de los equipos, etc.

$$\% \text{ de producto conforme} = \frac{\text{en especificación}}{\text{fuera de especificación}} \cdot 100 \approx 99\%$$

- **Performance:** Considera los factores que provocan una disminución de la producción respecto a la producción estándar. Los factores más comunes son: disponibilidad de materias primas, desvíos de proceso, falla en equipos, capacitaciones, otros.

$$Performance = \frac{\text{producción instantánea}}{\text{producción estándar}} \cdot 100\% \approx 85\%$$

Finalmente:

$$EGP = 95\% \cdot 99\% \cdot 85\% = 80\%$$

4.3.2. Cálculo de la capacidad de diseño

$$\begin{aligned} \text{Capacidad de diseño} &= \text{Capacidad de producción} \cdot \frac{EGP}{100} \\ \text{Capacidad de diseño} &= \frac{BIOGÁS}{24} \cdot \frac{EGP}{100} = 109.72 \frac{\text{kgbiogás}}{\text{h}} \end{aligned}$$

4.4. BIBLIOGRAFIA

- Abimbola Motunrayo Enitan, Josiah Adeyemo, Feroz Mahomed Swalaha, Faizal Bux. (2015). Anaerobic Digestion Model to Enhance Treatment of Brewery Wastewater for Biogas Production Using UASB Reactor.
- Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS). Resolución enargas no 259/08. <http://www.enargas.gov.ar>, 2008.
- K. Neira y D. Jeison, 2010. Anaerobic co-digestion of surplus yeast and wastewater to increase energy recovery in breweries.
- Mario Panjicko, Gregor Drago Zupan y Bruno Zeli (2015), titulado: La biodegradación anaeróbica utilizando bagazo cervecero crudo y pre-tratado utilizando la digestión anaerobia
- S.I. Mussatto, G. Dragone, I.C. Roberto, 2006. Brewers' spent grain: generation, characteristics and potential applications.
- S. Mussatto, 2014. Brewer's spent grain: a valuable feedstock for industrial applications.

5. REACTORES

5.1. CARACTERIZACION DEL SISTEMA DE DIGESTIÓN

Tal como se mencionó en los capítulos anteriores la producción de biogás a partir de BSG por fermentación anaeróbica puede ser exitosa sólo si se tienen en cuenta algunas condiciones que se describen a continuación.

5.1.1. DOS ETAPAS

En esta tesis se decide diseñar un sistema de digestión de dos etapas debido a que la producción de biogás a partir de BSG por fermentación anaeróbica puede ser eficiente sólo si se separan las fases hidrolíticas y metanogénicas. La hidrólisis del material de fibra en el BSG se ve obstaculizada por la presencia de lignina, la hidrólisis microbiana resulta ser un paso limitante para la degradación completa del sustrato. La lignocelulosa genera ácidos débiles, derivados de furano y sustancias fenólicas que podrían inhibir las etapas posteriores de degradación microbiana: acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis.

La digestión anaerobia de los residuos de la cervecería la analizaron Mario Panjicko, Gregor D. Zupan, Fanedl Lijana, Romana Marin, Marina Tisma, Bruno Zeli, (2017), en un estudio titulado: "La producción de biogás a partir de bagazo de cervecería como un mono-sustrato en un proceso de

dos etapas compuesto de la digestión anaerobia de estado sólido y reactores de biomasa granulares”. Este estudio tiene por objetivo omitir la digestión anaerobia convencional del BSG y utilizar un enfoque novedoso. El sistema está compuesto por dos etapas, en donde la hidrólisis microbológica y la mayoría de la acidogénesis se lleva a cabo en un reactor de digestión anaerobia de estado sólido (SS-AD), mientras que la producción de metano se lleva a cabo principalmente en un reactor UASB. El estudio indica que el proceso de digestión anaerobia de dos etapas presentado tiene un alto potencial para la producción de biogás a partir de sustratos lignocelulósicos tales como BSG. El sistema propuesto exhibe un funcionamiento estable a largo plazo para un total de 198 días y mostró una eficiencia de degradación de entre 77,6% y 84,0%. El reactor de digestión anaeróbica de estado sólido SS-AD se considera como el reactor más adecuado para el tratamiento de la biomasa lignocelulósica (Karthikeyan 2013). Por otro lado la tecnología USAB es la más eficaz para las aguas residuales que contienen compuestos fenólicos tóxicos (Scully 2007) y es capaz de resistir inhibiciones del amonio (Yenigun 2013).

5.1.2. RECIRCULADO DE BIOMASA

El sistema de dos etapas en esta tesis se diseña con un recirculado de material líquido, donde se utilizará el flujo más conveniente, el cual fue determinado experimentalmente en el trabajo de Panjicko, 2017. En dicho estudio se hicieron varias pruebas y se seleccionó el caudal de reciclo óptimo (0.53 litros de reciclo por cada kg de BGS), para obtener el mayor rendimiento. Los resultados de esta investigación muestran que aunque en las condiciones de operación hallan altos Nitrógenos Totales (TN), lo cual es un potencial riesgo de inhibición de amonio, dicha inhibición se evitó con éxito debido a varios factores: el primero es por la dilución del sustrato rico en TN por el líquido circulatorio y el segundo es por la buena capacidad de amortiguación del pH para los Ácidos Grasos Volátiles (VFA) en el sistema.

El lixiviado rico en materia orgánica del reactor SS-AD se bombeó al USAB donde se biodegrada adicionalmente. Entonces se usó parte del efluente del USAB para percolar al BSG en el reactor SS-AD. De esta manera, el efluente fue enriquecido con los microorganismos del USAB y se inoculó la etapa SS-AD.

5.2. DISEÑO DEL SISTEMA

5.2.1. Dimensionamiento de R1: Pretratamiento

Se halla el volumen del recipiente para llevar a cabo el pretratamiento considerando que la mezcla BSG-BWW-CD debe estar 2 hs dentro del recipiente R1 (Panjicko, 2015). El diámetro y la altura del reactor se eligen con el criterio de que sus valores sean similares (Diseño, construcción y arranque de un reactor USAB, Francisco Javier Caicedo). El recipiente R1 será llevado a pH=2 con HCl y calefaccionado con un serpentín en su interior por donde circula un fluido calefactor. R1 estará con sus paredes, tapa y suelo expuestos a los alrededores, toda su superficie es recubierta por un aislante.

$$V_{R1} = \frac{(Q_{F1}) \cdot 2 \text{ hr} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}}}{\rho_{SSAD} \cdot \frac{1000 \text{ lt}}{1 \text{ m}^3}}$$

Ecuación 5. 1

$$R_{R1} = \frac{\sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{R1}}{\pi}}}{2}$$

Ecuación 5. 2

DISEÑO DE R1			
	Parámetro	Valor	Referencia
Datos Previos	Q_{F1H} (Caudal másico de salida de R1)= Q_{F2}	5333.3 kg/día	Tabla 4.1
	ρ_{F1H} (densidad de F1h) = ρ_{SSAD}	0.831 kg/l	Tabla 4.6
Diseño de R1	V_{R1} (Volumen de R1)	0.535 m ³	Ecuación 5.1
	D_{R1} (diámetro de R1)	0.44 m	Ecuación 5.2
	H_{R1} (altura de R1)	0.44 m	$H_{R1} = D_{R1}$

Tabla 5. 1 - Diseño de R1

Fuente: Propia.

(5.1) El caudal de HCl lo considero despreciable en relación a Q_{F1} y Q_{A1} .

5.2.2. Dimensionamiento de R2: Acondicionamiento

Se considera que el recipiente R2 es de tamaño similar a R1. Respecto a la temperatura, se diseña de forma tal que el flujo de salida sea de 32°C, ya que ésta es la temperatura superior del rango óptimo mesofílico, y de esta forma se logra evitar que ingrese el sustrato a altas temperaturas al reactor y que se produzcan alteraciones en las reacciones que ocurren dentro. Para ello será necesario enfriar el sustrato en R2.

DISEÑO DE R2			
	Parámetro	Valor	Referencia
Datos Previos	T_{R2} (Temperatura de salida de R2)	32°C	Tabla 1.6 (rango mesofílico)
	t_{R2} (Tiempo de permanencia del sustrato)	$t_{R2} = t_{R1}$	2 hs
Diseño de R2	V_{R2} (Volumen de R2)	$V_{R2} = V_{R1}$	0.535m ³
	D_{R2} (diámetro de R2)	$D_{R2} = D_{R1}$	0.44 m
	H_{R2} (altura de R2)	$H_{R2} = D_{R2}$	0.44 m

Tabla 5. 2- Diseño de R2

Fuente: Propia.

(5.2) El caudal de NaOH para ajustar el pH lo considero despreciable en relación a Q_{F2} .

5.2.3. Reactor SS-AD

1. Características del Reactor SS-AD

El SS-AD (ya sea en una o en dos etapas) se considera el digestor más adecuado para el tratamiento de la biomasa lignocelulósica debido a la reducida flotabilidad y a los problemas de estratificación asociados a los materiales fibrosos (Karthikeyan y Visvanathan, 2013). La alimentación será continua.

2. Dimensionamiento del Reactor SS-AD

A continuación se realiza el dimensionamiento del biodigestor SSAD utilizando como guía el estudio de Guardia, Rodríguez, 2017.

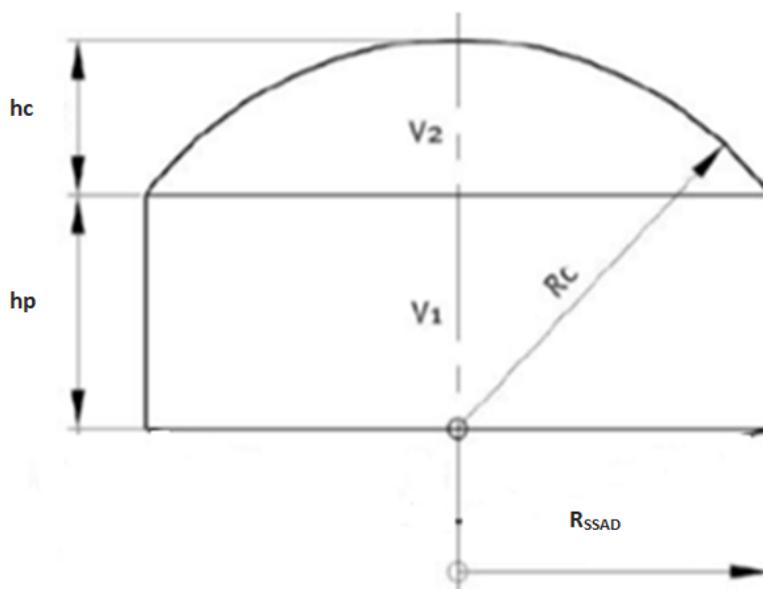


Figura 5. 1 - Metodología de cálculo a seguir para el diseño de un biodigestor SSAD

Fuente: Guardado Chacón, 2007.

DISEÑO DEL REACTOR SS-AD			
	Parámetro	Fórmula o Referencia	Valor
Cálculos para el diseño del SS-AD	ρ_{SSAD} (densidad del bagazo diluido)	Tabla 4.6	0.831 kg/dm ³
	V_{SSAD} (Volumen del SSAD)	$V_{SSAD} = F_2 \cdot \frac{TRH_{SSAD}}{\rho_{SSAD} \cdot 1000}$ (5.3)	256.83 m ³
	hc (altura de la cúpula)	Itero	0.9775 m
	R_{SSAD} (radio del SSAD)	$R_{SSAD} = \sqrt[3]{\frac{V_{SSAD}}{\pi \cdot hc}}$ (5.4) (A) $R_{SSAD} = 2 \cdot hc$ (B)	4.373 m
	Rc (radio de la cúpula)	$Rc = 5 \cdot \frac{R_{SSAD}}{4}$	5.466 m
	hp (altura de reactor)	$h_p = 3 \cdot R_{SSAD} / 4$	3.28 m
	V_1	$V_1 = \pi \cdot h_p \cdot R_{SSAD}^2$	197.056 m ³
	V_2	$V_2 = \pi \cdot hc^2 \cdot \left(R_c \cdot \frac{hc}{3}\right) = V_{SSAD} - V_1$	59.844 m ³
	H_{SSAD} (altura del SSAD)	$H_{SSAD} = H_p + H_c$	5.466 m

Tabla 5. 3 - Diseño del Reactor SS-AD.

Fuente: Propia.

(5.3) El volumen de reactor necesario se calcula considerando sólo el volumen del sustrato ya que el volumen de biogás que se acumula en el reactor se considera despreciable.

(5.4) Itero hasta verificar que en las dos ecuaciones A y B se iguala R_{SSAD} .

5.2.4. Reactor USAB

1. Características del Reactor USAB

Uno de los reactores más nombrados en literatura para el tratamiento de aguas residuales cerveceras (Borja, 1993) es el reactor tipo UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket). Estos reactores están basados en la tendencia que tienen las bacterias, especialmente las metanogénicas, a fijarse sobre superficies sólidas aumentando así la superficie disponible para el crecimiento bacteriano. Con estos procesos de biomasa retenida, se consiguen tiempos de retención hidráulicos notablemente inferiores y permiten un incremento en la cantidad o volumen de carga a degradar.

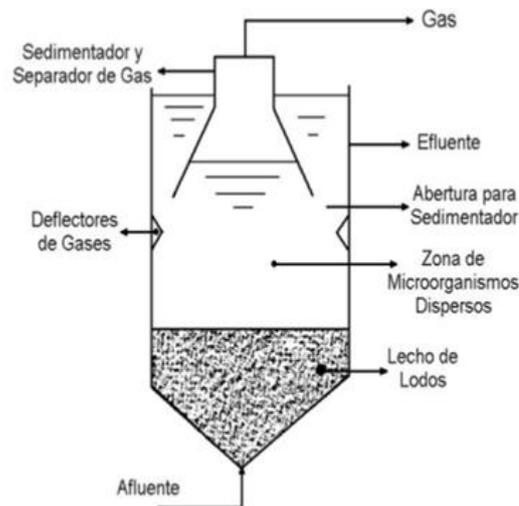


Figura 5. 2 - Reactor USAB

Fuente: <http://eroleplay.ru/reactores-uasb>

El UASB es un reactor compuesto por una torre tubular donde ingresa un flujo ascendente lentamente. El reactor es de biopelícula (Nicolella, 2000), durante la operación se presenta una estratificación del lecho. En el sistema formado dentro del reactor UASB se reconocen tres fases cuyas interfaces están físicamente definidas estas son: el agua residual que contiene la materia orgánica formando una fase líquida, las burbujas de gas como una fase gaseosa, y por último los gránulos anaeróbicos.

Los UASB aprovechan la adherencia que se da entre las propias bacterias formándose flóculos que tienen la capacidad de sedimentar a velocidades superiores que la velocidad neta del líquido.

El reactor UASB puede ser ubicado bien sea a nivel de tierra o en el interior de ésta. El afluyente es ingresado uniformemente por la parte inferior del equipo donde se encuentra la zona de manto de lodos. Seguido se encuentra la zona de transición y por último se encuentra la zona de aclarado que está dotada de campanas de separación que permiten la colección del biogás producido

- **Zona de manto de lodos:** es donde se efectúa el proceso de digestión que degrada la carga orgánica que transporta el afluyente.
- **Zona de transición:** Las burbujas de biogás que se forman en la zona de manto de lodos, suben a la fase líquida donde encuentran una interface líquido-gas. En esta interface las burbujas se desprenden formando una fase gaseosa. Los flóculos de lodos eventualmente adheridos a las burbujas pueden subir hasta la interface pero, al desprenderse del gas, caen

y pasan a formar parte nuevamente del manto de lodos en la zona de digestión. Las burbujas de gas que se forman debajo del separador deben ser desviadas para evitar que pasen por las mismas aberturas, creando turbulencia en la zona de sedimentación. Por tanto se utilizan deflectores de gas debajo de las aberturas.

- **Zona de aclarado:** Debido a la forma del separador, el área disponible para la ascensión aumenta a medida que el líquido se aproxima a la superficie, por tanto su velocidad tiende a disminuir. De ese modo los flóculos de lodo que son arrastrados y pasan por las aberturas del separador encuentran una zona tranquila. En esa zona es posible que la velocidad de sedimentación de una partícula se torne mayor que la velocidad de arrastre del líquido a una determinada altura. Cuando se acumula una cantidad suficientemente grande de sólidos, el peso aparente de ellos se tornará mayor que la fuerza de adherencia, de modo que éstos se deslizarán entrando nuevamente en la zona de digestión en la parte inferior del reactor. De esta manera la presencia de una zona de sedimentación encima del separador GSL (gas-sólido-líquido) resulta en la retención de lodos, permitiendo la presencia de una gran masa en la zona de digestión, en tanto que se descarga un efluente libre de sólidos sedimentables.
- **Recolección del biogás:** Producto de la degradación de la materia orgánica ocasionada por los microorganismos, se forman burbujas de biogás en el interior de reactor, éstas suben hasta unirse a la fase gaseosa presente en la campana de separación (Van Haandel y Lettinga et al 1994).

2. Dimensionamiento del Reactor USAB

Se realiza el dimensionamiento del biodigestor y del separador gas-sólido utilizando como guía el estudio de Francisco Javier Caicedo, 2006; "Diseño, construcción y arranque de un reactor USAB".

Se diseñará en forma cilíndrica en virtud de ventajas hidrodinámicas en relación a un reactor de forma rectangular.

El reactor se alimentará de forma continua. Es importante realizar un contacto óptimo entre lodo y agua residual, previniendo la canalización a través del manto de lodos o evitando la formación de zonas muertas en el reactor (Lettinga, 1984). Una guía para el número requerido de puntos de alimentación en un reactor UASB se presenta en la Tabla 5.3.

La corriente F_4 que sale del reactor USAB e ingresa al SS-AD en estado líquido, gotea desde la parte superior del SS-AD a través de varias boquillas que distribuyen el líquido lo más uniformemente posible. El caudal F_4 es igual al caudal de recirculación Rea , dicho caudal se calcula de forma tal que su valor sea proporcional al caudal empírico apropiado hallado en los estudios de Panjicko (Panjicko, 2017) En dicho estudio se realizaron varios experimentos con distintos caudales y se seleccionó el caudal que es el hidráulicamente óptimo tal como se detalló anteriormente, a mayor caudal se induce obstrucción en el reactor SS-AD, y con un caudal inferior resulta una dinámica del proceso más lenta.

Tipo de lodo	Área (m ²) por punto de alimentación
Lodo floculento denso (> 40 Kg SD/m ³)	1, para cargas < 1-2 Kg DQO/m ³ .día
Lodo floculento fino (< 40 Kg SD/m ³)	5, para cargas > 3 Kg DQO/m ³ .día
Lodo granular espeso	1, para cargas de 1-2 Kg DQO/m ³ .día

Tabla 5. 4 - Guías para determinar el número de puntos de alimentación en un reactor UASB.

Fuente: Lettinga, 1995.

El reactor será alimentado por 5 puntos de alimentación equidistantes teniendo en cuenta que el sustrato es un lodo floculento fino.

Diseño del separador Gas-Sólido

Los objetivos a lograr con la implementación de las campanas para el reactor son la separación y descarga adecuadas del biogás, además permitir el deslizamiento del lodo dentro del compartimiento de digestión y que haga de barrera (stopper) para evitar expansiones del manto de lodos. Para la construcción del separador gas-sólido se diseña una campana convencional, la cual es la mejor estructura debido a su fácil construcción, simplicidad de instalación y eficiencia.

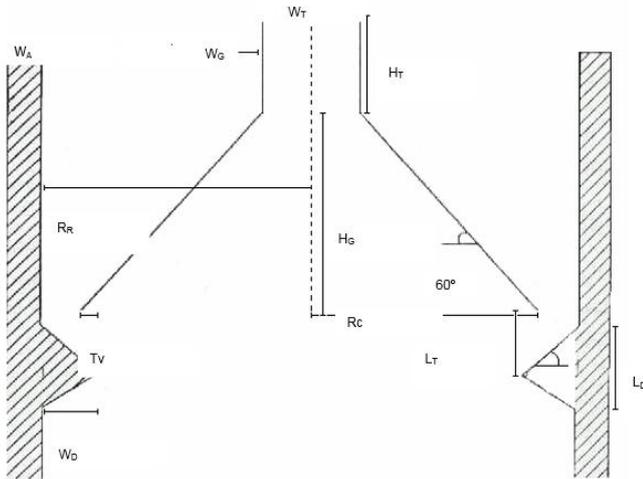


Figura 5. 3- Diseño de campana y deflectores.
Fuente: Javier Caicedo, 2006.

DISEÑO DEL REACTOR USAB			
	Parámetro	Fórmula	Valor
Diseño del Reactor	V_{USAB} (5.5) (volumen del reactor USAB)	$V_{USAB} = F_{USAB} \cdot \frac{TRH_{USAB}}{1000}$	531.33 m ³
	H_{USAB} (altura del reactor USAB)	$H_{USAB} = D_{USAB}$	Caicedo, 2006
	D_{USAB} (diámetro del reactor USAB) (5.4)	$D_{USAB} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{USAB}}{\pi}}$	8.78 m
	v_{asc} (velocidad de ascenso)	$v_{asc} = \frac{H_{USAB}}{TRH_{USAB}}$	0.037 m/h
	A_{USAB} (área del reactor USAB)	$A_{USAB} = \frac{\pi \cdot D_{USAB}^2}{4}$	60.52 m ²
	R_{R USAB} (radio del reactor)	$R_{USAB} = \frac{D_{USAB}}{2}$	4.389 m
	C_H (carga hidráulica)	$C_H = \frac{F_{USAB}}{A_{USAB}}$	0.878 m/día
	V_F (velocidad de flujo en la campana)	$V_F = 4 \cdot C_H$	3.511 m/día
Diseño del Separador Gas-Sólido	A_A (área de abertura)	$A_A = \frac{A_2}{V_F}$	15.13 m ²
	A_C (área de campana)	$A_C = A_R - A_A$	45.4 m ²
	R_C (radio mayor de la campana)	$R_C = \sqrt{\frac{A_C}{\pi}}$	4.39 m
	W_A (ancho de la abertura)	$W_A = R_R - R_C$	0.588 m
	W_G	$W_G = R_R - W_A$	3.8 m
	H_G (altura de la campana)	$H_G = W_G \cdot \tan 60$	1.217 m
	T_V (translapo)	$T_V = 1.5 \cdot W_A$	0.882 m

W_D (ancho de los deflectores)	$W_D = T_V - W_A$	1.47 m
L_D (longitud de deflectores)	$L_D = 2 \cdot W_D \cdot \tan 45$	4.76 m
W_T	$W_T = R_R - (W_G - W_A)$	1.176m
H_T	$W_T = H_T$	1.176 m
L_T	$L_T = 0.4 \cdot L_D$	1.905 m

Tabla 5. 5 - Diseño del Reactor USAB.

Fuente: Propia.

^(5.5) El volumen de reactor necesario se calcula considerando solo el volumen del sustrato ya que el volumen de biogás que se acumula en el reactor se considera despreciable.

5.2.5. Material de Construcción

Se elige para ambos reactores hormigón (Gebremedhin, K.G., 2004).

En la práctica del tratamiento anaerobio de aguas residuales se ha encontrado que la corrosión es el mayor problema en el mantenimiento de la planta. Los principales precursores de la corrosión del material son CO₂ y H₂S (Wildschut, 1989). Se ha encontrado que la sobresaturación del contenido del reactor con CO₂ es la causa de la corrosión del hormigón o concreto. El CO₂ causa la disolución del calcio del concreto y así su debilitamiento. El ataque por CO₂ solamente ocurre bajo la superficie del agua en el digestor anaeróbico. Se recomienda aplicar una capa protectora en las superficies húmedas de la planta. Este revestimiento puede consistir de pintura epóxica o similar (Wildschut, 1989).

5.2.6. Agitación

A continuación se citan las siguientes razones para mantener un cierto grado de mezclado en el medio en digestión:

- Mezclado y homogeneizado del sustrato de alimentación con el codigestor e inóculo.
- Distribución uniforme de calor para mantener un reactor isotérmico
- Evitar la formación de espumas o la sedimentación.
- Favorecer la transferencia de gases, que pueden ser atrapados en forma de burbujas en el sustrato.

Se distinguen 3 tipos de agitación, estas son:

- Mecánica: a través de agitadores manuales o con motores eléctricos.
- Hidráulica: a través de bombas de flujo lento se hace recircular la biomasa.
- Burbujeo de biogás: se recircula el biogás producido al fondo del biodigestor por medio de cañerías, para producir burbujeo y de esta manera movimiento de la biomasa

Se decide realizar recirculación de materia para favorecer el grado de mezclado en el sistema. Además la recirculación es útil para el inicio de la reacción ya que es autocatalítica, por lo cual son los lodos activos los que facilitan la degradación del sustrato orgánico.

En los reactores se produce decantación en donde se pueden distinguir dos fases. La fase ligera y la fase pesada. La fase más pesada contiene la mayor parte de los microorganismos y volumen despreciable de sustrato y producto. Se extraerá biomasa de la parte inferior del Reactor SS-AD (corriente llamada Rea), la cual estará compuesta en mayor parte por microorganismos (fase pesada) y se procederá a introducir esa materia al reactor USAB para acelerar la metanogénesis del mismo, luego de la parte superior del USAB se extraerá biomasa (corriente llamada F₄) que ingresará al reactor de sólidos SS-AD completando la recirculación planteada. La recirculación de microorganismos en un biorreactor produce un aumento de la población microbiana en el seno del mismo mejorando el rendimiento. La corriente de recirculación F₄ ingresará a SS-AD goteando

lentamente desde la parte superior a través de 5 boquillas equidistantes que distribuyen el líquido lo más uniformemente posible. El caudal de recirculación es 900 kg/día y se calcula de forma proporcional al caudal óptimo determinado en el estudio de Panjicko (Panjicko, 2017). La temperatura del reactor también será homogeneizada con el reciclo. El flujo F_4 va a ingresar en SS-AD por la parte superior, al caer provocará turbulencia en la fase ligera del reactor con lo cual se liberarán las burbujas de gas atrapadas y además el fluido proveniente del reciclo también calentará al fluido del centro del SS-AD que se encuentra más alejado del serpentín con el propósito de mantener la isothermicidad.

En el USAB el flujo ascendente de cada uno de los conductos por donde ingresará la alimentación empujará hacia arriba a la biomasa que sedimentó y se aplacó en la base originando mezclado. El lodo anaerobio tiene o puede tener excelentes características de sedimentabilidad, siempre que no esté expuesto a agitación mecánica fuerte. Por esta razón la mezcla mecánica es generalmente omitida en reactores UASB. El contacto suficiente requerido entre lodo y agua residual, se logra aprovechando la agitación ocasionada por la producción de gas (van Haandel y Lettinga, 1994).

5.3. DISEÑO TÉRMICO

La temperatura dentro del digestor tiene que ser uniforme para asegurar un proceso óptimo de digestión. En este sentido no se trata de mantener la temperatura exacta especificada, sino lo que es importante, es mantener las fluctuaciones de temperaturas dentro de límites estrictos (Jakel, K, 1998). Las fluctuaciones y desviaciones graves de temperatura por encima o por debajo de ciertos niveles pueden impedir el proceso de digestión o incluso hacer que se detenga por completo en el peor de los casos. El sustrato debe calentarse/ enfriarse para lograr mantener las temperaturas necesarias de proceso y compensar las pérdidas/ganancias de calor. El intercambio de calor se obtendrá por medio de un serpentín integrado al biodigestor.

Se propone localizar al reactor en los lotes cercanos a la cervecería Antares del Parque Industrial General Savio. Se lo colocará al aire libre por lo que se deben tener en cuenta diversos factores para realizar el modelado del intercambio de calor entre el digestor y su entorno.

5.3.1. Modelo de transferencia de calor

El análisis se basará en el modelo: Simulación de transferencia de calor para producción de biogás por KG Gebremedhin, B. Wu, C. Gooch y P. Wright (2004).

El modelo matemático global de transferencia de calor determina el intercambio de energía entre el digestor y su entorno, permite predecir las necesidades de energía para operar un digestor a una temperatura específica.

El objetivo de este trabajo es el desarrollo de un modelo de transferencia de calor integral que predice las pérdidas de calor a partir de un digestor de flujo de pistón cuyas cuatro paredes están construidas bajo tierra, con sólo la tapa está expuesta al aire ambiente.

Consideraciones

- El sustrato dentro del digestor puede ser calentado a través de tuberías circulantes en las paredes del biodigestor. Las tuberías se colocan en paralelo al suelo del digestor.
- La temperatura del sustrato dentro del digestor se mantiene constante.

- La transferencia de calor en el sistema es constante.
- La generación de calor microbiano se considera despreciable.
- La radiación de onda larga atmosférica se considera despreciable.
- La superficie del digester está cubierta con un material sintético expuesto al aire ambiente.
- La transferencia de calor a través del suelo del digester es estable.
- La temperatura del suelo es constante.

Tomando el digester como el volumen de control a analizar, el balance energético en el sistema puede expresarse como:

$$Q_{solar} + Q_{serpentín} + Q_{tapa} + Q_{suelo} + Q_{alim} + Q_{pared} = 0$$

A continuación se procede al cálculo de cada uno de los calores puestos en juego durante la reacción estudiada.

5.3.2. Radiación Solar (Q_s)

La radiación solar es una función de la latitud, la altitud, los días del año, hora del día, y las condiciones meteorológicas. Según Campbell (1977) y Sunpath (2003). El flujo total de radiación solar durante un día se puede obtener mediante la integración de:

$$q''_{solar} = \int_{\Omega_{s1}}^{\Omega_{s2}} q''_{solar}(\Omega_s) d\Omega_s \text{ Ecuación 5.3}$$

Siendo:

- Ω_{s1} (ángulo de salida de sol) = $\arccos[-\tan(\phi) \tan(\delta)]$ Ecuación 5.4
- Ω_{s2} (ángulo de puesta de sol) = $-\Omega_{s1}$; un valor negativo denota que es la salida de sol antes del mediodía solar y si es positivo significa que es la puesta de sol.
- ϕ : latitud
- δ (declinación solar) = $23.45 \cdot \sin\left[\frac{2\pi(dn-81)}{365}\right]$ Ecuación 5.5
- dn (fecha juliana): es un día elegido entre el 1 y el 365 del año.
- $q''_{solar}(\Omega_s) = Sb(\Omega_s) + Sd(\Omega_s)$ es el flujo de calor de radiación solar. Ecuación 5.6
- $Sb(\Omega_s) = Sp(\Omega_s) \cdot \sin \varphi(\Omega_s)$ Ecuación 5.7
- $Sd(\Omega_s) = 0.3 \cdot Spo \cdot (1 - a^{m(\Omega_s)}) \cdot \sin \varphi(\Omega_s)$ Ecuación 5.8
- $Sp(\Omega_s) = a^{m(\Omega_s)} \cdot Spo$ Ecuación 5.9
- $\sin \varphi(\Omega_s) = \sin \phi \cdot \sin \delta + \cos \phi \cdot \cos \delta \cdot \cos \Omega_s$ Ecuación 5.10
- $m = \frac{P}{P_0 \sin \varphi}$ (es el número de masa de aire óptico) Ecuación 5.11
- Spo (densidad de flujo extraterrestre normal al rayo solar) = 1.36 kW/m^2
- a (coeficiente de transmisión) = 0.9 (ambiente claro) - 0.6 (ambiente nublado)
- P es la presión atmosférica en la ubicación del digester
- P_0 es la presión al nivel del mar

El modelo (Gebremedhin, 2004), propone las siguientes ecuaciones:

$$q''_{s_{media}} = \frac{q''_{solar}}{\Omega_{s2} - \Omega_{s1}} \quad \text{Ecuación 5.12}$$

A continuación se presenta un esquema de cálculos generales que se utilizarán posteriormente para hallar el flujo de radiación solar diurna media q''_{solar} de cada etapa, considerando la latitud y presión de Mar del Plata donde está ubicada la fábrica de Antares:

Radiación Solar (Q_s)			
	Parámetro	Fórmula o referencia	Valor
Datos	fi (latitud de Mar del Plata)	www.mdp.com.ar	38°
	P (Presión atmosférica)	www.meteored.com	101800 Pa
	Po (Presión atmosférica al nivel del mar)	Buenos Aires está a 25 m del nivel del mar (www.wikipedia.com)	101058 Pa
	dn (día del año en el que se recaban los datos)	Se suma la cantidad de días desde el 1/01 hasta el 5/06/2018	155 días
	δ (declinación solar)	Ecuación 5.5	22.42
	Ωs1 (ángulo de salida de sol en Mar del Plata, 5/06/18)	www.sunearthtools.com	61°
	Ωs2 (ángulo de puesta de sol en Mar del Plata, 5/06/18)	www.sunearthtools.com	298°
	S_{po} (flujo de densidad extraterrestre normal al rayo de sol)	Dato del modelo	1.36 kW/m ²
	a (coeficiente de transmisión)	Entre 0.6 (atmósfera llena de smog) y 0.9 (atmósfera limpia). Se estima un valor medio.	0.75
	τ(λ) (transmisividad de la tapa de cemento)	Patrone, Evans, 2006	0.2
	q''_{solar} (flujo de radiación solar)	-5.142.10 ⁵ W/m ²	Ecuación 5.3
	q''_{s_{media}} (flujo de radiación solar diurna media)	-2169.73 W/m ²	Ecuación 5.12
R1	A_{tapaR1} (área de la tapa de R1)	$A_{tapa_{R1}} = \frac{\pi \cdot R_{R1}^2}{2}$	0.608 m ²
	Q_{sR1} (radiación solar de R1)	$Q_{s_{R1}} = q''_{s_{media}} \cdot A_{tapa_{R1}} \cdot \tau(\lambda)$	-0.26 kW
R2	A_{tapaR2} = A_{tapaR1}	Idem R1	0.608 m ²

	Q_SR2 (radiación solar de R2)		-0.263 kW
SS-AD	A_{tapaSSAD} (área de la tapa del SSAD)	$Atapa_{SSAD} = \frac{\pi \cdot R_{SSAD}^2}{4} - \frac{R_{SSAD}^2}{2}$	5.45 m ²
	Q_SSSAD (radiación solar del SSAD)	$Q_{SSAD} = q''_{s_{media}} \cdot Atapa_{SSAD} \cdot \tau(\lambda)$	-2.3 kW
USAB	A_{tapaUSAB} (área de la tapa del USAB)	$Atapa_{USAB} = \frac{\pi \cdot D_{USAB}^2}{4}$	60.54 m ²
	Q_SUSAB (radiación solar del USAB)	$Q_{USAB} = q''_{s_{media}} \cdot Atapa_{USAB} \cdot \tau(\lambda)$	26.27 kW

Tabla 5. 6 – Esquema de cálculo de Radiación Solar (Q_s)

Fuente: Propia.

Tanto R1, como R2, como el USAB y SS-AD absorben calor del sol ya que sus Q_s son negativos.

5.3.3. Pérdida de calor debida al ingreso de alimentación (Q_a)

A continuación se presenta una tabla con datos generales que fueron hallados o calculados para posteriormente calcular el flujo de calor originado por la alimentación en cada una de las etapas:

Intercambio de calor debida al ingreso de alimentación (Q_a)			
DATOS	Parámetro	Fórmula o referencia	Valor
R1	C_pBSG (capacidad calorífica del BSG)	Tabla 1.5	6978 kJ/kg.°C
	C_pBWW (capacidad calorífica del agua residual)	Se considera igual a la del agua	4.186 kJ/kg.°C
	T_m (temperatura promedio)	www.mardelplataturismo.com.ar	3.1 °C ^(5,6)
	C_pR1 (capacidad calorífica de la alimentación a R1)	$Cp_{R1} = \frac{BSG \cdot Cp_{BSG} + BWW \cdot Cp_{BWW}}{BSG + BWW} \text{ (5,8)}$	2328 kJ/kg.°C
R2	T_{R1} (temperatura de R1)	Paincko, 2015	70 °C
	Q_{F1H} (flujo de salida de R1)	Tabla 5.1	5333.3 kg/día
	T_{alR1} (Temperatura de la alimentación de R1)	^(5,7)	69°C
	Q_{aR1} (Intercambio de calor debida al ingreso de alimentación en R1)	$Q_{aR1} = Q_{F1H} \cdot Cp_{R1} \cdot \frac{T_{R1} - T_{ALR1}}{\frac{24 \text{ hr}}{\text{día}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} \cdot \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}}$	143.75 kW
	C_pR2= C_pR1		2328 kJ/kg.°C
R2	T_{R2} (temperatura de R2)	Tabla 5.2	32 °C
	Q_{F2} (flujo de salida de R2)	Tabla 4.1	5333.3 kg/día

	Tal_{R2} (Temperatura de la alimentación de R2)	$Tal_{R2} = T_{R1}^{(5.8)}$	70°C
	Q_{aR2} (Intercambio de calor debida al ingreso de alimentación en R2)	$Q_{aR2} = Q_{F2} \cdot Cp_{R2} \cdot \frac{T_{R2} - T_{ALR2}}{\frac{24 \text{ hr}}{\text{día}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} \cdot \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}}$	-5031.3 kW
SS-AD	Q_{F2} (caudal másico de alimentación del SSAD)	Tabla 4.1	5333.3 kg/día
	Cp_{SSAD} (capacidad calorífica de la alimentación)	$Cp_{SSAD} = \frac{BSG \cdot Cp_{BSG} + BWW \cdot Cp_{BWW}}{BSG + BWW}$	2328 kJ/kg.°C
	Tal_{SSAD} (Temperatura de la alimentación de SS-AD)	$Tal_{SSAD} = T_m^{(5.9)}$	3.1 °C
	T_{SSAD} (Temperatura del reactor SS-AD)	Ezeonu, 1996.	32 °C
	Q_{aSSAD} (Intercambio de calor debida al ingreso de alimentación en SSAD)	$Q_{aSSAD} = Q_{F2} \cdot Cp_{SSAD} \cdot \frac{T_{SSAD} - Tal_{SSAD}}{\frac{24 \text{ hr}}{\text{día}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} \cdot \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}}$	4154.4 kW
USAB	Q_{USAB} (caudal másico de alimentación del reactor USAB)	$Q_{USAB} = Q_{A2} + Q_{Tr}$	53305 kg/día
	Cp_{USAB} (capacidad calorífica de la alimentación)	$Cp_{USAB} = Cp_{BWW}$	4.18 kJ/kg.°C
	Tal_{USAB} (Temperatura de alimentación del USAB)	^(5.10)	3.1 °C
	T_{USAB} (Temperatura del reactor USAB)	Tabla 2.2	32°C
	Q_{aUSAB} (Intercambio de calor debida al ingreso de alimentación en USAB)	$Q_{aUSAB} = \frac{Q_{A2} \cdot Cp_{BWW} \cdot (T_{USAB} - Tal_{USAB})}{\frac{24 \text{ hr}}{\text{día}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} \cdot \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}}$	74.28 kW

Tabla 5. 7 – Esquema de cálculo de los intercambios de calor (Q_a) debido al ingreso de alimentación

Fuente: Propia.

^(5.6) Para realizar los cálculos adoptaré una posición conservadora considerando como temperatura ambiente a la temperatura mínima media del mes más frío del año 2017 (julio) igual a 3.1°C.

^(5.7) Se considera que la alimentación ingresa media hora después de terminar la etapa de lavados posterior a la maceración, con la cual se sumergen los granos en agua a 75°C. Mediciones propias indican que la temperatura del bagazo se mantiene a 69°C incluso luego de que ya haya transcurrido una hora.

^(5.8) Se toma una posición conservadora, se asume que la temperatura de alimentación a R2 es la máxima posible, 70°C.

^(5.9) Se toma la situación más desfavorable y se diseña el serpentín para el caso extremo de que la alimentación que sale del R2 a 32°C ingresa al SSAD a T_m (3.1°C), se adopta una posición conservadora.

^(5.10) Se toma la situación más desfavorable y se diseña el serpentín para el caso extremo de que la alimentación que ingresa al USAB está a T_m (3.1°C), se adopta una posición conservadora.

El USAB y R1 pierden calor con la alimentación a diferencia del SS-AD que absorbe calor de la misma.

5.3.4. Intercambio de calor entre la cubierta del digestor y el aire ambiente (Q_{tapa})

El calor que se transfiere a través de la tapa del biodigestor por conducción es igual al intercambio de calor entre la superficie de la tapa y el aire ambiente por convección y radiación. Cuando la temperatura de la superficie de la cubierta (T_{sup}) es mayor que la del aire ambiente (T_{∞}), el digestor pierde calor, de lo contrario lo gana.

Para realizar los cálculos adoptaré una posición conservadora considerando como temperatura ambiente a la temperatura mínima media del mes más frío del año 2017 (julio) igual a 3.1°C (www.mardelplataturismo.com.ar). Se decide tomar esta postura para el diseño de calefacción de los digestores debido a que, si luego la planta debe operar en condiciones ambientales más amigables, se puede reducir la calefacción, pero de lo contrario si tomo una postura no tan extrema, luego cuando transcurran los días fríos la caldera y el serpentín no darían a basto para mantener las temperaturas deseadas. Por el contrario no se tomó una posición tan extrema en el diseño de los serpentines R1 y R2 debido a que ellos constituyen solo una etapa de pretratamiento y no se justifica un gasto exagerado en su diseño ya que la planta de todas formas podrá producir biogás, la utilización de la etapa de pretratamiento es sólo para agregar mayor rendimiento a la planta pero sin ésta la planta funciona igual.

A continuación se presenta una tabla con datos generales que fueron hallados o calculados para posteriormente calcular el flujo de calor por la tapa en cada una de las etapas:

Intercambio de calor de la tapa (Q_{tapa})			
Parámetros	Fórmula o referencia	Valor	
Datos	e_{tapa} (espesor de la tapa)	Gebremedhin, K.G., et al. (2004).	0.303m
	k_{tapa} (conductividad de la tapa)	Gebremedhin, K.G., et al. (2004).	0.33 W/m K
	e_{gas} (espesor de la capa de biogás)	Consideración	Despreciable
	k_{∞} (conductividad del aire)	www.materiales.fi.uba.ar	0.0262 W/m C
	k_{gas} (conductividad del gas)	$k_{gas} = k_{CH_4} \cdot 0.659 + k_{CO_2} \cdot 0.659 + k_{N_2} \cdot 0.659$	0.03 W/m. °
	Pr (nro de Prandtl)	www.materiales.fi.uba.ar	0,70
	u_{∞} (velocidad del aire del ambiente)	www.mardelplata.gob.ar	6 m/s
	ν (viscosidad cinemática del aire)	www.materiales.fi.uba.ar	16.84 m ² /s
	Re (nro de Reynolds)	$Re = \frac{e_{tapa} \cdot u_{\infty}}{\nu}$	0.108
	Nu (nro de Nusselt)	$Nu = 0.664 \cdot Re^{0.5} \cdot Pr^{0.33}$	0.194
	e_{pared} (espesor de pared)	$e_{pared} = e_{tapa}$	
	hc (coeficiente de convección del aire)	$hc = \frac{Nu \cdot k_{\infty}}{e_{pared}}$	0.017 W/m ² .°C
	ϵ_{cielo} (coeficiente de emisividad del cielo)	Gebremedhin, K.G., et al. (2004).	1
	T_m (temperatura ambiente promedio)	3.1 °C	Tabla 5.7
σ (constante de Stefan-Boltzmann)	Constante	5,67x10 ⁻⁸ W/m ² K ⁴	
R1	T_{R1}	70°C	

	T_{supR1} (temperatura externa de la tapa)	$\frac{T_{R1} - T_{sup1}}{\frac{e_{tapa}}{k_{tapa}} + \frac{e_{gas}}{k_{gas}}} = (T_{supR1} - T_m) \cdot hc + \varepsilon_{cielo} \cdot \sigma \cdot (T_{supR1}^4 - T_m^4)$	14.86 °C
	Q_{tapaR1} (flujo de calor de la tapa)	$qtapaR1 = \frac{T_{R1} - T_{supR1}}{\frac{e_{tapa}}{k_{tapa}} + \frac{e_{gas}}{k_{gas}}}$	60.05 W/m ²
	Q_{tapa R1} (intercambio de calor de la tapa de R1)	$QtapaR1 = qtapaR1 \cdot Atapa_{R1}$	0.037 kW
R2	T_{R2}		32°C
	T_{supR2} (temperatura externa de la tapa)	$\frac{T_{R2} - T_{sup2}}{\frac{e_{tapa}}{k_{tapa}} + \frac{e_{gas}}{k_{gas}}} = (T_{supR2} - T_m) \cdot hc + \varepsilon_{cielo} \cdot \sigma \cdot (T_{supR2}^4 - T_m^4)$	8.8 °C
	Q_{tapaR2} (flujo de calor de la tapa)	$qtapaR2 = \frac{T_{R2} - T_{supR2}}{\frac{e_{tapa}}{k_{tapa}} + \frac{e_{gas}}{k_{gas}}}$	28.46 W/m ²
	Q_{tapa R2} (intercambio de calor de la tapa de R2)	$QtapaR2 = qtapaR2 \cdot Atapa_{R2}$	0.017 kW
SSAD	T_{supSSAD} (temperatura externa de la tapa)	$\frac{T_{SSAD} - T_{supSSAD}}{\frac{e_{tapa}}{k_{tapa}} + \frac{e_{gas}}{k_{gas}}} = (T_{supSSAD} - T_m) \cdot hc + \varepsilon_{cielo} \cdot \sigma \cdot (T_{supSSAD}^4 - T_m^4)$	8.3 °C
		TSSAD=32 °C	
		Tm=3.1 °C	
	Q_{tapa SSAD} (flujo de calor de la tapa)	$qtapaSSAD = \frac{T_{SSAD} - T_{supSSAD}}{\frac{e_{tapa}}{k_{tapa}} + \frac{e_{gas}}{k_{gas}}}$	25.77 W/m ²
	Q_{tapa SSAD} (intercambio de calor de la tapa del SSAD)	$Qtapa_{SSAD} = qtapa_{SSAD} \cdot Atapa_{SSAD}$	0.14 kW
USAB	T_{supUSAB} (temperatura externa de la tapa)	$\frac{T_{USAB} - T_{supUSAB}}{\frac{e_{tapa}}{k_{tapa}} + \frac{e_{gas}}{k_{gas}}} = (T_{supUSAB} - T_m) \cdot hc + \varepsilon_{cielo} \cdot \sigma \cdot (T_{supUSAB}^4 - T_m^4)$	8.3°C
	Q_{tapa USAB} (flujo de calor de la tapa)	$qtapa USAB = \frac{T_{USAB} - T_{supUSAB}}{\frac{e_{tapa}}{k_{tapa}} + \frac{e_{gas}}{k_{gas}}}$	25.7 W/m ²
	Q_{tapa USAB} (intercambio de calor de la tapa del USAB)	$QtapaUSAB = qtapaUSAB \cdot Atapa_{USAB}$	1.56 kW

Tabla 5. 8 –Esquema de cálculo del Intercambio de calor de la tapa (Q_{tapa})

Fuente: Propia.

El calor es positivo en cada etapa por lo cual se afirma que todas las superficies pierden calor por sus respectivas tapas.

5.3.5. Pérdida de calor a través de las paredes y el suelo del digestor (Q_{pared} y Q_{suelo})

Temperatura del suelo

El biodigestor funcionará a una temperatura mayor que la del ambiente y transmitirá continuamente calor hacia los alrededores. Su capacidad térmica es muy grande: de unas 213 toneladas de lodo dentro del digestor en el SS-AD y de 1650 toneladas en el USAB. Por lo cual se pueden considerar despreciables los cambios diarios de temperatura del suelo.

Para determinar la pérdida de calor a través de las paredes del digestor, debe definirse el perfil de temperatura a través del suelo en la interfaz de la pared del digestor exterior y la tierra.

El perfil de temperatura a través de la sección transitoria del suelo se puede calcular modelando el suelo como una región semi-infinita y se expresa como (Wang, 1998)

$$T_{suelo}(z, t) = T_s + A_f \cdot e^{-z \cdot \sqrt{\frac{\pi}{365 \cdot \alpha}}} \cdot \cos \left[\frac{2 \cdot \pi}{365} \cdot dn - z \cdot \sqrt{\frac{\pi}{365 \cdot \alpha}} \right]$$

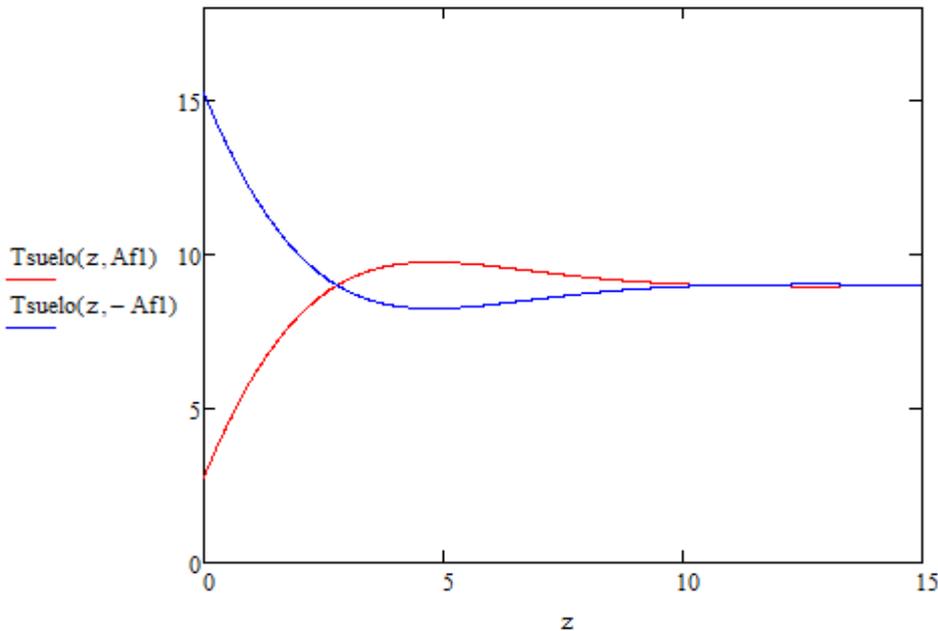


Gráfico 5. 1-Temperatura del suelo (Tsuelo) en función de la profundidad del suelo (z)

Fuente: Propia.

En el gráfico se puede observar que la temperatura del suelo varía considerablemente los primeros 2 metros de profundidad, luego se mantiene prácticamente constante e igual a 9°C. Para elegir la temperatura del suelo, teniendo en cuenta que a lo largo de las paredes del reactor la temperatura varía punto a punto en cuanto a la profundidad y también varía según la estación del año se decide tomar una postura conservadora y asumir que todo el suelo se encuentra a 3°C.

Una vez obtenida la Tsuelo se calcula el flujo de calor hacia el suelo y hacia la pared, teniendo en cuenta que el reactor SSAD está enterrado y el USAB y R1 están sobre el suelo y sus paredes expuestas a los alrededores:

Primeramente se confecciona una tabla con datos generales para luego calcular los calores puestos en juego en cada etapa.

Intercambios de calor a través de las paredes y el suelo del digestor (Q_{pared} y Q_{suelo})		
Parámetros	Fórmula o referencia	Valor

Datos	α (difusividad térmica del suelo)	Silvana Flores Larsen y Graciela Lesino, 2000. (5.11)	$0.64 \cdot 10^{-6}$ m ² /s
	k_{suelo} (conductividad del suelo)	Silvana Flores Larsen y Graciela Lesino, 2000. (5.11)	1.3 W/m.°C
	T_{max} (Temperatura media anual de las máximas MDP)	www.weather-arg.com	19.5 °C
	T_{min} (Temperatura media anual de las mínimas de MDP)	www.weather-arg.com	8.6 °C
	A_f (amplitud anual de la superficie del suelo)	$A_f = \frac{T_{\text{max}} - T_{\text{min}}}{2}$	5.4 °C
	T_s (es la temperatura media anual del suelo)	$T_s = \frac{(T_{\text{max}} + 2) - (T_{\text{min}} + 2)}{2}$ Wu and Nofziger	9 °C
	T_{suelo} (Temperatura del suelo)	(5.12)	3°C
	e_{pared} (espesor de la pared)	$e_{\text{pared}} = \text{etapa}$	0.303 m
	e_{ais} (espesor del aislante)	Gebremedhin, K.G., et al. (2004).	0.05 m
	k_{pared} (conductividad de la pared)	$k_{\text{pared}} = k_{\text{tapa}}$	0.33 W/m.K
	k_{ais} (conductividad del aislante)	Gebremedhin, K.G., et al. (2004).	0.15 W/ m K
R1	T_{w1} (es la temperatura de la pared externa de R1)	$(T_{w1} - T_m) \cdot h_c + \varepsilon_{\text{cielo}} \cdot \sigma \cdot (T_{w1}^4 - T_m^4)$ $= \frac{TR1 - Tw1}{\frac{e_{\text{pared}}}{k_{\text{pared}}} + \frac{e_{\text{ais}}}{k_{\text{ais}}}}$	12.26 °C
	r_{iR1} (radio interno de R1)	$r_{iR1} = R_{R1} + e_{\text{pared}}$	0.743 m
	r_{eR1} (radio externo de R1)	$r_{eR1} = r_{iR1} + e_{\text{ais}}$	0.793 m
	$A_{\text{suelo 1}}$ (área)	$A_{\text{suelo1}} = \pi \cdot 2 \cdot r_{iR1} \cdot H_{R1}$	4.39m ²
	$Q_{\text{pared R1}}$ (calor pared)	$Q_{\text{pared R1}} = \frac{(T_{R1} - T_{wR1}) \cdot 2 \cdot \pi \cdot H_{R1}}{\frac{\ln \frac{r_{iR1}}{R_{R1}}}{k_{\text{pared}}} + \frac{\ln \frac{r_{eR1}}{r_{iR1}}}{k_{\text{ais}}}}$	0.158 Kw
	$Q_{\text{suelo R1}}$ (calor suelo)	$Q_{\text{suelo R1}} = \frac{(T_{R1} - T_{wR1}) \cdot 2 \cdot \pi \cdot H_{R1}}{\frac{e_{\text{pared}}}{k_{\text{pared}} \cdot r_{i1}} + \frac{e_{\text{ais}}}{k_{\text{ais}} \cdot r_{e1}}}$	0.84 kW
R2	T_{w2} (es la temperatura de la pared externa de R2)	$(T_{w2} - T_m) \cdot h_c + \varepsilon_{\text{cielo}} \cdot \sigma \cdot (T_{w2}^4 - T_m^4)$ $= \frac{TR2 - Tw2}{\frac{e_{\text{pared}}}{k_{\text{pared}}} + \frac{e_{\text{ais}}}{k_{\text{ais}}}}$	7.57 °C
	r_{iR2} (radio interno de R2)	$r_{iR2} = R_{R2} + e_{\text{pared}}$	0.743 m
	r_{eR2} (radio externo de R2)	$r_{eR2} = r_{iR2} + e_{\text{ais}}$	0.8 m
	$A_{\text{suelo 2}}$ (área)	$A_{\text{suelo2}} = \pi \cdot 2 \cdot r_{iR2} \cdot H_{R2}$	4.72 m ²
	$Q_{\text{pared R2}}$ (calor pared)	$Q_{\text{pared R2}} = \frac{(T_{R2} - T_{wR2}) \cdot 2 \cdot \pi \cdot H_{R2}}{\frac{\ln \frac{r_{iR2}}{R_{R2}}}{k_{\text{pared}}} + \frac{\ln \frac{r_{eR2}}{r_{iR2}}}{k_{\text{ais}}}}$	0.075 kW
	$Q_{\text{suelo R2}}$ (calor suelo)	$Q_{\text{suelo R2}} = \frac{(T_{R2} - T_{wR2}) \cdot 2 \cdot \pi \cdot H_{R2}}{\frac{e_{\text{pared}}}{k_{\text{pared}} \cdot r_{i2}} + \frac{e_{\text{ais}}}{k_{\text{ais}} \cdot r_{e2}}}$	0.39 kW

SS-AD	T_{wSSAD} (es la temperatura de la pared externa de RSS-AD) ^(5.13)	$-ksuelo \cdot \frac{T_s - T_{wSSAD}}{\sqrt{(dn \cdot \pi \cdot \alpha)}} = \frac{T_{SSAD} - T_{wSSAD}}{\frac{e_{pared}}{k_{pared}} + \frac{e_{ais}}{k_{ais}}}$	25 °C
	R_{SSAD} (radio de SSAD)	Tabla 5.3	4.37 m
	H_{SSAD} (altura de SSAD)	Tabla 5.3	5.46 m
	T_{SSAD} (temperatura de SSAD)	Tabla 5.3	30°C
	r_{iSSAD} (radio interno del SSAD)	$r_{iSSAD} = R_{SSAD} + e_{pared}$	4.67 m
	Re_{SSAD} (radio externo del SSAD)	$r_{eSSAD} = r_{iSSAD} + e_{ais}$	4.72 m
	A_{sueloSSAD} (área)	$A_{sueloSSAD} = \pi \cdot 2 \cdot r_{eSSAD} \cdot H_{SSAD}$	115.8 m ²
		T _{SSAD} =32 °C T _{wSSAD} =25.08 °C	
	Q_{pared SSAD} (calor pared)	$Q_{paredSSAD} = \frac{(T_{SSAD} - T_{wSSAD}) \cdot 2 \cdot \pi \cdot H_{SSAD}}{\frac{\ln \frac{r_{iSSAD}}{R_{SSAD}}}{k_{pared}} + \frac{\ln \frac{r_{eSSAD}}{r_{iSSAD}}}{k_{ais}}}$	0.619 kW
Q_{suelo SS-AD} (calor suelo)	$Q_{sueloSSAD} = \frac{(T_{SSAD} - T_{wSSAD}) \cdot 2 \cdot \pi \cdot H_{SSAD}}{\frac{e_{pared}}{k_{pared} \cdot r_{iSSAD}} + \frac{e_{ais}}{k_{ais} \cdot r_{eSSAD}}}$	0.897 kW	
USAB	T_{wUSAB} (es la temperatura de la pared externa de USAB)	$(T_{wUSAB} - T_m) \cdot h_c + \varepsilon_{cielo} \cdot \sigma \cdot (T_{wUSAB}^4 - T_m^4) = \frac{T_{USAB} - T_{wUSAB}}{\frac{e_{pared}}{k_{pared}} + \frac{e_{ais}}{k_{ais}}}$	7.154 °C
	r_{iUSAB} (radio interno del USAB)	$r_{iUSAB} = R_{cUSAB} + e_{pared}$	4.7 m
	re_{USAB} (radio externo del USAB)	$r_{eUSAB} = r_{iUSAB} + e_{ais}$	4.74 m
	A_{suelo USAB} (área)	$A_{sueloUSAB} = \pi \cdot 2 \cdot r_{eUSAB} \cdot H_{rUSAB}$	261.65 m ²
	Q_{pared USAB} (calor pared)	$Q_{paredUSAB} = \frac{(T_{USAB} - T_{wUSAB}) \cdot 2 \cdot \pi \cdot H_{rUSAB}}{\frac{\ln \frac{r_{iUSAB}}{R_{cUSAB}}}{k_{pared}} + \frac{\ln \frac{r_{eUSAB}}{r_{iUSAB}}}{k_{ais}}}$	6.31 kW
	Q_{suelo USAB} (calor suelo)	$Q_{sueloUSAB} = \frac{(T_{USAB} - T_{wUSAB}) \cdot 2 \cdot \pi \cdot H_{USAB}}{\frac{e_{pared}}{k_{pared} \cdot r_{iUSAB}} + \frac{e_{ais}}{k_{ais} \cdot r_{eUSAB}}}$	5.16 kW

Tabla 5. 9 – Esquema de cálculo de los intercambios de calor a través de las paredes y el suelo del digestor (Q_{pared} y Q_{suelo})

Fuente: Propia.

(5.11) Supongo al suelo como húmedo y compacto.

(5.12) Se asume que todo el suelo está a 3 °C (posición conservadora).

(5.13) El SSAD está enterrado, exceptuando la tapa

El calor es positivo tanto de las paredes como del suelo por lo cual se afirma que todas las superficies pierden calor hacia los alrededores.

5.3.6. Cálculos del calor que necesita cada serpentín

A continuación se calcula el calor que deberá intercambiar cada serpentín para mantener la isothermicidad de cada etapa.

$$Q_{\text{serpentin}_{R1}} = Q_{\text{tapa}} + Q_{\text{suelo}} + Q_{\text{alim}} + Q_{\text{pared}} + Q_{\text{solar}} = 143.75 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{serpentin}_{R2}} = Q_{\text{tapa}} + Q_{\text{suelo}} + Q_{\text{alim}} + Q_{\text{pared}} + Q_{\text{solar}} = -5031.1 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{serpentin}_{SSAD}} = Q_{\text{tapa}} + Q_{\text{suelo}} + Q_{\text{alim}} + Q_{\text{pared}} + Q_{\text{solar}} = 4153.5 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{serpentin}_{USAB}} = Q_{\text{tapa}} + Q_{\text{suelo}} + Q_{\text{alim}} + Q_{\text{pared}} + Q_{\text{solar}} = 61.04 \text{ kW}$$

R2 debe bajar la temperatura antes de alimentar al digestor SSAD.

Respecto al SSAD será necesario entregarle calor al igual que el USAB y a R1.

Para realizar los cálculos se adopta una postura conservadora, se eligió ubicar el sistema en el caso más desfavorable y calcular el caudal máximo necesario de fluido calefactor o refrigerante según corresponda. Si luego en la práctica el sistema se encuentra en mejores condiciones de operación se pueden regular los caudales de los fluidos que se encuentran en el serpentín mediante los sistemas de control, disminuyendo el intercambio térmico.

5.4. SISTEMA DE CONTROL

Para el correcto funcionamiento del biodigestor hay que controlar y monitorear ciertos parámetros que indican si el biodigestor está operando en los rangos óptimos. Los parámetros de seguimiento en un reactor USAB son:

5.4.1. Control de Temperatura

Se diseña un sistema de control de temperatura para mantener estable cada uno de los digestores, respetando las condiciones de cada modelo cinético (de 32°C para el reactor USAB y 32°C para el SS-AD. También se diseñan los controles de temperatura para calefaccionar el recipiente de tratamiento térmico R1 y para refrigerar el recipiente de acondicionamiento del sustrato R2.

Se plantea un sistema de control de lazo cerrado:

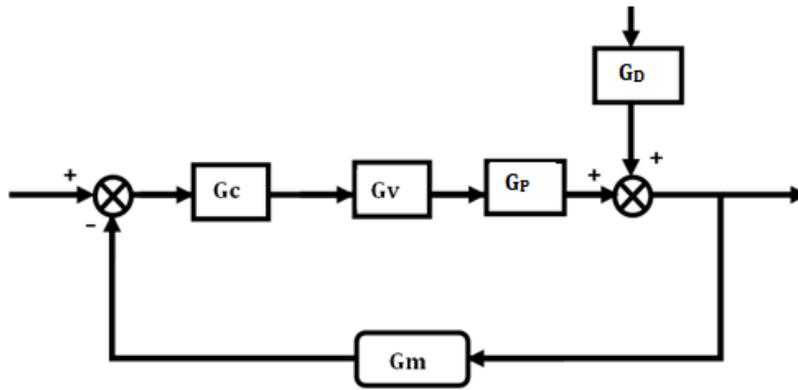


Figura 5. 4. Control de Temperatura en lazo cerrado para reactor isotérmico.

Fuente: propia

Siendo:

- Gc: función de transferencia del controlador
- Gv: función de transferencia de la válvula
- Gm: función de transferencia del medidor
- Gp: función de transferencia del proceso
- Gd: función de transferencia del perturbación.

El sistema de control de temperatura consta de:

- *Panel de control*: es donde se setea la temperatura deseada y el rango óptimo, el panel es el que recibe la información del sensor y envía información a la electroválvula.
- *Tuberías de conducción de fluido calefactor o refrigerante*: el fluido puede ser vapor de agua o agua que se utilizará para la transferencia de calor por conducción a través de las paredes metálicas de la tubería, éstas deben ser de acero inoxidable de ½ “.
- *Electroválvula*: controla el caudal del fluido de intercambio.
- *Sensor de temperatura*: termocupla Pt 100.
- *Caldera y depósito de agua de ósmosis*
- *Bomba*.

A continuación se realizan los balances de energía para poder calcular las funciones de transferencia del proceso (GP).

Recipiente R1:

El R1 debo calentar la corriente desde temperatura ambiente hasta 70°C que es la temperatura a la que se lleva a cabo el pretratamiento.

Balances de energía

$$F_A \cdot T_A(t) \cdot Cp_A \cdot \rho_A + F_{CD} \cdot T_{CD}(t) \cdot Cp_{CD} \cdot \rho_{CD} + F_1 \cdot T_1(t) \cdot Cp_{F1} \cdot \rho_{F1} + H_v \cdot FV_1(t) \\ = F_{1H} \cdot T_{1H}(t) \cdot Cp_{F1H} \cdot \rho_{F1H} + Cp_{F1H} \cdot \rho_{F1H} \cdot V_{R1} \cdot \frac{dT_{1H}(t)}{dt}$$

(5.14) Se considera que:

$$Cp_{F1} \cdot \rho_{F1} = Cp_{F1H} \cdot \rho_{F1H} = Cp_{F3} \cdot \rho_{F3} = Cp_{F2} \cdot \rho_{F2} = Cp_{F4} \cdot \rho_{F4} = Cp_{F5} \cdot \rho_{F5} = Cp_R \cdot \rho_R = Cp \cdot \rho$$

(5.15) Se considera despreciable el aporte del término que incluye al biogás y del codigestor.

(5.16) Se considera que el reactor se calefacciona con vapor a 500°K (Se detallará en el capítulo 7).

$$F_1 \cdot T_1(t) + \frac{H_v \cdot FV_1(t) + F_A \cdot T_A(t) \cdot Cp_A \cdot \rho_A}{Cp \cdot \rho} = F_{1H} \cdot T_{1H}(t) + V_{R1} \cdot \frac{dT_{1H}(t)}{dt}$$

Siendo:

- CD, F_A, F_1, F_{1H} =Caudales volumétricos (m³/s).
- H_v =Entalpía del vapor (kJ/kg)
- Cp =Capacidad calorífica (kJ/kg.°C)
- ρ =densidad (kg/m³)
- V_{R1} =Volumen del R1 (m³).
- FV_1 = caudal volumétrico de vapor (m³/s)

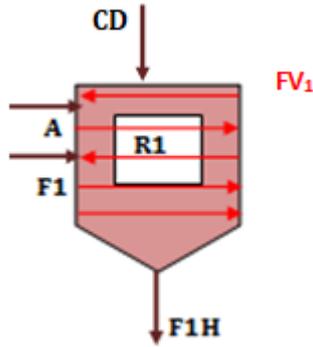


Figura 5. 5- Detalle de corrientes en reactor R1

Fuente: propia

Hallo $GP_1(s)$ considerando perturbaciones sólo en el caudal de vapor $FV_1(s)$:

$$GP_1(s) = \frac{T_{1H}'(s)}{FV_1'(s)} = \frac{H_v}{(V_{R1} \cdot s + F_{1H}) \cdot Cp \cdot \rho} = \frac{K_{GP1}}{\tau_{GP1} \cdot s + 1}$$

Hallo $GD_{11}(s)$ considerando perturbaciones sólo en la temperatura de alimentación de BSG del reactor $T_1(s)$:

$$GD_{11}(s) = \frac{T_{1H}'(s)}{T_1'(s)} = \frac{F_1}{V_{R1} \cdot s + F_{1H}} = \frac{K_{GD11}}{\tau_{GD11} \cdot s + 1}$$

Hallo $GD_{12}(s)$ considerando perturbaciones sólo en la temperatura de alimentación de BWW del reactor $T_A(s)$:

$$GD_{12}(s) = \frac{T_{1H}'(s)}{T_A'(s)} = \frac{F_A \cdot Cp_A \cdot \rho_A}{(V_{R1} \cdot s + F_{1H}) \cdot Cp \cdot \rho} = \frac{K_{GD12}}{\tau_{GD12} \cdot s + 1}$$

Se calcula GD_1 sumando ambos aportes:

$$GD_1(s) = GD_{11}(s) \cdot GD_{12}(s)$$

Recipiente R2:

En R2 debo refrigerar el caudal de sustrato para que ingrese al reactor SSAD con una temperatura adecuada (<35°C, rango mesofílico óptimo) para que se efectúe la digestión.

Balances de energía

$$F_{1H} \cdot T_{1H}(t) \cdot Cp_{F1H} \cdot \rho_{F1H} + Cp_{AE} \cdot \rho_{AE} \cdot T_{AE}(t) \cdot F_{AE}(t) = F_2 \cdot T_2(t) \cdot Cp_{F2} \cdot \rho_{F2} + Cp_{F2} \cdot \rho_{F2} \cdot V_{R2} \cdot \frac{dT_2(t)}{dt}$$

^(5.17) Se considera que el reactor se refrigera con etilenglicol a -5°C (Se detallará en capítulo 7).

$$F_{1H} \cdot T_{1H}(t) + \frac{Cp_{AE} \cdot \rho_{AE} \cdot T_{AE}(t) \cdot F_{AE}(t)}{Cp \cdot \rho} = F_2 \cdot T_2(t) + V_{R2} \cdot \frac{dT_2(t)}{dt}$$

Siendo:

- F_2, F_{1H} =Caudales volumétricos (m^3/s).
- V_{R2} =Volumen del R2 (m^3).
- C_{pAE} : Capacidad calorífica del refrigerante (Kcal/kg).
- F_{AE} = caudal volumétrico de refrigerante (m^3/s)
- ρ_{AE} =densidad del refrigerante.

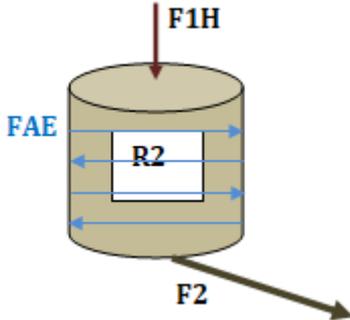


Figura 5. 6- Detalle de corrientes en reactor R2
Fuente: propia

Hallo $GP_2(s)$ considerando perturbaciones sólo en la temperatura del refrigerante $T_{AE}(s)$:

$$GP_2(s) = \frac{T_2'(s)}{T_{AE}'(s)} = \frac{C_{pAE} \cdot \rho_{AE} \cdot F_{AE}}{(V_{R2} \cdot s + F_2) \cdot C_p \cdot \rho} = \frac{K_{GP2}}{\tau_{GP2} \cdot s + 1}$$

Hallo $GD_2(s)$ considerando perturbaciones sólo en la temperatura de alimentación de R2(s):

$$GD_2(s) = \frac{T_2'(s)}{T_{1H}'(s)} = \frac{F_{1H}}{V_{R2} \cdot s + F_2} = \frac{K_{GD2}}{\tau_{GD2} \cdot s + 1}$$

Reactor SSAD:

Se realizan los balances teniendo en cuenta que la temperatura del SSAD debe mantenerse en $32^\circ C$.

Balances de energía

$$\begin{aligned} F_2 \cdot T_2(t) \cdot C_{pF2} \cdot \rho_{F2} + F_4 \cdot T_4(t) \cdot C_{pF4} \cdot \rho_{F4} + H_v \cdot V_1(t) \\ = F_3 \cdot T_3(t) \cdot C_{pF3} \cdot \rho_{F3} + Rea \cdot T_3(t) \cdot C_{pR} \cdot \rho_R + B1_a \cdot T_3(t) \cdot C_{pB} \cdot \rho_B \\ + C_{pF3} \cdot \rho_{F3} \cdot V_{SSAD} \cdot \frac{dT_3(t)}{dt} \end{aligned}$$

$$F_2 \cdot T_2(t) + F_4 \cdot T_4(t) + \frac{H_v \cdot FV_2(t)}{C_p \cdot \rho} = F_3 \cdot T_3(t) + Rea \cdot T_3(t) + V_{SSAD} \cdot \frac{dT_3(t)}{dt}$$

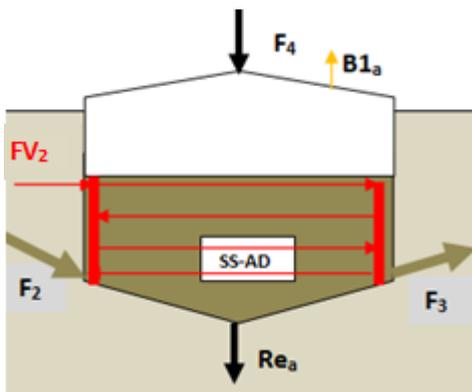


Figura 5. 7-Detalle de corrientes en reactor SSAD
Fuente: propia

Siendo:

- F_2, F_4, F_3, Rea y $B1_{SSAB}$ =Caudales volumétricos (m^3/s).
- V_{SSAD} =Volumen del SSAD (m^3).
- FV_2 = caudal volumétrico de vapor

Hallo $GP_{SSAD}(s)$ considerando perturbaciones sólo en el caudal de vapor $FV_2(s)$:

$$GP_{SSAD}(s) = \frac{T_3'(s)}{V_1'(s)} = \frac{H_v}{(V_{SSAD} \cdot s + Rea + F_3) \cdot Cp \cdot \rho} = \frac{K_{GPSSAD}}{\tau_{GPSSAD} \cdot s + 1}$$

Hallo $GD_{SSAD}(s)$ considerando perturbaciones sólo en la temperatura de alimentación del reactor $T_2(s)$:

$$GD_{SSAD}(s) = \frac{T_3'(s)}{T_2'(s)} = \frac{F_2}{V_{SSAD} \cdot s + F_3 + Rea} = \frac{K_{GDSSAD}}{\tau_{GDSSAD} \cdot s + 1}$$

Reactor USAB:

Se realizan los balances teniendo en cuenta que el USAB debe operar a $32^\circ C$.

Balances de energía

$$\begin{aligned} A_2 \cdot T_{A2}(t) \cdot Cp_{A2} \cdot \rho_{A2} + Rea \cdot T_3(t) \cdot Cp_R \cdot \rho_R + H_v \cdot FV_3(t) \\ = F_4 \cdot T_4(t) \cdot Cp_{F4} \cdot \rho_{F4} + F_5 \cdot T_5(t) \cdot Cp_{F5} \cdot \rho_{F5} + B1_b \cdot T_5(t) \cdot Cp_B \cdot \rho_B \\ + Cp_{F5} \cdot \rho_{F5} \cdot V_{USAB} \cdot \frac{dT_5(t)}{dt} \end{aligned}$$

$$Rea \cdot T_3(t) + \frac{H_v \cdot FV_3(t) + A_2 \cdot T_{A2}(t) \cdot Cp_{A2} \cdot \rho_{A2}}{Cp \cdot \rho} = F_5 \cdot T_5(t) + F_4 \cdot T_4(t) + V_{USAB} \cdot \frac{dT_5(t)}{dt}$$

Siendo:

- A_2, F_4, F_5, Rea y $B1_b$ =Caudales volumétricos (m^3/s).
- V_{USAB} =Volumen del USAB (m^3).
- FV_3 = caudal volumétrico de vapor (m^3/s)

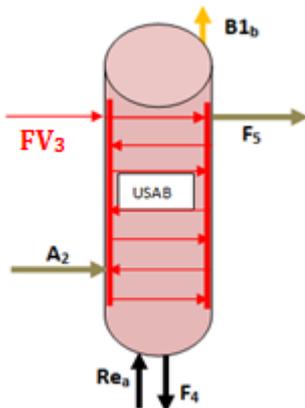


Figura 5. 8- Detalle de corrientes en reactor USAB

Fuente: propia

Hallo $GP_{USAB}(s)$ considerando perturbaciones sólo en el caudal de vapor $FV_3(s)$:

$$GP_{USAB}(s) = \frac{T_5'(s)}{FV_3'(s)} = \frac{H_v}{(V_{USAB} \cdot s + F_4 + F_5) \cdot Cp \cdot \rho} = \frac{K_{GPUSAB}}{\tau_{GPUSAB} \cdot s + 1}$$

Hallo $GD_{USAB}(s)$ considerando perturbaciones sólo en la temperatura de alimentación del reactor $T_2(s)$:

$$GD_{USAB}(s) = \frac{T_5'(s)}{T_{A2}'(s)} = \frac{A_2 \cdot Cp_{A2} \cdot \rho_{A2}}{V_{USAB} \cdot s + F_4 + F_5} = \frac{K_{GDUSAB}}{\tau_{GDUSAB} \cdot s + 1}$$

La siguiente tabla resume los parámetros estáticos y dinámicos de cada bloque del lazo de control:

Parámetros	K	T	G
Válvula	$K_v = [(100-0)\% \text{ de apertura} / (20-4)\text{mA}] = 6.25\% / \text{mA}$ Electroválvula isoporcentual.	τ_v es despreciable en comparación con el τ del proceso	$G_v = K_v = 6.25\% / \text{mA}$
Control	$K_c = (20-4)\text{mA} / (20-4)\text{mA} = 1$	τ_c es despreciable en comparación con el τ del proceso.	$G_c = K_c = 1 \text{ mA}/^\circ\text{C}$
Medidor de Temperatura (Pt 100)	$K_m = (20-4)\text{mA} / (100-0)^\circ\text{C} = 0.16 \text{ mA}/^\circ\text{C}$	τ_m es despreciable en comparación con el τ del proceso.	$G_m = K_m = 0.16 \text{ mA}/^\circ\text{C}$
R1	$K_{GP1} = 1.872 \cdot 10^4 \left[\frac{^\circ\text{C} \cdot \text{s}}{\text{kg}} \right]^{(5.15)(5.16)}$ $K_{GD11} = 5.625 \cdot 10^{-4}$ $K_{GD12} = 1.133$	$\tau_{GP1} = 7.73 \cdot 10^3 [\text{s}]$ $\tau_{GD11} = \tau_{GP1}$ $\tau_{GD12} = \tau_{GP1}$	$GP_1 = \frac{K_{GP1}}{\tau_{GP1} \cdot s + 1} \left[\frac{^\circ\text{C} \cdot \text{s}}{\text{kg}} \right]$ $GD_{11} = \frac{K_{GD11}}{\tau_{GD11} \cdot s + 1} \left[\frac{^\circ\text{C}}{^\circ\text{C}} \right]$ $GD_{12} = \frac{K_{GD12}}{\tau_{GD12} \cdot s + 1} \left[\frac{^\circ\text{C}}{^\circ\text{C}} \right]$ $GD_1 = GD_{11} \cdot GD_{12}$
R2	$K_{GP2} = 14.698$ $K_{GD2} = 1$	$\tau_{GP2} = 7.73 \cdot 10^3 [\text{s}]$ $\tau_{GD2} = \tau_{GP2}$	$GP_2 = \frac{K_{GP2}}{\tau_{GP2} \cdot s + 1} \left[\frac{^\circ\text{C}}{^\circ\text{C}} \right]$ $GD_2 = \frac{K_{GD2}}{\tau_{GD2} \cdot s + 1} \left[\frac{^\circ\text{C}}{^\circ\text{C}} \right]$
Proceso SSAD	$K_{GPSSAD} = 16.41 \left[\frac{^\circ\text{C} \cdot \text{s}}{\text{kg}} \right]$ $K_{GDSSAD} = 0.878$	$\tau_{GPSSAD} = 3.458 \cdot 10^6 \text{s}$ $\tau_{GDSSAD} = \tau_{GPSSAD}$	$GP_{SSAD} = \frac{K_{GPSSAD}}{\tau_{GPSSAD} \cdot s + 1} \left[\frac{^\circ\text{C} \cdot \text{s}}{\text{kg}} \right]$ $GD_{SSAD} = \frac{K_{GDSSAD}}{\tau_{GDSSAD} \cdot s + 1} \left[\frac{^\circ\text{C}}{^\circ\text{C}} \right]$
Proceso USAB	$K_{GPUSAB} = 7.267 \left[\frac{^\circ\text{C} \cdot \text{s}}{\text{kg}} \right]$ $K_{GDUSAB} = 0.776$	$\tau_{GPUSAB} = 6.708 \cdot 10^5 [\text{s}]$ $\tau_{GDUSAB} = \tau_{GPUSAB}$	$GP_{USAB} = \frac{K_{GPUSAB}}{\tau_{GPUSAB} \cdot s + 1} \left[\frac{^\circ\text{C} \cdot \text{s}}{\text{kg}} \right]$ $GD_{USAB} = \frac{K_{GDUSAB}}{\tau_{GDUSAB} \cdot s + 1} \left[\frac{^\circ\text{C}}{^\circ\text{C}} \right]$

Tabla 5. 10 – Control de Temperatura

Fuente: Propia.

5.4.2. Control de pH

El proceso de biometanización es largamente influenciado por los cambios de pH, siendo el rango 6.5-8.5 el más conveniente para evitar inhibiciones (Weiland, 2003). El valor del pH aumenta por la acumulación de amonio durante la degradación de las proteínas, mientras que con la acumulación de AGVs (ácidos grasos volátiles) resultantes de la degradación de la materia orgánica el valor del pH disminuye; considerándose un pH tóxico para las metanogénicas cuando se encuentra por debajo del 6.6.

El sistema de control de pH consta de:

- *Dispensador aséptico de ácido (HCl);*
- *Filtro microporo en línea;*
- *Manguera flexible resistente al ácido;*
- *Electroválvula 1;*
- *Dispensador aséptico de base NaOH;*
- *Filtro microporo en línea;*
- *Manguera flexible resistente a la base;*
- *Electroválvula 2;*
- *Sensor de pH:* es una sonda que mide la acidez e informa al panel de control.
- *Panel de control:* recibe información del sensor de pH y, en base a la misma, envía información a las electroválvulas y bombas de ácido o base según corresponda.

5.4.3. Control de espuma

La presencia de oxígeno en el ambiente interno del biorreactor ocasiona que los productos de desecho del catabolismo celular de los microorganismos anaerobios sean oxidados, por lo que, las espumas se tornan densas y “jabonosas” ocasionando serios problemas funcionales y contaminando el cultivo.

Un sistema de control de espuma consta de:

- *Panel de controlador de antiespuma:* comanda la electroválvula que dispensa el antiespumante y recibe la señal de medición del sensor de espuma.
- *Electroválvula:* recibe la señal eléctrica del control y en proporción a la misma abre o cierra dejando pasar el porcentaje de antiespumante adecuado.
- *Sensor antiespuma:* es el sensor que mide el nivel de espuma en el medio de cultivo; se especifica de acuerdo al tamaño del frasco dispensador de antiespumante.
- *Depósito de antiespumante:* debe contar con su propio sistema de filtración y equiparación de presión (externa e interna), generalmente se usa en soluciones de base en agua como nuestro sustrato emulsiones de siliconas.
- *Manguera flexible:* se recomienda una de silicona curada. La manguera flexible se conecta al sistema (biorreactor) mediante un tubo de adición de reactivo, este debe ser de acero inoxidable y su diámetro debe ser el diámetro interno de la manguera flexible.

5.4.4. Análisis del contenido de materia orgánica

Es una prueba analítica que permite determinar el contenido de materia orgánica biodegradable en una muestra de aguas residuales midiendo el consumo de oxígeno por una población microbiana heterogénea. La importancia de esta prueba radica en que es un parámetro ambiental que da una medida del grado de contaminación. Medida en el afluente y efluente del reactor permite calcular la remoción del mismo.

5.4.5. Análisis de la concentración de sustrato.

La determinación de los sólidos es una prueba indispensable para la operación de reactores biológicos, que junto con otros parámetros, proporciona información de la eficiencia de remoción del proceso, e indirectamente, de la concentración de biomasa bacteriana en el reactor.

5.4.6. Análisis de presencia de inhibidores de reacción.

Los Ácidos Grasos Volátiles (AGV) son los principales productos intermedios de la digestión anaeróbica del material degradable a metano: ácidos acético, propiónico, butírico y valérico. Se mide en mg Ac. Acético/L. La concentración de AGV en el efluente debe ser muy baja y debe mantenerse en estos niveles, ya que los incrementos de éstos por encima de la capacidad buffer del sistema, tiene un efecto inhibitorio de los compuestos intermedios que se produce en función de su grado de ionización.

La actividad metanogénica está, así mismo, relacionada con la capacidad de tiempo que el lodo tiene para adaptarse a los AGV del sustrato usado. Los AGV son degradados por bacterias acetogénicas hasta ácido acético, que constituye el mayor sustrato de las bacterias metanogénicas.

También se mide la alcalinidad del sustrato en mg de CaCO_3/L . El CaCO_3 se debe principalmente a la presencia de iones bicarbonato, carbonato e hidroxilo. Se ha demostrado que cuando la relación entre AGV y la alcalinidad del medio supera 0,3-0,4 es indicador de fallo inminente en el sistema de digestión anaerobia.

5.5. EFLUENTE

El sustrato luego de la digestión anaerobia dentro del digestor forma un efluente llamado digestato. Principalmente la fracción de carbono es la que sufre modificaciones a través de la digestión, esto significa que los nutrientes que contiene la biomasa se preservan y además son más fácilmente solubles por el proceso de degradación anaeróbica y, por lo tanto, son más fáciles de absorber (Dohler, 1999). La proporción de C:N de los digestatos es de aproximadamente 5 o 6 y, de ese modo, significativamente menor que los sustratos crudos. La degradación de la materia orgánica hace que el Nitrógeno enlazado orgánicamente se convierta en Nitrógeno enlazado inorgánicamente y resulta, en consecuencia, en que la fracción de amoníaco constituye una mayor proporción (aproximadamente 60% a 70%) del nitrógeno total de los digestatos.

El efluente de un biodigestor puede ser reutilizado, cuenta con varias aplicaciones, una de ellas es su utilización como fertilizante orgánico, ya que presenta características similares a los fertilizantes tradicionales y son más nutritivos debido a que contienen nitrógeno, fósforo y potasio, entre otras sustancias útiles para las plantas. También puede ser utilizado como alimento para animales ya que contiene calcio, hierro, cobre y zinc, muchos tipos de proteínas, celulosas y aminoácidos.

5.5.1. Biofertilizante

La conversión anaeróbica de los sustratos permite la producción del biogás, y al mismo tiempo, se produce un fertilizante natural, el digestato o biol.

La materia orgánica digerida que sale del biodigestor es un fertilizante orgánico. Este fertilizante permite una adecuada nutrición de los suelos que se empobrecen con los cultivos.

Durante la digestión anaeróbica se conserva una mayor cantidad de nutrientes que en la digestión aeróbica (compostaje) en la cual se volatilizan 25% más de nutrientes (House, 1981).

El digestato es un buen fertilizante, rico en fósforo, potasio y nitrógeno, en comparación con el sustrato fresco es más eficaz, homogéneo y tiene un contenido de nutrientes más alto, con una mejor relación C/N, además es más seguro sanitariamente para animales y personas porque la digestión anaerobia elimina organismos biológicos patógenos. Además atrae menos insectos ya que es casi inodoro (Elordi Garcia. 2017).

SUSTANCIA	CANTIDAD
Nitrógeno	260 mg/lt
Fósforo	20 mg/lt
Potasio	275 mg/lt
Micronutrientes presentes	Ca, Mg, S, B, Cu, Fe, Mn, Zn
Escherichia Coli	<10cfu/100 ml
Coliformes fecales	<10cfu/100 ml
E. Coli O157:H7	No
Listeria Monocytogenes	No
Salmonella	No
Vibrio Cholerae	No

Tabla 5.11 - Propiedades del biol.

Fuente: Homebiogas.

En comparación con el uso directo de los excrementos, el biol se distingue por ser asimilable más rápidamente puesto que los nutrientes están disueltos en el agua. En cuanto a la comparación con el uso de fertilizantes químicos el interés es, por un lado, económico, puesto que se ahorra su compra y, por otro, ambiental, puesto que los fertilizantes químicos necesitan combustibles fósiles o productos químicos nocivos para su fabricación.

El biofertilizante que se extraerá de los biodigestores se bombeará a través de bombas independientes a lagunas aeróbicas que posee el establecimiento (Fig.5.9). Las lagunas cumplirán la función de almacenamiento de biofertilizante.



Figura 5.9 - Lagunas Aeróbicas.

Fuente:

<http://www.inforestserviciosforestales.blogspot.com.ar>

A continuación se detalla el volumen de biofertilizante que se producirá anualmente (ver Tabla 5.11). El mismo será aproximadamente igual al volumen de efluente que se generará anualmente. Se consideró una pérdida del 5% (Graiño, 2014).

Volumen de Efluente SSAD (VE_{SSAD})	Tabla 4.2	4566.4 kg/día
Volumen de Efluente USAB (VE_{USAB})	Tabla 4.3	50528.4 kg/día
Volumen de Efluente Total (VE_T)	VE _T = VE _{USAB} + VE _{SSAD}	55094.8 kg/día
Volumen de Biofertilizante	95% VET ^(5.)	52340.06 kg/día

TABLA 5.12 - Volumen de biofertilizante producido anualmente.

Fuente: Propia

5.6. BIBLIOGRAFÍA

- Batstone, Keller, Newell, Newland (2000). Tecnología Bioresource.
- Borja R, Sa ́nchez E, Weiland P, Travieso L, Martı́n A. 1994. Kinetic of anaerobic digestion of cow manure with biomass immobilized on zeolite.
- Caicedo Messa, F. J. (2006). Dise ́no, construcci3n y arranque de un reactor U.A.S.B piloto para el tratamiento de lixiviados.
- Castillo Uribe, V. (2003) *Dise ́no y calculo de un agitador de fluidos*. Universidad del Bı́o-Bı́o. Chile.
- Dieter Deublein, Steinhauer and Angelika. Biogas from Waste and Renewable Resources. Deggendorf, 2008.
- Elordi Garcia, Lucas (2017). Dise ́no de un Digestor para una planta de Biogás.
- Ertola, Yantorno y Mignone (1994). *Microbiologia Industrial*. OEA.
- Fachagentur Nachwachsende Rohstoff (2010), Guı́a sobre el biogás.
- Francisco Javier Caicedo, 2006; "Dise ́no, construcci3n y arranque de un reactor USAB".
- Grai ́o, Mosvovitz. Generaci3n y Distribuci3n de energı́a de renovable a partir de biogás, 2014.
- Guardado-Chac3n, J. A. (2007). Dise ́no y construcci3n de plantas de biogás sencillas. Ciudad de la Habana, Cuba: Editorial Cubasolar.
- Gebremedhin, K.G., et al. (2004). *Simulation of Heat Transfer for Biogas Production*. Department of Biological and Environmental Engineerin Cornell University Ithaca, New York, USA.
- Guardia, Rodrı́guez (2017). Dise ́no de un biodigestor anaerobio para el tratamiento de los residuals s3lidos del procesamiento c3rnico. House, D. The Biogas Handbook, Culver City, Peace Press, 1981
- Javier Nieto Maestre, (1998). Reactor bioquı́mico con recirculaci3n de microorganismos a trav3s de un decantador. Laboratorio Oficial J.M. Madariaga, Madrid.
- Karthikeyan, C. Visvanathan (2013). BioTechnol.
- Jean-Francois, DULHOSTE. Teorı́a de Control.
- Koshkin N. I., Shirk3vich M. G. (1975). *Manual de Fısica Elemental*. Editorial Mir.
- Morales De la rosa, S. & Campos-Martin, J.M., (2014) Catalytic processes and catalyst development in biorefining, in: *Advances in Biorefineries: Biomass and Waste Supply Chain Exploitation*, pp. 152-198.
- Morales De la rosa, S. (2015). Hidr3lisis 3cida de celulosa y biomasa lignocelulosica asistida con lı́quidos i3nicos.
- Nicolella, Cristiano, Mark C.M. van Loosdrecht, y Sef J. Heijnen. 2000. Particle-based biofilm reactor technology.
- Sawatdeenarunat, Surendra, Takara, Oechsner, Khanal (2015).
- Anaerobic digesti3n of lignocellulosic biomass. Severa, L. et al. (2009). On the rheological profile of malt wort during processing of substrate por lager beer. Universidad Mendel de Agricultura y Silvicultura. Republica Checa. Steffe, J. F. (1996). *Rheological methods in food process engineering* (2nd ed.). East Lansing, MI, USA.
- Yenigun, Demirel (2013). Ammonia inhibition in anaerobic digestion.
- Van Haandel y Lettinga (1994). Tratamiento anaer3bio de esgotos.
- Wildschut, H., Scholte, H.G., Overbeeke, J.L., Dijkstra, O.D., Noordhoek, C. (1989). Fatigue and corrosion fatigue on flat specimens and tubular joints. American Society of Mechanical Engineers (ASME).
- Wu, DL Nofziger - Journal of Environmental Quality, 1999 - dl.sciencesocieties.org. Incorporaci3n de los efectos de la temperatura en la degradaci3n de los plaguicidas en un modelo de gesti3n.

6. DISEÑO DE SISTEMA DE SEPARACION

6.1. NORMATIVA

La purificación del biogás crudo es el proceso mediante el cual se ajusta su contenido de gases ácidos y otras impurezas a los valores especificados por el ente regulador competente.

El objetivo del presente trabajo es producir un biogás apto para ser inyectado a la red de gas natural. En Argentina, la normativa en lo referente a seguridad, protección ambiental, procedimientos técnicos y comerciales, calidad del servicio y transporte y distribución de gas está regulada por el Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS), las especificaciones fueron detalladas en el capítulo 3 en la tabla 3.1.

6.2. DISEÑO DEL SISTEMA

La corriente B1 obtenida en los digestores cuya composición molar es 65.9 % de metano, 30.7 % de dióxido de carbono y 3,4 % de nitrógeno será tratada para obtener una corriente de biogás que cumpla con los requisitos mencionados en la tabla 3.1 y así poder inyectarla a la red de gas. El tratamiento se realizará en dos etapas: etapa de purificación y etapa de secado.

En el simulador UNISIM se siguieron los pasos que se describen a continuación:

- Se estableció un nuevo caso en el que se definieron todos los componentes involucrados y el paquete termodinámico correspondiente analizado en el punto 3.2.3:
 - “Peng-Robinson” para la separación del N_2 en un destilador flash,
 - “Amine Pkg-KE” para la etapa de separación del CO_2 por absorción química.
 - “Glycol Package” en la etapa de secado por absorción química con TEG.
- Se ingresó a los ambientes de simulación en cada etapa por separado, en ellos se construyó el diagrama de flujo del proceso, colocando las corrientes de materia y energía y los equipos.
- Una vez armada la planta, con todas las unidades y corrientes del proceso, se conectó la salida del reciclo con la entrada a la torre de absorción y se llegó a la convergencia del sistema.

6.2.1. Etapa de Separación del N₂

La cantidad de N₂ y CO₂ que contiene la corriente de biogás B1 supera los contenidos permitidos especificados por ENARGAS. El contenido de CO₂ se eliminará en el absorbedor al fluir en contracorriente con la amina MEA (se detalla en punto 6.2.2), pero sólo con esta medida no se logra cumplir con la normativa, también es necesario bajar el contenido del N₂, se empleará un Tanque Flash con el objetivo de eliminarlo.

En la figura 6.1 se muestra el diagrama de flujo de la separación del N₂:

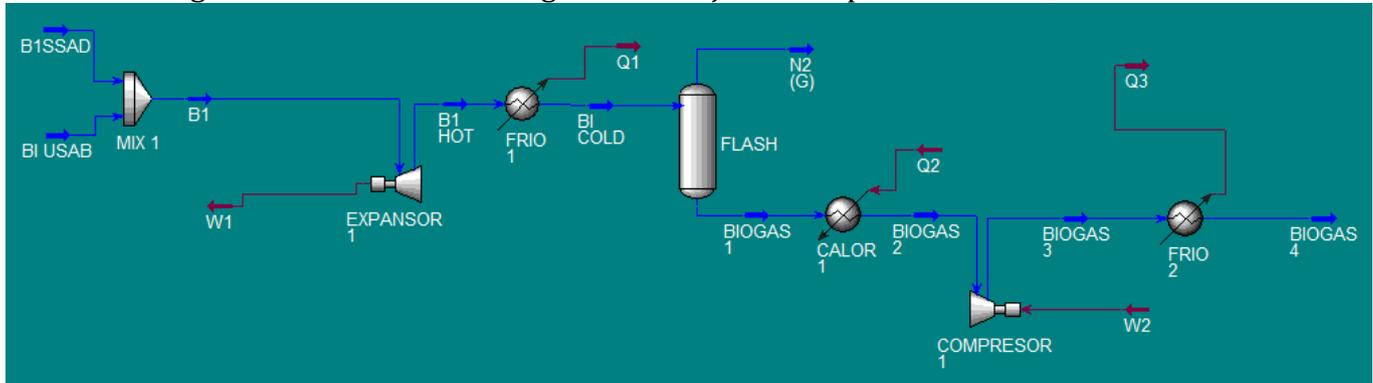


Figura 6.1–Separación del N₂.
Fuente Propia.

Las corrientes “B1_{USAB}” y “B1_{SSAD}” obtenidas de los biodigestores se mezclan en **MIX 1** para obtener una única corriente de biogás llamada “B1”.

Posteriormente se reduce la presión del biogás “B1” con el **EXPANSOR 1**, obteniéndose la corriente gaseosa “B1_{HOT}”, dicha corriente será enfriada con el equipo **FRIO 1** obteniendo la corriente “B1_{COLD}” en estado líquido, sobre la cual acontecerá una evaporación instantánea. La separación en el destilador **FLASH** es una operación de una sola etapa en donde se evapora parcialmente una mezcla líquida y se obtienen dos corrientes: una corriente en estado líquido llamada “BIOGAS 1” y una corriente gaseosa llamada “N2”.

Se realiza la simulación en el software UniSm Design y se elige la presión adecuada para que se produzca la separación completa del Nitrógeno de la corriente de “B1”. La mayor presión posible para obtener estos resultados es de 5 kPa.

A continuación se describen las corrientes:

MIX 1							
CORRIENTES ENTRANTES							
Corriente	Presión (kPa)	Temp. (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo (kg/h)	Fracciones másicas		
					CH ₄	CO ₂	N ₂
B1 _{USAB}	101	32	1	105.2	0.422	0.54	0.038
B1 _{SSAD}	101	32	1	31.954	0.422	0.54	0.038
CORRIENTES SALIENTES							
B1	101	32	1	137.2	0.422	0.54	0.038

Tabla 6.1–Detalles de las corrientes entrantes y salientes del mezclador MIX 1.
Fuente Propia.

EXPANSOR 1				
Corriente	Presión (kPa)	Temp. (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo másico (kg/h)
B1	101	32	1	137.2

B1 _{HOT}	5	-85.34	1	137.2
Corriente	Energía (kJ/h)	Energía (kW)		
W1	2.23.10 ⁴	6.2		

Tabla 6.2-Detalles de las corrientes entrantes y salientes del EXPANSOR 1.

Fuente Propia.

FRIO 1				
Corriente	Presión (kPa)	Temp. (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo másico (kg/h)
B1 _{HOT}	5	-85.34	1	137.2
B1 _{COLD}	5	-192	0	137.2
Corriente	Energía (kJ/h)	Energía (kW)		
Q1	8.52.10 ⁴	23.68		

Tabla 6.3-Detalles de las corrientes entrantes y salientes del cooler FRIO 1.

Fuente Propia.

FLASH									
Presión			5 kPa						
Temperatura			-192°C						
CORRIENTES ENTRANTES									
Corriente	Presión (kPa)	Temp. (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo (kg/h)	Fracciones másicas				
					CH ₄	CO ₂	N ₂	H ₂ O	MEA
B1 _{COLD}	5	-192	0	137.2					
CORRIENTES SALIENTES									
BIOGAS 1	5	-192	0	128.6	0.419878	0.576142	0.00398	0	0
N2	5	-192	1	8.6	0.453709	0	0.546288	0	0

Tabla 6.4-Detalles de las corrientes entrantes y salientes del Destilador FLASH.

Fuente Propia.

Luego de la separación flash se obtiene la corriente "BIOGAS 1" con un contenido mínimo de N₂. Antes de ingresar dicha corriente al **ABSORBEDOR 1** para disminuir su contenido de CO₂, es necesario acondicionarla. En primer lugar pasará por **CALOR 1** para pasar de estado líquido a gaseoso, una vez logrado el cambio de estado ingresará a **COMPRESOR 1** para alcanzar la presión de 300 kPa requerida para la separación eficaz (punto 3.2.5) y finalmente ingresará a **FRIO 2** para obtener la temperatura de 25°C requerida (punto 3.2.5).

CALOR 1				
Corriente	Presión (kPa)	Temp. (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo másico (kg/h)
BIOGAS 1	5	-192	0	128.6
BIOGAS 2	25	-120	1	128.6
Corriente	Energía (kW)	Energía (kJ/h)		
Q2	21.65	7.8.10 ⁴		

Tabla 6.5-Detalles de las corrientes entrantes y salientes del heater CALOR 1.

Fuente Propia.

COMPRESOR 1				
Corriente	Presión (kPa)	Temp. (°C)	Fracción Fase	Flujo másico (kg/h)

			Vapor	
BIOGAS 2	25	-120	1	128.6
BIOGAS 3	300	46.63	1	128.6
Corriente	Energía (kJ/h)	Energía (kW)		
W2	$2.92 \cdot 10^4$	8.13		

Tabla 6.6-Detalles de las corrientes entrantes y salientes del COMPRESOR 1.
Fuente Propia.

FRIO 2				
Corriente	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo másico (kg/h)
BIOGAS 3	300	46.63	1	128.6
BIOGAS 4	300	25	1	128.6
Corriente	Energía (kW)	Energía (kJ/h)		
Q3	1.140	4104		

Tabla 6.7-Detalles de las corrientes entrantes y salientes del cooler FRIO 2.
Fuente Propia.

6.2.2. Etapa de separación del CO₂

En la figura 6.2 se muestra el diagrama de flujo de la separación del CO₂:

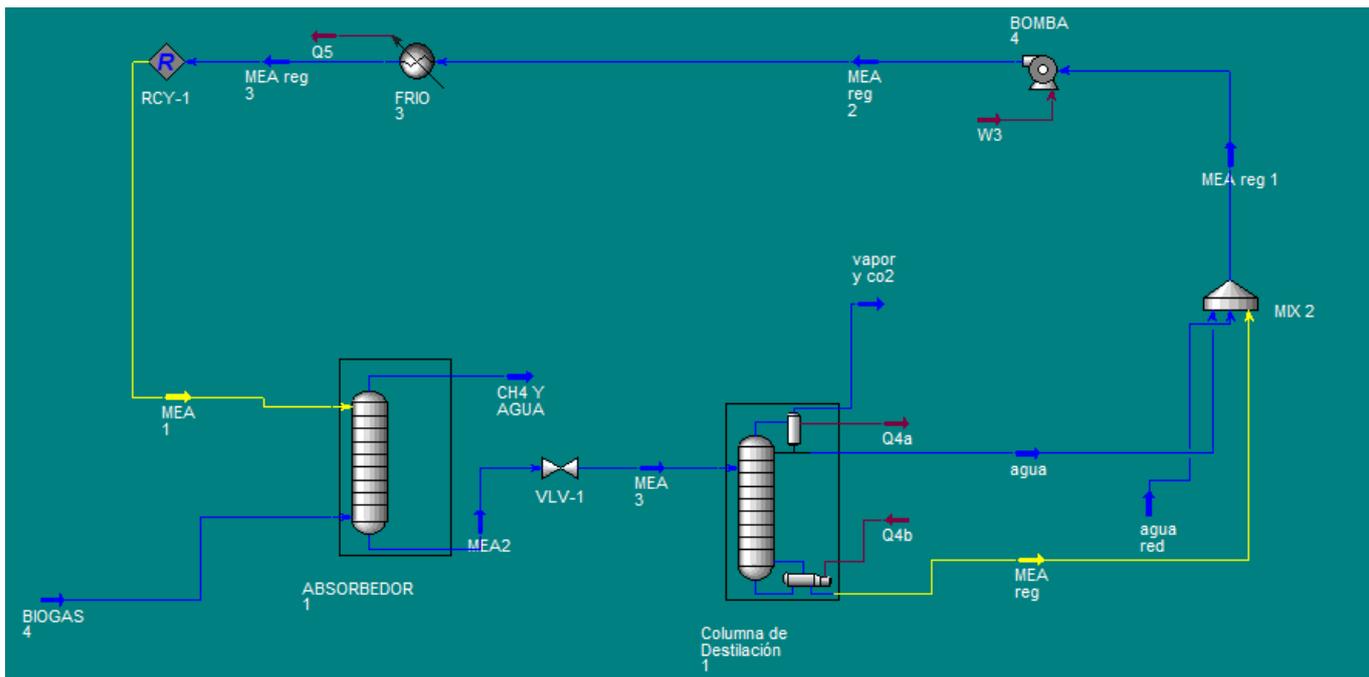


Figura 6.2- Etapa de purificación. Absorción química con MEA.
Fuente Propia.

La corriente "BIOGAS 4" ya acondicionada a la presión y temperatura requeridas ingresa a **ABSORBEDOR 1** y circulará a contracorriente con una corriente de amina "MEA1" para disminuir el contenido de CO₂.

En la siguiente tabla se detallan las propiedades de la amina MEA:

Nombre	Monoetanolamina MEA
Fórmula	HO-CH ₂ -CH ₂ -NH ₂

Masa molar (g/mol)	61.08
Punto de fusión (°C)	10.5°C
Densidad (20°C)	1.02
Punto de Ebullición (°C)	170.8
Temperatura crítica	405°C

Tabla 6.8 - Propiedades de la MEA.

Fuente: NIST, Libro Web de Química.

Para diseñar **ABSORBEDOR 1** se realizan simulaciones con el software UniSim Design, se evalúan los siguientes parámetros:

- **Caudal de MEA y cantidad de etapas:** se elige el caudal mínimo de MEA y la cantidad mínima de etapas en las que se obtenga la extracción deseada del CO₂ especificada previamente de la corriente de biogás.
- **Concentración de la amina MEA:** 30%P/P (se analizó en el capítulo 3).
- **Temperatura de MEA:** Se debe elegir entre 25 y 127°C ya que es el rango de trabajo del paquete de aminas elegido, se elige la menor (25°C) para evitar costos energéticos.
- **Tipo de torre:** Se escoge torre rellena. El relleno seleccionado para la columna de absorción son los Anillos Pall en Polipropileno, es un material de forma cilíndrica con paredes ranuradas y lenguas internas, siendo el diámetro y la altura del anillo iguales a 1 pulgada. Los Anillos Pall tienen la forma aproximada de los anillos Raschig, excepto que las paredes han sido abiertas y se han adicionado superficies interiores y deflectores. El espacio libre disponible incrementado de los Anillos Pall, resulta en mejoras de la capacidad. Cuando son comparados con los Anillos Raschig, muestran un incremento de por lo menos el 80%. Otra de las ventajas del uso de Anillos Pall es que requieren menor tiempo y costo de instalación comparado con los anillos cerámicos. Además no desprenden polvillo y la superficie lisa de los Anillos Pall en polipropileno evita la deposición de sólidos, aunque cuando ello ocurra pueden ser fácilmente limpiados "in situ".

En las simulaciones que se llevaran a cabo en este capítulo los resultados son obtenidos de cálculos basados en etapas ideales, el relleno elegido no se ve reflejado en los resultados que se mostraran a continuación pero es sugerido para el diseño de la planta.

- **Presión de operación:** se analizó en el capítulo 3 que la presión adecuada para la absorción óptima de MEA-CO₂ son 300 kPa.

La simulación se realiza variando gradualmente el caudal de la amina y buscando que el número de etapas sea el menor posible, el caudal definitivo se obtiene al lograr la extracción de CO₂ especificada de la corriente a purificar.

ABSORBEDOR 1									
Presión				300 kPa					
Número de etapas				18					
Tipo de torre				Torre rellena					
Relleno				Anillos Pall					
CORRIENTES ENTRANTES									
Corriente	Presión (kPa)	Temp. (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo (kg/h)	Fracciones másicas				
					CH ₄	CO ₂	H ₂ O	MEA	N ₂
B14	300	25	1	128.6	0.4198 78	0.5761 42	0	0	0.0039 80
MEA 1	300	25	0	1400	0	0.0000 45	0.69996 9	0.299 987	0
CORRIENTES SALIENTES									
CH ₄ y	300	25	1	55.92	0.9768	0.0000	0.01065	0.000	0.0124

AGUA					04	11	55	073	57
MEA 2	300	51.26	0	1473	0.0000	0.0497	0.66502	0.285	0
					28	71	1	180	

Tabla 6.9 –Detalles de las corrientes entrantes y salientes del ABSORBERDOR 1.

Fuente: Propia.

La mezcla líquida denominada “MEA 2” obtenida a la salida del absorbedor se procesará en la **Columna de Destilación 1** con el fin de regenerar la corriente de amina, es decir, eliminar de su composición el mayor porcentaje posible de CO_2 y remanentes de CH_4 .

La etapa de alimentación divide la columna en la zona de enriquecimiento (parte superior) y en la zona de agotamiento (parte inferior).

La alimentación se introduce en la torre en una cascada vertical de etapas, la misma desciende por la columna hasta llegar al calderín. Se suministra calor al calderín para generar vapor. El vapor asciende por la columna y se lava con el líquido, el vapor va absorbiendo los componentes más volátiles de la alimentación (CH_4 y CO_2). El vapor sale de la columna por la parte superior y se dirige a un condensador. El líquido que abandona el calderín es conocido como producto de fondo (corriente “MEA regenerada”).

En la **Columna de Destilación 1** se escoge un condensador parcial con el cual se extrae de la torre una corriente de Vapor Saturado rica en los componentes más volátiles (Vapor y CO_2) y una porción del condensado denominada Destilado (agua), la porción restante del condensado vuelve a ingresar a la torre y se la denomina Reflujo.

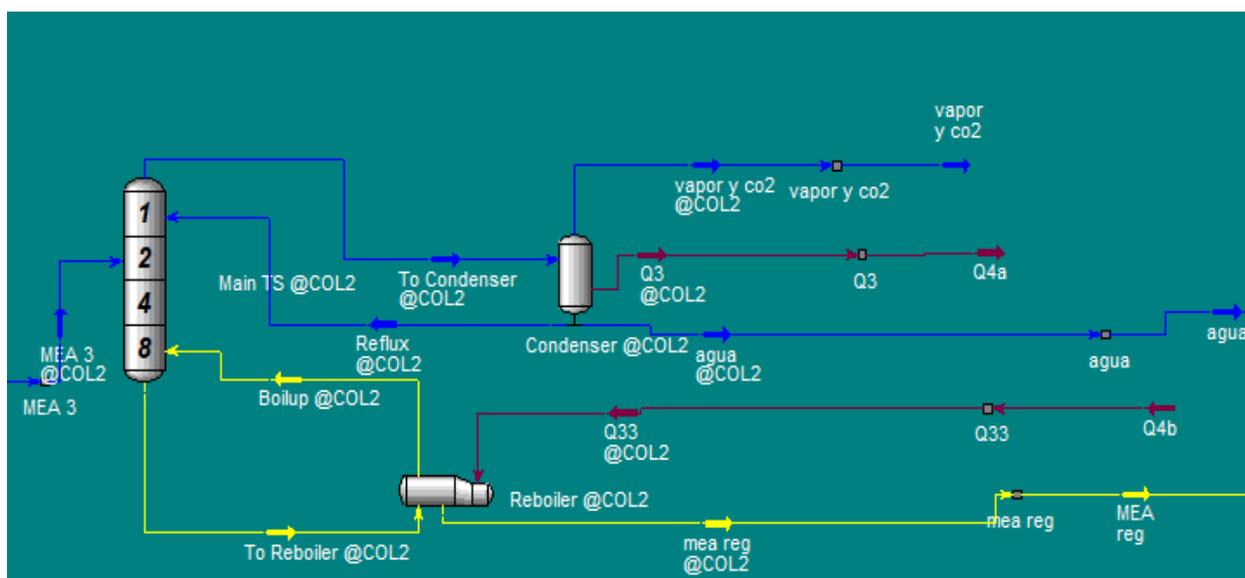


Figura 6.3 – Columna de Destilación 1

Fuente: Propia.

Se selecciona un condensador parcial ya que se puede obtener la separación de componentes deseada con el mínimo gasto energético y optimizando el tamaño de la torre al lograr un mínimo caudal de reflujo.

Se realizan varias simulaciones con el programa UniSim Design cambiando distintas variables, se busca la composición deseada, es decir que la corriente de amina regenerada llamada “mea reg” no tenga remanente de CO_2 ni de CH_4 y que la regeneración sea lo más económica posible.

Los parámetros que se iteraron fueron:

- **Presión de la trabajo de la torre:** se elige presión atmosférica para simplificar el proceso.
- **Número de etapas:** se elijen las menos posibles para minimizar el costo de la torre.
- **Relación de reflujo:** Si aumento la relación de reflujo se requiere mayor cantidad de energía en el calderín lo que equivale a un mayor costo de operación, se elige el

mínimo caudal de reflujo posible para minimizar el tamaño de la torre y minimizar el costo de operación.

- **Tasa de producto de fondo** (Mea reg): Se busca que la tasa de producto de fondo “Mea reg” sea la mayor posible sin arrastrar nada de CO₂.
- **Tasa de Vapor** (Vapor y CO₂): si disminuye esta tasa la energía necesaria en el calderín es menor pero en cierto punto comienzo a obtener CO₂ en la corriente de Destilado, como esa corriente la voy a mezclar luego con la corriente de Fondo, no es conveniente que tenga dióxido de carbono por lo cual se elige el valor menor pero siempre y cuando no se empiecen a obtener trazas de CO₂ en la corriente llamada “Agua”.
- **Tipo de torre:** Se elije usar torre de platos, las mismas se usan para fluidos limpios, que no formen espumas y para flujos medio-bajo de líquido. Normalmente se usan platos perforados por su simplicidad y bajo costo.

Se comenzó la simulación fijando la presión igual a la atmosférica mediante **VLV-1** y un número de etapas igual a 10, luego se comenzó a monitorear la simulación variando simultáneamente la relación de reflujo, la tasa de producto de fondo y la tasa de vapor. Una vez obtenido un sistema que satisfaga los requisitos con el mínimo uso de energía se opta por verificar si al disminuir las etapas seleccionadas se muestran mejoras significativas.

VLV-1			
Corriente	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Flujo másico (kg/h)
MEA 2	300	51.26	1473
MEA 3	101.3	51.26	1473

Tabla 6.10–Detalles de las corrientes entrantes y salientes de la válvula VLV-1.

Fuente Propia.

COLUMNA DE DESTILACIÓN 1									
Q4a		2.193.10 ⁷ kJ/h							
Q4b		2.333.10 ⁷ kJ/h							
Presión		101.3kPa							
Número de etapas		15							
Tipo de torre		Torre de platos							
Tipo de platos		Perforados							
CORRIENTES ENTRANTES									
Corriente	Presión (kPa)	Temp. (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo (kg/h)	Fracciones másicas				
					CH ₄	CO ₂	H ₂ O	MEA	N ₂
MEA 3	101.3	51.26	0	1473	0.0000 28	00.049 771	0.66502 1	0.285 180	0
CORRIENTES SALIENTES									
Vapor y CO ₂	101.3	98.04	1	500	0.0000 83	0.1465 83	0.85332 2	0.000 011	0.0000 01
Agua	101.3	97.86	0	136.1	0	0.0000 32	0.99977 3	0.000 195	0
MEA REG	101.3	106.6	0	836.5	0	0	0.49800 1	0.501 999	0

Tabla 6.11 –Detalles de las corrientes entrantes y salientes de la Columna de Destilación 1.

Fuente: propia.

Finalmente se mezclan las corrientes salientes de la **Columna de Destilación 1**: “agua pura” con la “MEA reg” y una corriente de agua a condiciones ambientales de reposición en un mezclador (**MIX 2**) para formar la corriente regenerada (MEA reg 1) que, luego de acondicionar su presión y temperatura, ingresa nuevamente al **ABSORBEDOR 1**. Para acondicionar la presión de la mezcla se utiliza una bomba (**BOMBA 4**) y para enfriarla un cooler (**FRIO 3**) para obtener una corriente “MEA reg 3” en condiciones similares a la corriente de alimentación al absorbedor “MEA 1”, las cuales se conectan a un reciclo que garantiza la convergencia del sistema.

MIX 2									
CORRIENTES ENTRANTES									
Corriente	Presión (kPa)	Temp (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo (kg/h)	Fracciones máxicas				
					CH ₄	CO ₂	H ₂ O	MEA	N ₂
Agua	101.3	97.86	0	136.1	0	0.000032	0.999773	0.000195	0
MEA REG	101.3	106.6	0	836.5	0	0	0.498001	0.501999	0
Agua red	101.3	25	0	427	0	0	1	0	0
CORRIENTES SALIENTES									
MEA reg 1	101.3	79.05	0	1400	0	0.000003	0.699938	0.300059	0

Tabla 6.12–Detalles de las corrientes entrantes y salientes del mezclador MIX 2.
Fuente Propia.

BOMBA 4				
Corriente	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo másico (kg/h)
MEA reg 1	101.3	79.05	0	1400
MEA reg 2	300	79.11	0	1400
Corriente	Energía (kW)	Energía (kJ/h)		
W3	0.1045	376.4		

Tabla 6.13–Detalles de las corrientes entrantes y salientes de la BOMBA 4.
Fuente Propia.

FRIO 3				
Corriente	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo másico (kg/h)
MEA reg 2	300	79.11	0	1400
MEA reg 3	300	25	0	1400
Corriente	Energía (kW)	Energía (kJ/h)		
Q5	81.61	2.92.10 ⁵		

Tabla 6.14–Detalles de las corrientes entrantes y salientes del cooler FRIO 3.
Fuente Propia.

6.2.3. Etapa de Secado del biogás

Se observa que la corriente de biogás obtenida luego del proceso de eliminación de N₂ y CO₂ llamada “CH₄ y agua” tiene una elevada proporción de agua, la cual no es la admitida, según los

requisitos explicados en la tabla 3.1. Por lo tanto la corriente “CH₄ y agua” será secada por el lavado en contracorriente con un solvente que tenga fuerte afinidad con el H₂O. El gas deshidratado sale por el tope de la columna, mientras que el solvente sale por el fondo.

En la figura 6.4 se muestra el diagrama de flujo de la etapa de secado:

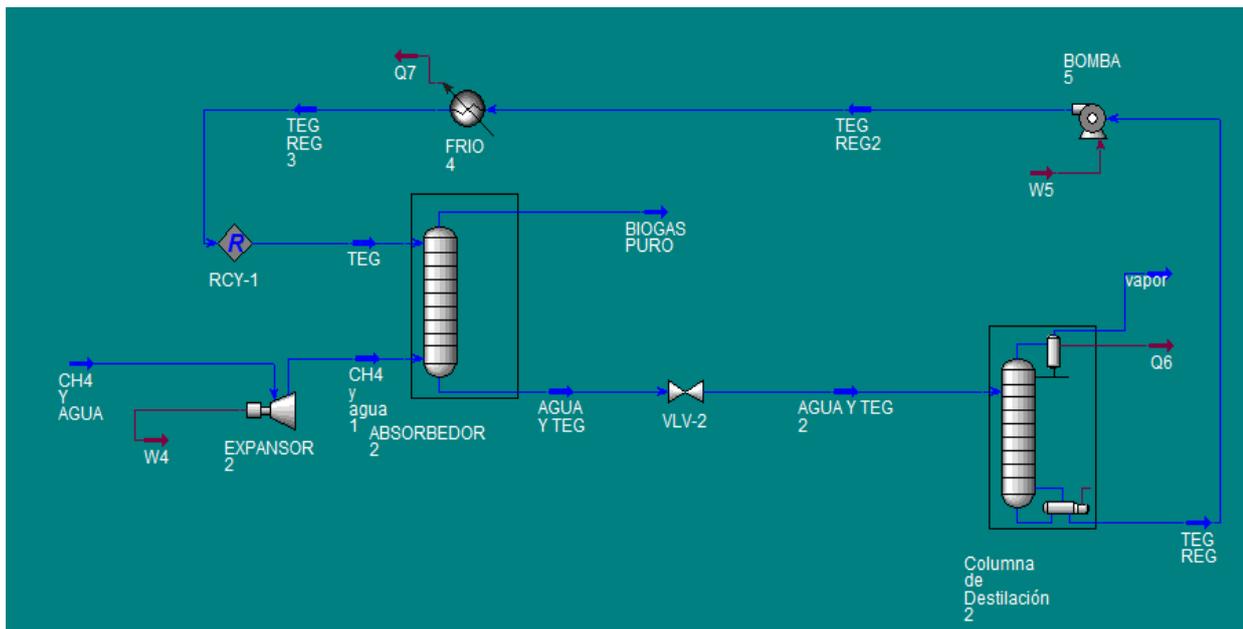


Figura 6.4 – Etapa de secado. Absorción química con TEG.

Fuente Propia.

Las propiedades principales que se tienen en cuenta para seleccionar el solvente son: que su costo sea bajo, que no sea corrosivo, que tenga estabilidad térmica y que sea de fácil regeneración. El glicol TEG es el que ofrece la mejor relación costo/beneficio por lo que es el más utilizado para la deshidratación por absorción (Bouza, 2009).

En la siguiente tabla se detallan las propiedades del TEG:

Nombre	TRIETHYLENEGLYCOL (TEG)	Referencias
Fórmula	C ₆ H ₁₄ O ₄	Alexis Bouza, 2009
Peso molecular (kg/kmol)	150.175	Alexis Bouza, 2009
Punto de fusión (°C)	-7.35	Alexis Bouza, 2009
Densidad a 25 °C (kg/m ³)	1122	Alexis Bouza, 2009
Viscosidad a 25 °C (Pa.s)	0.03673	Alexis Bouza, 2009
Calor específico a 25°C (J/kg.K)	2190	Alexis Bouza, 2009
Intervalo de Ebullición (°C)	285-295	GTM S.A.
Temperatura de descomposición	404 °F=206.6 °C	GPA Estudios y servicios petroleros S.R.L.

Tabla 6.15 - Propiedades del TEG.

Fuente Propia.

Para diseñar el **Absorbedor 2** se realizan simulaciones con el software UniSim Design, se evalúan los siguientes parámetros:

- **Caudal de TEG y cantidad de etapas:** se elige el caudal mínimo posible de TEG y la cantidad mínima de etapas en las que se obtenga la extracción deseada del H₂O especificada previamente de la corriente de biogás.
- **Tipo de torre: Rellenos:** Anillos Pall en Polipropileno (idem Absorbedor 1).
- **Presión de operación:** la presión para la absorción óptima de TEG-H₂O son 101.3 kPa, es la menor presión que otorga una buena separación.

La simulación se realiza variando gradualmente el caudal de TEG y buscando que el número de etapas sea el menor posible, el caudal definitivo se obtiene al lograr la extracción de H₂O total de la corriente de biogás.

Previamente al ingreso al **Absorbedor 2**, la corriente de biogás llamada “CH₄ y agua” disminuirá la presión con **EXPANSOR 2** hasta 101.3 kPa, luego ingresará al **Absorbedor 2** en sentido contrario a la solución TEG. Finalmente se obtiene una corriente purificada de biogás.

EXPANSOR 2				
Corriente	Presión (kPa)	Temp. (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo másico (kg/h)
CH4 Y AGUA	300	25	1	55.92
CH4 Y AGUA 1	101.3	2.634	1	55.92
Corriente	Energía (kJ/h)	Energía (kW)		
W4	2961	0.8224		

Tabla 6.16–Detalles de las corrientes entrantes y salientes del EXPANSOR 2.

Fuente Propia.

ABSORBEDOR 2									
Presión					101.3 kPa				
Número de etapas					9				
Tipo de torre					Torre rellena				
Relleno					anillos Pall de polipropileno				
CORRIENTES ENTRANTES									
Corriente	Presión (kPa)	Temp (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo (kg/h)	Fracciones másicas				
					CH ₄	CO ₂	H ₂ O	TEG	N ₂
TEG	101.3	25	0	15	0	0	0	1	0
CH4 Y AGUA 1	101.3	2.63	1	55.92	0.9768 77	0.00001 1	0.0106 55	0	0.012457
CORRIENTES SALIENTES									
BIOGAS PURO	101.3	16.04	1	55.32	0.9873 97	0.00001 1	0	0.000001	0.012591
AGUA Y TEG	101.3	15.6	0	15.6	0.0000 06	0	0.038 205	0.961789	0

Tabla 6.17–Detalles de las corrientes entrantes y salientes del ABSORBEDOR 2.

Fuente Propia.

La corriente de TEG obtenida luego de la absorción como producto de fondo llamada “Agua y TEG” debe ser regenerada, es decir, se elimina el agua que fue absorbida en el proceso del secado de biogás. En la **Columna de Destilación 2** se regenera la corriente de TEG, se escoge un condensador Full Reflux con el cual la corriente llamada Vapor (reflujo) vuelve a ingresar a la torre. Al utilizar un condensador Full Reflux el destilado se reintroduce en la columna a la salida del condensador haciendo que descienda, a la vez que el vapor asciende, el vapor y el líquido interactuarán de manera que parte del componente más pesado (menos volátil) presente en el vapor condensará y parte del componente más ligero (más volátil) del líquido se evaporará.

La corriente de fondo se denomina TEG REG y estará compuesta con la mayor proporción de TEG posible.

Se realizan varias simulaciones con el programa UniSim Design cambiando distintas variables, se busca que la corriente de fondo sea TEG puro. Los parámetros que se iteraron fueron:

- **Presión de la trabajo de la columna:** Se itera modificando el número de platos y la presión, tanto en el condensador como en el reboiler, hasta alcanzar la presión máxima adecuada para garantizar una óptima regeneración pero tomando especial precaución de que ninguna corriente alcance temperaturas superiores a la de descomposición.

Antes de ingresar la corriente AGUA Y TEG a la columna debe reducir su P con VLV-2 para evitar que dentro de la columna se alcance la T de descomposición del TEG.

VLV-2			
Corriente	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Flujo másico (kg/h)
AGUA Y TEG	101.3	9.886	15.6
AGUA Y TEG 2	5	9.887	15.6

COLUMNA DE DESTILACIÓN 2									
Q6		9.217 kW o 3.318.10 ⁴ kJ/h							
Número de etapas		4							
Tipo de torre		Torre de platos							
Tipo de platos		Perforados							
CORRIENTES ENTRANTES									
Corriente	Presión (kPa)	Temp. (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo (kg/h)	Fracciones másicas				
					CH ₄	CO ₂	H ₂ O	TEG	N ₂
AGUA Y TEG 2	5	9.886	0	15.6	0.0000 006	0	0.03820 5	0.961 789	0
CORRIENTES SALIENTES									
VAPOR	5	34.08	1	0.6	0.0001 47	0	0.99984 5	0.000 003	0.0000 06
TEG REG	5	190	0	15	0	0	0	1	0

Tabla 6.18-Detalles de las corrientes entrantes y salientes de la Columna de Destilación 2.
Fuente Propia.

Finalmente con **BOMBA 5** y **FRIO 4** se acondiciona la corriente de Teg regenerado “TEG REG” para que vuelva a ingresar en las mismas condiciones al **Absorbedor 2**. La corriente acondicionada se conecta a un reciclo previo al absorbedor con la corriente “TEG” cerrando el circuito y asegurando la convergencia del sistema.

BOMBA 5				
Corriente	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo másico (kg/h)
TEG REG	5	190.0	0	15
TEG REG 2	101.3	190.1	0	15
Corriente	Energía (kW)	Energía (kJ/h)		
W5	5.33.10 ⁻⁴	1.919		

Tabla 6.19-Detalles de las corrientes entrantes y salientes de la BOMBA 5.
Fuente Propia.

FRIO 4

Corriente	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Fracción Fase Vapor	Flujo másico (kg/h)
TEG REG 2	101.3	190.1	0	15
TEG REG 3	101.3	25	0	15
Corriente	Energía (kW)	Energía (kJ/h)		
Q7	1.912	6884		

Tabla 6.20 -Detalles de las corrientes entrantes y salientes del cooler FRIO 4.

Fuente: propia.

Al finalizar el proceso de purificación y secado se obtiene la corriente llamada BIOGAS PURO” que se describe a continuación:

BIOGAS PURO		
PRESIÓN	101.3 kPa	
Temperatura	16.04 °C	
Flujo Másico	55.32 kg/h	
Composición Fracciones másicas	CH ₄	0.987397
	CO ₂	0.00001
	H ₂ O	0
	N ₂	0.012591
	TEG	0.000001
	MEA	0
Composición Fracciones molares	CH ₄	0.992746
	CO ₂	0.000004
	H ₂ O	0
	N ₂	0.007250
	TEG	0
	MEA	0

Tabla 6.21 -Resumen de las características de la corriente de BIOGAS PURO.

Fuente: Propia.

Se observa en la tabla 6.22 que la corriente “BIOGAS PURO” cumple con la normativa estipulada por el ente regulador ENARGAS y es apta para ser inyectada a la red de biogás.

Parámetro	Requerimientos ENARGAS	BIOGAS PURO
Total de inertes (CO₂+N₂)	< 4 % molar	0.7254 % molar
CO₂	< 2% molar	0.0004% molar
H₂O	<65mg/m ³	0 mg/m ³

Tabla 6.22 -Ajustes de la corriente de BIOGAS PURO respecto a los requerimientos de ENARGAS.

Fuente: Propia.

El flujo másico de CH₄ en la corriente “B1”, previa a todas las etapas de purificación es igual a 57.8815 kg/h. Por otra parte en la corriente “BIOGAS PURO”, una vez finalizadas todas las etapas de purificación, el flujo es igual a 54.6269 kg/h. Se observa que las pérdidas de metano acontecidas en el proceso de purificación son muy bajas, menores al 6%.

6.3. BIBLIOGRAFIA

7. EQUIPOS AUXILIARES E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

7.1. SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES

En este capítulo se seleccionarán los equipos auxiliares para cada etapa del proceso de producción de biogás.

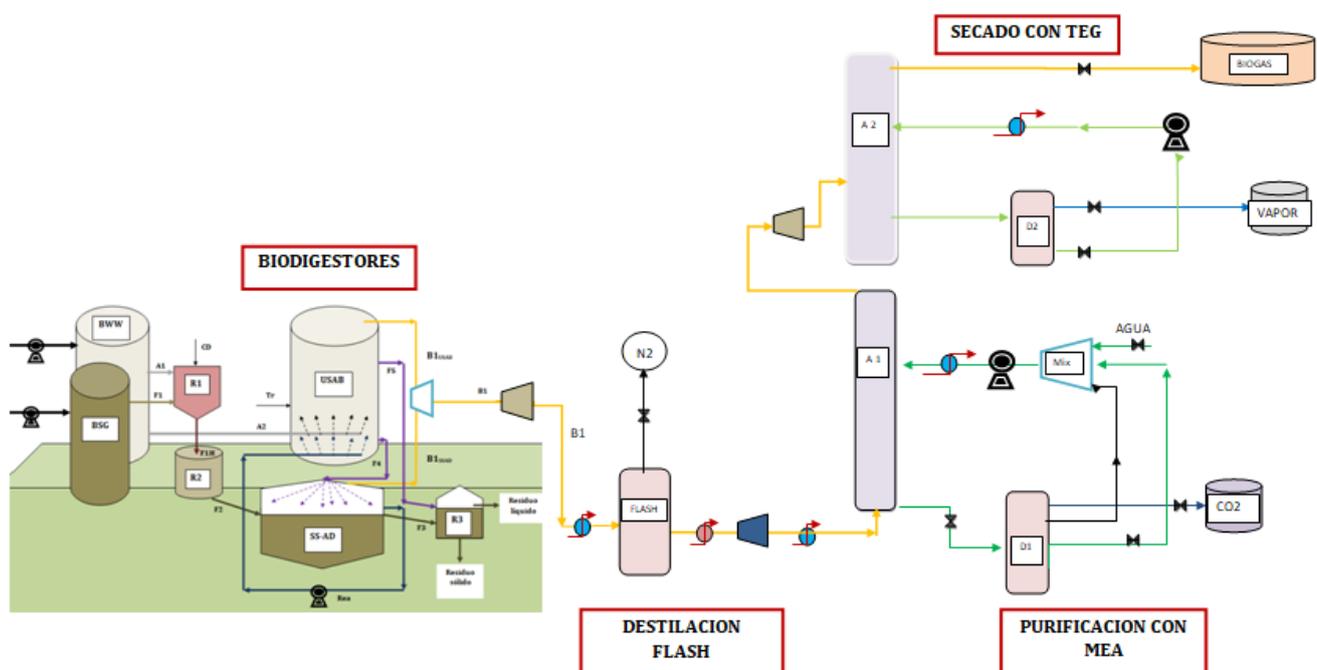


Figura 7.1 - Diagrama de flujo completo.

Fuente: Propia.

7.1.1. Accesorios y Cañerías

Se entiende por cañería a todo el sistema formado por los caños, uniones, tapones, a todas las conexiones para el cambio de dirección de la cañería y la eventual aislación exterior de esta última. A nivel Nacional para la calificación de las cañerías se utiliza la Norma IRAM 2407.

A continuación de analizaran las siguientes corrientes:

- Corrientes de bagazo, co-digestores y aguas residuales:** F1, F1H, F2, F3, F4, A1, A2, F5, CD, Tr, y Rea.

- b) **Corriente de biogás y otros gases:** B1_{USAB}, B1_{SSAD}, B1, B1_{HOT}, B1_{COLD}, BIOGAS 1, BIOGAS 2, BIOGAS 3, BIOGAS 4, CH4 y AGUA, CH4 y AGUA1 y BIOGAS PURO.
- c) **Corrientes de servicios:** HCl, NaOH, AGUA y agua red.
- d) **Corrientes de amina:** MEA 1, MEA 2, MEA 3, MEA REG, MEA REG1, MEA REG2 y MEA REG3.
- e) **Corrientes de Vapor y CO₂:** Vapor y CO₂, Vapor.
- f) **Corrientes de TEG:** TEG, AGUA Y TEG, AGUA Y TEG2, TEG REG.
- g) **Corrientes de vapor en serpentín**
- h) **Corrientes de agua de enfriamiento en serpentín**

1. Colores y Materiales

Para el diseño del sistema de cañerías se debe designar el color correspondiente a cada tramo de acuerdo al tipo de corriente que transporte:

Producto	Color fundamental
Elementos para la lucha contra el fuego (sistemas de rociado, bocas de incendio, agua de incendio, ignífugos, etc.)	Rojo
Vapor de agua	Naranja
Combustibles (líquidos y gases)	Amarillo
Aire comprimido	Azul
Electricidad	Negro
Vacio	Castaño
Agua fría	Verde
Agua caliente	Verde con franjas naranja

Tabla 7. 1- Colores Fundamentales de las cañerías de corrientes.

Fuente: Wagner, G. (2017).

Luego para seleccionar el material adecuado se debe analizar si es apto para transportar el fluido y si es capaz de soportar las temperaturas máximas de trabajo.

MATERIAL	RANGO DE TEMPERATURA
Cloruro de polivinilo (PVC)	0 – 60°C
Cloruro de polivinilo clorado(PVC-C)	0 – 90°C
Polietileno de alta densidad (PEHD)	-50 – 80°C
Polipropileno (PP)	0 – 100°C
Fluoruro de polivinilideno (PVDF)	-30 – 140°C

Tabla 7. 2- Temperaturas soportadas por las cañerías.

Fuente: Wagner, G. (2017).

El material y color correspondiente a cada tramo de cañería es el siguiente:

a) Corrientes de Bagazo, co-digestores y Aguas Residuales: Las cañerías destinadas a conducir productos terminados o en proceso de fabricación que sean inofensivos para la seguridad personal se identifican de color gris, cualquiera sea el producto que conduzcan. La biomasa homogenizada se conduce por medio de tuberías. Las tuberías, deben instalarse con una pendiente mínima del 0,5% para permitir que se vacíen por gravedad. Se debe prever la instalación de accesorios para limpieza en caso de obstrucción. En el cruce de tuberías o en cambios de dirección, se debe construir cajas de revisión las cuales se usan para destapar las tuberías en caso de obstrucciones. Se escoge como material el PVC-C (policloruro de vinilo clorado) para la corriente F1H por su resistencia a las temperaturas de trabajo (luego del pretratamiento el fluido estará a 70°C) y además por su

resistencia a la corrosión del agua y a varios otros productos químicos. Para las otras corrientes de bagazo y aguas residuales se puede utilizar PVC.

b) Corrientes de biogás y otros gases: Las cañerías destinadas a conducir materias primas, productos terminados o en proceso de fabricación que sean peligrosos para la seguridad personal, se identifican pintándolos de color gris con franjas de color naranja. Se escoge acero inoxidable.

c) Corrientes de servicios: Deben ser de color gris con rallas naranjas.

El HCl es muy corrosivo y ácido se escoge el PVC.

El NaOH cuando se disuelve en agua o se neutraliza con un ácido libera una gran cantidad de calor además es muy corrosivo se elige el PVC.

El material para el inóculo/codigestor es acero inoxidable para evitar contaminaciones del mismo ya que el acero inoxidable no es rugoso y de fácil limpieza.

d) Corriente de aminas: Se escoge el color gris con franjas de color naranja. Por las temperaturas en las cuales se trabajará se propone utilizar cañerías de acero inoxidable. La amina MEA no es más corrosiva que el agua. Sin embargo, la presencia de CO₂ vuelve la corriente de amina regenerada en corrosiva. Para asegurar la vida útil de las cañerías y accesorios de la planta se propone utilizar cañerías que soporten la corrosión.

e) Corrientes de vapor: Como el vapor de agua es una corriente de servicio su color debe ser naranja. Para la cañería se empleará tubería ASTM A-53 grado B cédula 40 ya que la contaminación por corrosión es tolerable. Como el serpentín de calefacción se considera una instalación de alta presión (mayor a 2 kg/cm²) se realizar con tubos sin costura debido a las prestaciones mecánicas en cuanto a resistencia que estos poseen y las uniones de estos con accesorios es mediante soldadura. Las corrientes no se consideran de alta presión.

f) Corrientes de TEG: Se utilizará en color gris. Respecto al material se empleará tubería ASTM A-53 grado B cédula 40 ya que la contaminación por corrosión es tolerable. No se considera una instalación de alta presión pero si debe soportar altas temperaturas (3 a 200°C).

A continuación se resumen algunas características de cada tramo de cañería:

	Material	Color	Largo mínimo(m)
Bagazo	PVC-C	Gris	45
	PVC	Gris	2
Biogás	Acero inoxidable	Gris con franjas color naranja	20
N₂	Acero inoxidable	Gris con franjas color naranja	2
Amina	Acero inoxidable	Gris con franjas naranjas	10
Co-Digestor	Acero Inoxidable	Gris	2
Teg	ASTM A-53 grado B cédula 40	Gris	30
HCl	PVC	Gris con franjas color naranja	2
NaOH	PVC	Gris con franjas color naranja	2

Refrigerante	PVC	Verde	870 ^(7.1)
Vapor de servicio	ASTM A-53 grado B cédula 40	Naranja	748 ^(7.1)

Tabla 7.3 - Características de las cañerías

Fuente: propia

^(7.1) La longitud necesaria para el vapor y para el refrigerante se estima en la sección 7.2.2 de este capítulo.

2. Diámetros óptimos y velocidades sugeridas

Un aspecto muy importante a tener en cuenta para el diseño del sistema de cañerías es la velocidad que alcanza el fluido por el interior de las conducciones. Dicha velocidad, en el caso de la circulación isotérmica de fluidos incompresibles, viene determinada por el caudal y el diámetro de la sección interna de la conducción, y para cada fluido tiene un valor máximo que no debe ser sobrepasado, ya que de lo contrario puede producirse un deterioro del producto por tratamiento mecánico inadecuado. Los valores aproximados que se usan en la práctica dependen del tipo de fluido (Tabla 7.4). Las velocidades pequeñas han de ser las más utilizadas, especialmente cuando el flujo es por gravedad desde tanques elevados (McCabe, 1991). Por regla general, las velocidades para evitar sedimentaciones en las conducciones no deben bajar de los 0,6 m/s.

Fluido	Tipo de flujo	Velocidad (m/s)
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.15-0.3
	Entrada de bomba	0.3-0.9
	Salida de bomba	1.2-3
	Línea de conducción	1.2-2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.06-0.15
	Salida de bomba	0.15-0.6
Vapor de agua		9-15
Aire o gas		9-30

Tabla 7.4 - Velocidades recomendadas para fluidos en tuberías.

Fuente: McCabe, 1991.

Respecto al diámetro el objetivo es determinar el menor diámetro que sea capaz de transportar un determinado caudal. Deberá escogerse el diámetro normalizado inmediatamente superior a dicho valor mínimo. Dicho valor es lo que se conoce como el diámetro óptimo de la conducción, pues representa el menor costo posible, cumpliendo las exigencias en cuanto a la velocidad de máxima de circulación del fluido por la misma.

El digestato presenta viscosidad variable según el esfuerzo cortante y la temperatura, por lo tanto su viscosidad será igual a la del agua multiplicada por un factor tabulado (K). Se ingresa al gráfico de la figura 7.2 conociendo el % de sólidos de la corriente y la velocidad a la que fluye y se obtiene el factor K correspondiente a la misma.

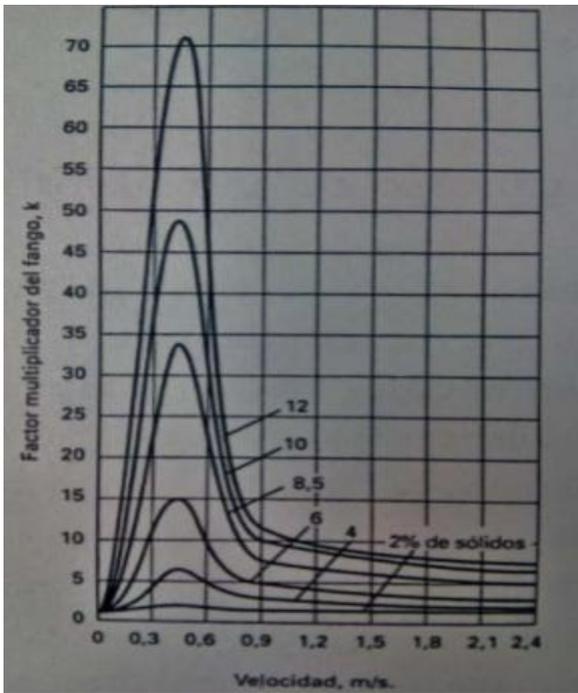


Figura 7.2 - Factor multiplicador de fangos (K)

Fuente: Carlos Rico, 1999.

Se calcula el diámetro óptimo mediante la siguiente ecuación:

$$D = \frac{\mu \cdot Re}{\rho \cdot v}$$

Y teniendo en cuenta las siguientes condiciones:

- el diámetro de la tubería para el bagazo debe ser como mínimo de 100 mm (4"); lo más recomendable, es que la tubería sea de 150 mm (6") ya que se trata de un sustrato con alto contenido de sólidos (Gabriel Moncayo Romero, 2017). Se escoge transportar el bagazo en cañerías en lugar de usar cintas transportadoras u otros sistemas de transporte de sólidos debido a que en la fábrica de Antares tienen una bomba de extracción de bagazo y cañerías de acero inoxidable para transportar la corriente de BGS a la salida del macerador. En la Figura 7.3 se puede observar la bomba que utilizan en Antares para extraer el bagazo.
- el régimen debe ser turbulento ($Re > 4000$).
- la velocidad corresponde al rango de velocidades sugeridas (tabla 7.4).
- la viscosidad se la considera igual a la viscosidad del agua correspondiente a la temperatura de la corriente y multiplicada por el factor k.
- la densidad se calcula la correspondiente a la temperatura de la corriente.

Sustrato	Bagazo					Aguas Residuales			Biogás
	F ₁	F _{1H}	F ₂	F _{4 y Rea}	F ₃	A ₂	A ₁	F ₅	
Corriente	F ₁	F _{1H}	F ₂	F _{4 y Rea}	F ₃	A ₂	A ₁	F ₅	B1
T (°C)	35.05	70	≈32	≈32	≈32	3.1	3.1	≈32	≈32
ρ (kg/m ³)	454	≈814				≈1000			1.001
μ(T) ($\frac{kg}{m \cdot s}$)	-	0.0004	0.00079			0.00162		0.0008	0.0002
v (m/s)	1.245	1.43	1.77	1.52	2.0	1.5	1.47	1.5	27.8
Re	5604	5800	4329	6224	4942	1.44.10 ⁵	1.45.10 ⁵	1.42.10 ⁵	6986
%sólidos	23.7	5.9	5.9	<2	<2	<2	<2	<2	0
K (factor multiplicador)	10	5	5	1	1	1	1	1	1
D (")	4	4	4	4	6	4	4	4	1.5

Tabla 7.5 - Cálculo del diámetro óptimo de cañería.

Fuente: Propia

Respecto al biogás, para biodigestores de tamaño igual o mayor a 100 m³ se sugiere como diámetro mínimo de las tuberías de ≥ 50 mm (2") (Gabriel Moncayo Romero, 2017).

Sustrato	Corrientes de servicios			
	MEA	TEG	Vapor	Refrigerante
Corriente				
μ (kg/m.s)	0.001073-0.00214 (7.2)	0.001537-0.1258 (7.2)	$1.7 \cdot 10^{-6}$	0.03 (20°C)
ρ (kg/m ³)	978-1006 (7.3)	959.2-1003 (7.3)	14.71	1079
v (m/s)	2.33-2.4	1.52-1.669	10.48-14.3	3.8
Re	6178-6355	101899-11175	5275-7034	6943
D(")	2.5	2.5	$\frac{3}{4}$ - 1	2

Tabla 7.6 - Cálculo del diámetro óptimo de cañería.

Fuente: Propia

(7.2) La viscosidad se obtiene de UNISIM y está comprendida en ese rango según la temperatura de la corriente.

(7.3) La densidad se obtiene de UNISIM y está comprendida en ese rango según la temperatura de la corriente.

7.1.2. Bombas

1. Bomba para extracción de bagazo: P₁

En la fábrica de Antares del parque industrial ya tiene instalada a la salida del macerador una bomba tornillo :

Modelo	NM090BS
Marca	NETZSCH
Distribuidor	GEA Brewery Systems
Caudal de trabajo	19-20-21 m ³ /h
Velocidad	120-150-160 rpm
Presión de descarga	8-11-12 bar
Temperatura de trabajo	75 °C

Tabla 7.7 - Placa de Identificación de la Bomba de Antares de extracción de bagazo.

Fuente: Propia

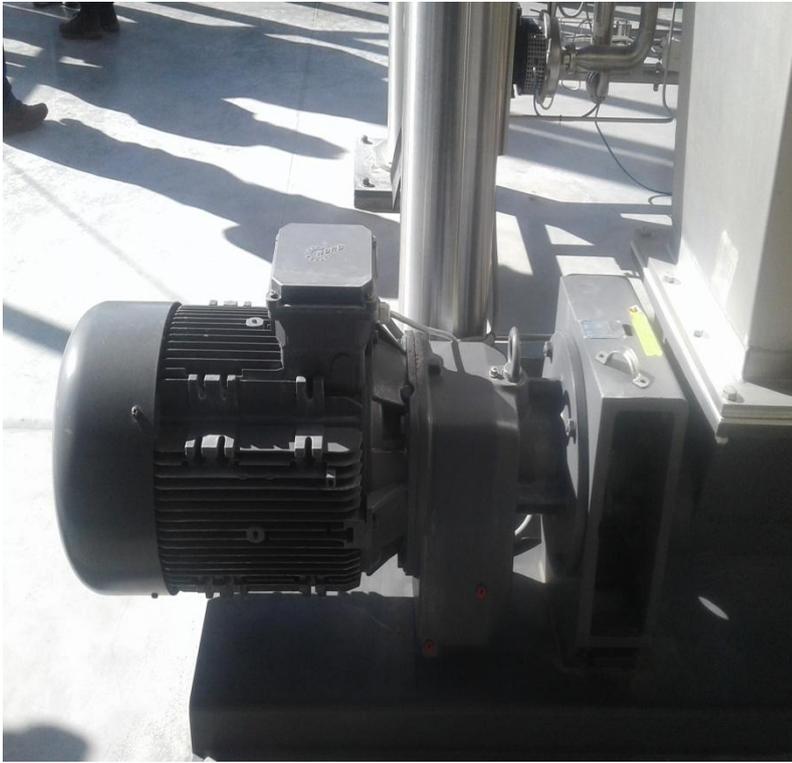


Figura 7.3 - Bomba para extracción de BSG utilizada en Antares
Fuente: Propia.

2. Bomba que transporta aguas residuales: P₂

Las bombas a utilizar serán del tipo centrífugas, aptas para líquidos con sólidos en suspensión.



Figura 7.4 - Bomba centrífuga para líquidos con sólidos en suspensión no abrasivos.

Fuente: Bombas Marzo Pumps, 2017.

Los ejes y bastidores de las mismas están dimensionados para soportar altas cargas radiales. Los cierres en el eje se efectúan con empaquetaduras convencionales. Los sellos son seleccionados según el servicio y líquido a bombear. Se utilizará con un motor eléctrico asincrónico blindado con protección mecánica IP55 y también antiexplosivo ya que el área de la producción de biogás es inflamable.

2. Bomba para lodo: P_{extracción} y P₃

Es necesario que los lodos que se forman en el fondo de los biodigestores sean extraídos. Si no se extraen los lodos del biodigestor, el mismo no trabajara en estado estacionario, se reducirá el tiempo de retención de la biomasa, se reducirá también la producción de biogás y puede ocasionar el colapso de los biodigestores. Por medio de las bombas los lodos se extraen y se conducen al lecho

de secado de lodos o se recirculan para mejorar la degradación de la materia orgánica y por consiguiente para mejorar la producción de biogás, tal como es el caso de SS-AD. Cada biodigestor, debe tener 2 bombas de succión de lodos ubicadas a un costado del biodigestor. Estas bombas, sirven para recircular el efluente y para la extracción de lodos hacia el lecho de secado de lodos. Dependiendo de la topografía del terreno, se puede construir el biodigestor en una zona elevada del terreno, de tal forma, que la extracción de lodos hacia el lecho de secado de lodos sea por gravedad.



Figura 7.5 - Bomba de extracción de lodos.
Fuente: Moncayo, 2017 (Izquierda) y AQUALIMPIA ENGINEERING.

3. Bomba que transporta aminas y teg: P4 y P5

Se eligen bombas centrífugas.

4. Bomba para el vapor y para el agua de enfriamiento: P6 y P7.

Para transportar el vapor se elige una bomba regenerativa periférica para altas presiones. La versatilidad y eficiencia de este tipo de bombas están basadas en los principios de centrifugación y desplazamiento positivo constante sin pulsaciones. La construcción de estas bombas está realizada con materiales seleccionados para brindar una resistencia y durabilidad acordes con sus aplicaciones. El cuerpo principal, las tapas y los cuerpos intermedios son de hierro fundido. Los impulsores están realizados en aleación de bronce fundido que garantiza las propiedades de antifricción que requiere su funcionamiento. El eje es de acero inoxidable AISI 410 / 420. Los rodamientos son a bolillas sobredimensionados para el servicio a realizar.

Para el agua de servicio se escoge una bomba centrífuga.

5. Potencia de las bombas

Se calcula con la siguiente ecuación:

$$Pot = \frac{Q_b \cdot \Delta h \cdot g}{n} \quad \text{Ecuación 7. 1}$$

- Q_b (caudal másico a bombear)= kg/s

- $g(\text{gravedad}) = 9.8 \text{ m/s}^2$
- $n(\text{eficiencia})=0.6$.
- $\Delta h(\text{carga de la bomba})$

Para calcular h_s se utiliza la ecuación de Bernoulli:

$$\Delta h = Z_2 - Z_1 + \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha_2 \cdot g} - \frac{v_1^2}{2 \cdot \alpha_1 \cdot g} + R$$

$$R = \frac{f \cdot v^2}{2 \cdot D \cdot g}$$

El caudal a bombear se calcula con la siguiente ecuación:

$$Q_{bi} = \frac{v_i \cdot \pi \cdot D^2}{4}$$

f es el factor de fricción de una tubería circular con sección llena, en el caso del bagazo, aguas residuales y biogás se optará como material de las tuberías PVC dado su buen comportamiento frente a agresiones biológicas, este material se considera hidrodinámicamente liso por lo que su rugosidad se puede despreciar, se utilizará la siguiente fórmula:

$$f = \left(-2 \cdot \log \left(\left(\frac{6.81}{Re} \right)^{0.9} \right) \right)^{-2}$$

Siendo:

- f : coeficiente de pérdida de carga por unidad de longitud (o coeficiente de fricción), adimensional.
- Z_i : elevación del punto i , [m].
- P_i : Presión del punto i [Pa].
- v_i : velocidad media del fluido en el punto i , [m/s].
- $\alpha_i=1$ para flujo turbulento.
- R : pérdidas de presión por rozamiento en la conducción, [m].
- g : aceleración de la gravedad, [m/s²].
- D : diámetro, [m].

7.1.3. Compresores

$$Pot = \frac{F_1 \cdot P_1 \cdot \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right)}{n}$$

Siendo:

- F : caudal volumétrico
- P : presión
- n : eficiencia del compresor (se supone igual a 0.6).

Bombas	$\Delta h(\text{m})$	$\Delta P(\text{kPa})$	$Q_b(\text{m}^3/\text{s})$	Referencia	Potencia teórica(W)
P1	4.77	0	0.012	Ecuación 7.1	541
P2	10	0	0.012		2063
P3	20.8	0	0.001		2677
P4				Unisim	104.5
P5					0.53
P6 ^(7.2)	20	0	0.16	Ecuación 7.1	791 ^(7.3) /764 ^(7.4)
P7 ^(7.2)	20	0	0.008		2854 ^(7.3) /0 ^(7.4)

Total Con Pretratamiento	9031
Total Sin Pretratamiento	6150

Compresores/ Expansores	Referencia	Potencia teórica(W)
E1	Unisim	6200
C1		8097
E2		822
Total Con Pretratamiento		15119
Total Sin Pretratamiento		15119

Tabla 7.8 - Potencia de las bombas y compresores

Fuente: propia

(7.2) Los caudales de vapor o refrigerante se calculan en el punto 7.2 de este capítulo.

(7.3) Incluye la etapa de pretratamiento

(7.4) No incluye la etapa de pretratamiento, este dato será necesario para en el capítulo 9 realizar comparaciones.

Compresor Tornillo

Es adecuado para aumentar la presión de aspiración en plantas de tratamiento de biogás (BGTP) o como componente esencial de las instalaciones de inyección de biogás (BGIP) para la compresión de biometano que más tarde se inyecta en las redes de gas. Los rangos de aplicación son la compresión de biometano de acuerdo con la norma DVGW 260 y la compresión de biogás de acuerdo con la norma DVGW 262.



Figura 7. 6 - Compresor tornillo

Fuente: <https://www.aerzen.com>

7.1.4. Válvulas y Equipos de control

a) Corriente de bagazo:

Las válvulas elegidas para la línea de proceso del bagazo, serán las de tipo diafragma ya que se utilizan para el corte y estrangulación de líquidos que transportan una gran cantidad de sólidos en suspensión. En las válvulas de diafragma se aísla el fluido de las partes del mecanismo de operación. Esto las hace idóneas en servicios corrosivos o viscosos, ya que evita cualquier contaminación hacia o del exterior. La estanqueidad se consigue mediante una membrana flexible, generalmente de elastómero, pudiendo ser reforzada con algún metal. Son de rápida apertura. Hay dos tipos de válvulas de diafragma:

- *Weir* (paso restringido): Las válvulas de diafragma tipo Weir se pueden usar en servicios de apertura y cierre y regulación.

- *Straightway* (paso directo) también llamadas Straight-Thru. Estas válvulas de diafragma de solo se usan en servicios de apertura y cierre.

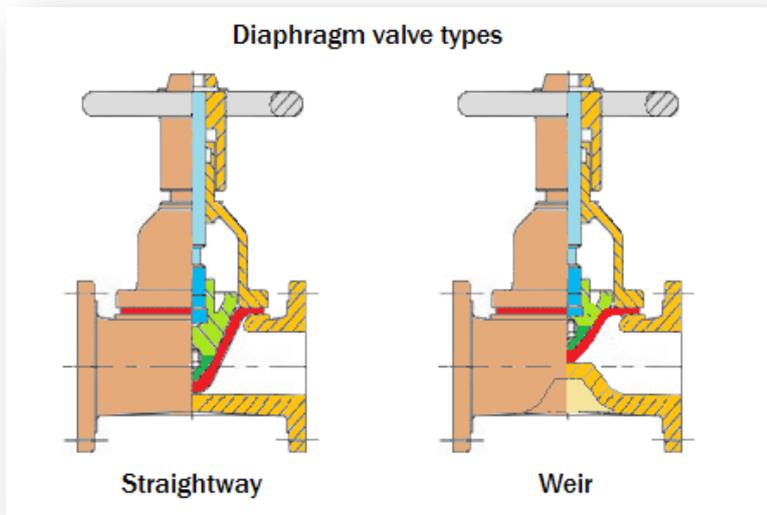


Figura 7.7 - Tipos de válvulas diafragma.
Fuente: Valvias, 2017.

b) Corriente de agua

Se seleccionan válvulas globo para regular el caudal.

c) Corriente de biogás

Todos los biodigestores, sean grandes ($>100 \text{ m}^3$) o pequeños ($<100 \text{ m}^3$), deben tener un control de las presiones máximas y de vacío. Si no se corre el grave peligro que el biodigestor se llene demasiado de biogás y se rompa. Es estrictamente necesario que siempre se instale una válvula de seguridad para el control de la presión máxima y mínima. La presión mínima, es de control de vacío para prevenir que al interior del biodigestor no se formen presiones negativas. En el momento que se forman presiones negativas, se corre el riesgo que por alguna rasgadura que tenga la cubierta del biodigestor se aspire aire a su interior. La inyección descontrolada de aire, puede ocasionar que se inhíba el proceso de digestión o que se formen atmosferas explosivas (mezcla de biogás con oxígeno).

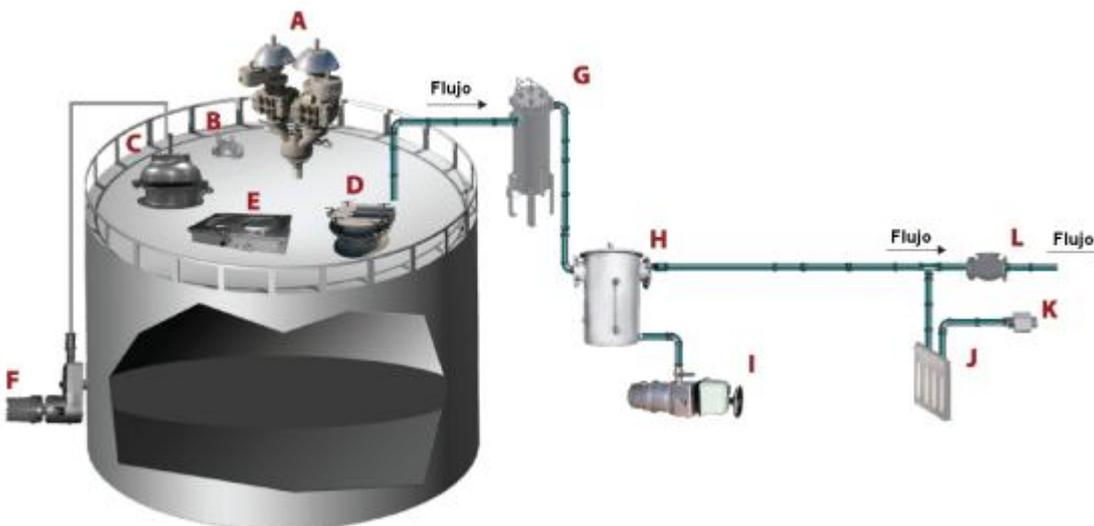


Figura 7.8 - Sistema de control y seguridad en biodigestor.
Fuente: Marlia Ingenieros S.L.

CARACTERÍSTICAS

A

Apagallamas vertical. Modelo: 94306/94406*

- Tamaños: 2", 3", 4", 6", 8", 10" y 12"
- Materiales: Aluminio o acero inoxidable
- Actúa como barrera entre una llama externa y los gases internos del digestor
- Protege a los digestores que contienen gases inflamables
- Inspección y mantenimiento sencillos gracias a la retirada de los pernos
- Certificado FM y ATEX*



Válvula selectora de 3 vías. Modelo: 97190

- Tamaños: 2", 3", 4", 6", 8" y 10"
- Materiales: Aluminio o acero inoxidable
- Permite conmutar las vías
- Elevado caudal con la mínima pérdida de carga
- Cierre positivo de la línea aislada
- Bajo par aplicado durante la conmutación
- Provisto de un indicador de posición en rojo y de posición de cierre



Válvula de presión y vacío. Modelo: 94020

- Tamaños: 2", 3", 4", 6", 8", 10" y 12"
- Materiales: Aluminio o acero inoxidable
- Disponible con escape conducido o abierta a la atmósfera
- Clapeta con juntas de labio para una apertura y posterior cierre preciso
- La clapeta se eleva y desciende sobre el eje vertical para proporcionar el máximo caudal
- Disponible encamisada y para condiciones criogénicas
- Con junta Expand Seal™
- Certificado CE y ATEX



B

Tapa sonda. Modelo: 95021

- Tamaños: 4", 6", 8", 10" y 12"
- Materiales: Aluminio, acero al carbono, acero inoxidable 316 o bronce
- De fácil acceso
- El diafragma de teflón asegura un ajuste seguro de la junta
- Como opcional: Tapa sonda de pedal para operación manos libres
- Certificado CE y ATEX

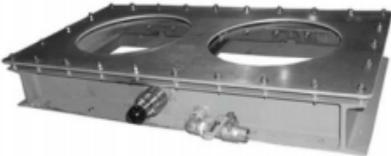


C

Válvula de emergencia y boca de hombre. Modelo: 94210

- Tamaños: 10", 16", 20", 30" y 36"
- Materiales: Aluminio, acero al carbono o acero inoxidable 316
- De fácil instalación y manejo para inspección
- Conexión: Brida 150 Lbs ANSI (otras bridas disponibles bajo petición)
- Certificado CE y ATEX



D	<p>Boca de hombre con fijación clamp. Modelo: 95210</p> <ul style="list-style-type: none"> • Tamaños: 12", 16", 18", 20", 24", 30", 36" y 48" • Materiales de construcción: Aluminio, acero al carbono o acero inoxidable 316 • Materiales de las fijaciones clamp: Acero al carbono, latón o bronce • De fácil acceso al tanque para operaciones de mantenimiento e inspección • Las fijaciones clamp roscadas proporcionan un sellado hermético e impermeable a los gases • Certificado CE y ATEX 	
E	<p>Panel visor. Modelo: 97186</p> <ul style="list-style-type: none"> • Construcción en acero inoxidable • Permite inspeccionar de manera fácil el contenido del tanque • Ventanas de cristal de alta resistencia • Construcción resistente a la corrosión • Estructura estanca a los gases • Sistema de limpieza integrado • Máxima presión de trabajo 1 psig 	
F	<p>Indicador de nivel. Modelo 92021</p> <ul style="list-style-type: none"> • Materiales: Aluminio o acero inoxidable (otros materiales disponibles bajo petición) • Manómetros para techos flotantes • Como opcional: Indicadores de alarma • Como opcional: Transmisor para control remoto 	
G	<p>Separador de espuma. Modelo: 97180</p> <ul style="list-style-type: none"> • Tamaños: 2", 3", 4", 6", 8", 10" y 12" • Materiales de construcción: Acero al carbono o acero inoxidable • Sistema de lavado continuo mediante spray • Elimina espumas y partículas • Gran depósito provisto de un deflector • Como opcional: construcción completamente en acero inoxidable • Como opcional: indicador visual del flujo de drenaje • Como opcional: alarmas para los niveles superior e inferior de agua • Como opcional: válvulas de solenoide 	
H	<p>Pote de sedimentos. Modelo: 97120</p> <ul style="list-style-type: none"> • Tamaños: 2", 3", 4", 6", 8", 10" y 12" • Materiales de construcción: Acero al carbono o acero inoxidable • Elimina sedimentos y condensados • Gran capacidad • Fácil limpieza • Posee una baja pérdida de carga • Como opcional: Visor de cristal y serpentín de refrigeración 	

K	<p>Apagallamas con fusible térmico. Modelo: 97140/97141</p> <ul style="list-style-type: none"> • Tamaños: 2", 3", 4", 6", 8", 10" y 12" • Materiales: Aluminio o acero inoxidable 316 • Cierre positivo de emergencia • Impide la propagación de la llama • Fusible térmico de 255 °F (124 °C) • Posibilidad de montaje horizontal o vertical • Combinación de la válvula con fusible térmico modelo 97130 con el apagallamas mod. 94307 o el mod. 94309 
L	<p>Válvula antirretorno. Modelo: 97220</p> <ul style="list-style-type: none"> • Tamaños: 2", 3", 4", 6", 8", 10" y 12" • Impide el paso del flujo en el sentido inverso de avance • Asiento reemplazable • Máximo caudal con la mínima pérdida de carga • Conexiones bridadas o roscadas 

Tabla 7.9 - Características del Sistema de control y seguridad en biodigestor.

Fuente: Marlia Ingenieros S.L.

d) Otras corrientes

En la corriente de HCl se selecciona válvula de bola con orificio de venteo.

En las corrientes de NaOH e inóculo se seleccionan válvulas esféricas.

e) Corrientes de amina: AM2, AM3 y AM4

Se seleccionan válvulas globo para poder regular caudal.

f) Corrientes de Vapor

A continuación se describe la línea de vapor:

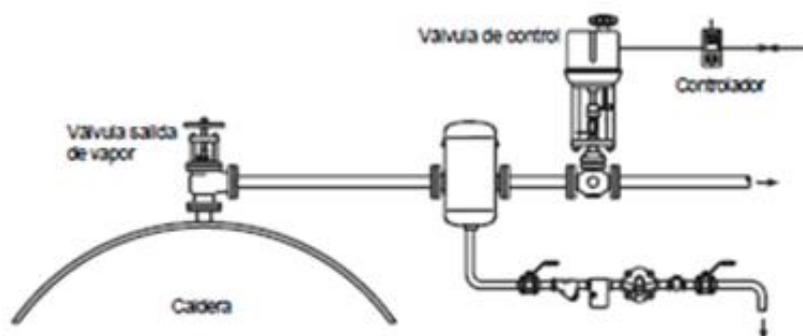
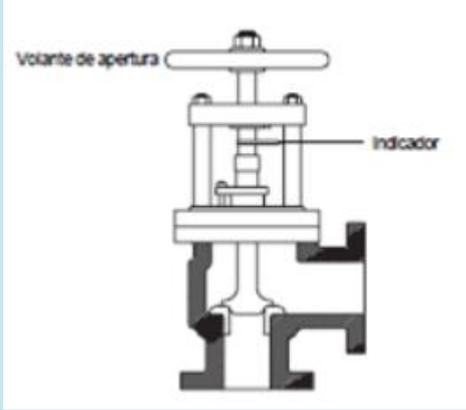
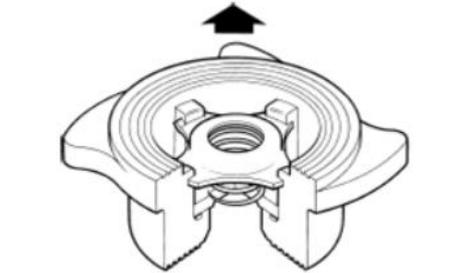
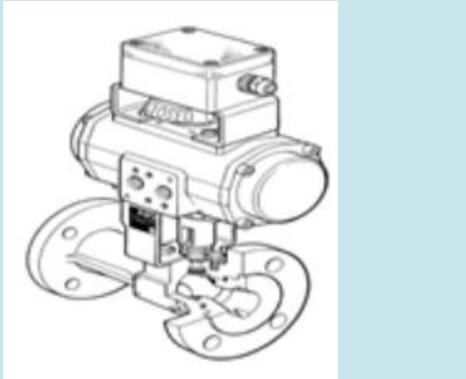


Figura 7.9 - Sistema de control y seguridad en línea de vapor.

Fuente: Curso de calderas y accesorios.

CARACTERÍSTICAS

<p>Válvulas de salida de vapor</p>	<p>Una caldera de vapor debe tener instalada una válvula de salida de vapor para aislar la caldera de vapor y su presión del proceso o la planta.</p>	 <p>Diagrama de una válvula de salida de vapor. Se muestra un volante de apertura en la parte superior, conectado a un mecanismo de apertura. Un indicador muestra la posición de la válvula. La válvula está montada en un cuerpo con conexiones de tubería.</p>
<p>Válvulas de retención.</p>	<p>La válvula de retención se instala en la tubería el agua de alimentación de la caldera entre la bomba de alimentación y la caldera. La válvula de retención contiene un resorte que mantiene la válvula cerrada cuando no hay presión en la caldera aunque el tanque de alimentación tenga un nivel elevado, además previene que la caldera se inunde por la presión estática del agua de alimentación. Bajo condiciones normales de vapor, la válvula de retención funciona de una manera convencional para detener flujo del retorno de la caldera que entra en la línea de alimentación cuando la bomba de alimentación se para. Cuando la bomba de alimentación se pone en marcha, su presión vence al resorte para alimentar la caldera.</p>	 <p>Diagrama de una válvula de retención. Se muestra un resorte que mantiene la válvula cerrada. Un indicador de flujo muestra la dirección del flujo de agua de alimentación.</p>
<p>Válvulas de purga de fondos.</p>	<p>Las calderas deben tener como mínimo una válvula de purga de fondo, en un lugar cercano al que pueda que se acumule el sedimento o lodo.</p>	 <p>Diagrama de una válvula de purga de fondo. Se muestra un mecanismo de purga que permite la eliminación de sedimentos o lodo de la caldera.</p>
<p>Manómetros</p>	<p>Los manómetros, normalmente, se conectan en el espacio de vapor de la caldera por un tubo sifón que está lleno de vapor condensado para proteger el mecanismo del dial de</p>	

altas temperaturas.	
---------------------	--

Tabla 7. 10 - Características del Sistema de caldera.

Fuente: Curso de calderas y accesorios.

g) Corrientes de TEG

Se seleccionan válvulas globo para poder regular caudal.

7.1.5. Etapa de Pretratamiento

En el tanque R1 se mezclan las corrientes de bagazo (BSG) y las aguas residuales de la cervecería (BWW), el pretratamiento consiste en que el sustrato permanezca por dos horas a 70°C con un pH igual a 2 logrado con el agregado de HCl con un caudal de 53.3 l/día, tal como se detalló en los capítulos anteriores el volumen de R1 es:

$$V_{R1} = 0.533 \text{ m}^3$$

Luego el sustrato pretratado pasa al recipiente R2 por acción de la gravedad donde se acondiciona su pH con NaOH con un caudal de 53.3 l/día, y posteriormente se le agrega el inóculo. El volumen de R2 es:

$$V_{R2} = 0.533 \text{ m}^3$$

Se opta por elegir dos tanques de 1000 litros marca Eternit. Son fabricados en una sola pieza con polietileno virgen, especialmente diseñados para contener grandes volúmenes de agua.

Características:

- Capa interna blanca extra lisa con aditivo antimicrobiano.
- Capa externa gris con aditivo UV8.
- Medidas: diámetro exterior 1050 mm y altura externa 1370 mm, según NORMA IRAM 13417.
- Fabricado con resina de polietileno virgen, tricapa.



Figura 7. 10- Tanque de 1000 litros

Fuente: Catálogo Eternit, 2017.

7.1.6. Salida de Biogás

El caudal de biogás puro generado es igual a 55.32 kg biogás/h. Sus condiciones de salida son de presión igual a 1 atmósfera y temperatura igual a 16 °C. El biogás es derivado hasta la etapa de purificación mediante un soplador. La función del soplador es la de extraer o comprimir gases combustibles.

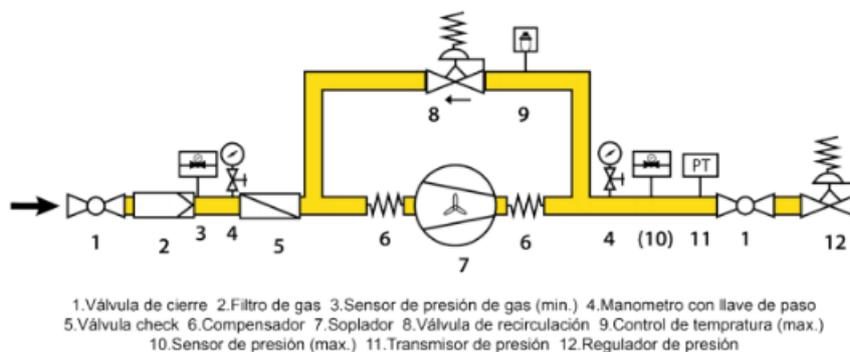


Figura 7.11 - Instalación de sopladores de biogás.

Fuente: Moncayo, 2017

Es importante instalar en la línea un medidor de biogás. Si la alimentación del biodigestor, se mantiene en el mismo régimen de cantidad y calidad y, las condiciones climáticas se mantienen en forma regular con pequeñas variaciones de temperatura, la producción de biogás no debe variar. Cualquier disminución drástica de la producción de biogás en porcentajes mayores al 10%, es una señal de que el proceso de biodigestión está alterado.



Figura 7.12 - Medidor de biogás.

Fuente: Moncayo, 2017.

7.1.7. Mezclado

Se realizará recirculación de materia para favorecer el grado de mezclado en el sistema y no se realizará agitación mecánica por el análisis efectuado en el capítulo 5.

7.2. CALEFACCIÓN

Para la transferencia de calor se pueden utilizar tres tipos de sistemas:

- Chaquetas de calentamiento.

- Serpentes de tubería.
- Calentadores eléctricos de inmersión.

El volumen del tanque diseñado no admite la posibilidad de un calentador eléctrico, ya que significaría un gasto de electricidad inconveniente.

Las chaquetas son menos eficientes que los serpentines, tienen mayor costo y resultan difíciles de limpiar mecánicamente porque el acceso al interior de la camisa es complejo.

En cambio, un serpentín de la misma superficie que el reactor tiene un intercambio de calor mayor, alrededor de un 125% calculado en base a la camisa (Rodríguez, 2009). Se usa normalmente para tanques y puede operar por convección natural o forzada. Tiene bajo costo y es de rápida construcción. Usualmente se emplea tubería lisa de ¾ a 2 pulgadas (Rodríguez, 2009).

7.2.1. Método Pinch

Se utilizará el programa Online Pinch Analysis Tool, software gratuito con fines educativos, para el diseño de redes de intercambio de calor basado en el Método Pinch, el cual es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital. Este software permite, determinar del punto pinch óptimo, que se encuentra a través de criterios económicos o energéticos.

A través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, el análisis pinch indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta, para intercambiar calor entre ellas, minimizando así el uso de servicios de calentamiento o enfriamiento.

El procedimiento incluye diferentes pasos. Inicialmente se determina la temperatura pinch y el requerimiento mínimo de enfriamiento y calentamiento estableciendo las curvas compuestas. El valor del pinch es un grado de libertad del diseñador, que debe considerar que a menor valor de pinch se tendrá mayor recuperación energética y mayor inversión de capital en intercambiadores de calor; y viceversa.

CORRIENTES

	Corriente	Temperatura del fluido (°C)	Temperatura objetivo (°C)	Calor necesario (kW)	Fluido
1	B1 HOT	-85.34	-192	-23.68	Biogás
2	BIOGAS 1	-192	-120	21.65	
3	BIOGAS 3	46.06	25	-1.11	
4	MEA REG 2	79.11	25	-81.61	Agua y MEA
5	TEG REG 2	190.1	25	-1.91	Agua y TEG

Tabla 7. 11 - Corrientes calientes y corrientes frías para analizar el pinch.

Fuente: Propia.

CURVAS COMPUESTAS

El programa traza las curvas compuestas, la primera representa la disponibilidad de calor en el proceso (curva compuesta caliente, formada con la unión de las corrientes calientes) y la otra las demandas de calor en el proceso (curva compuesta fría, formada con la unión de las corrientes frías). Se trazan en un diagrama de temperatura contra la entalpía, diagrama T-H. El grado en el cual las curvas se sobrepone es una medida del potencial de recuperación de calor. La separación

vertical menor entre las dos curvas es definida por la diferencia mínima de temperatura permitida, ΔT_{min} , también se conoce como punto pinch.

En las curvas compuestas se puede observar que cuando el ΔT_{min} se reduce, se disminuyen los requerimientos de cargas de calentamiento y de enfriamiento con servicios. Un inconveniente con esta reducción, no fácilmente apreciable, es que se aumenta el área de transferencia de calor requerida y por lo tanto el costo de los equipos.

A continuación se muestra la curva compuesta a $\Delta T_{min}=10^{\circ}\text{C}$:

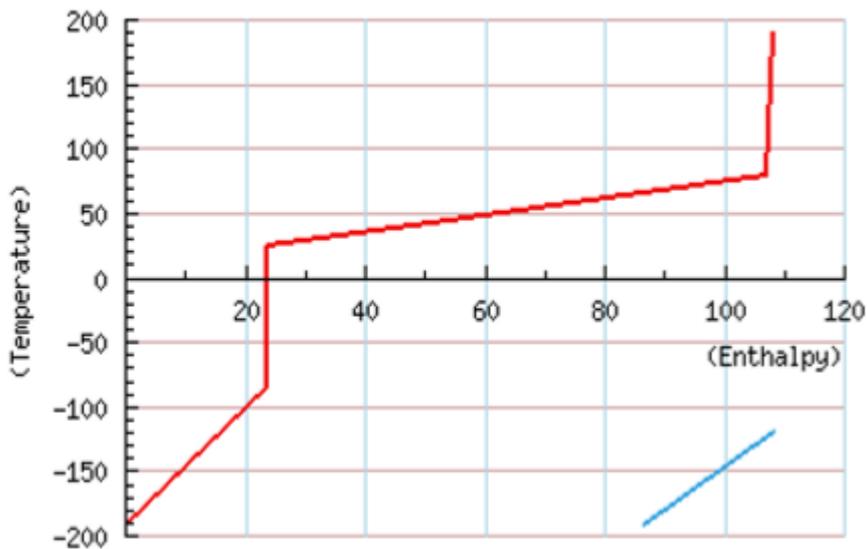


Figura 7.13 - Curva Compuesta con $\Delta T_{min}=10^{\circ}\text{C}$

Fuente: Propia.

PUNTO PINCH

Si se desplazan las rectas que representan la corriente caliente y fría, sobre el eje de la entalpía (Watt), se puede variar su acercamiento relativo sobre el eje de la temperatura ($^{\circ}\text{C}$). Dependiendo del valor dado al gradiente de temperatura mínimo ΔT_{min} , estará definida la cantidad de calor que puede transferirse de la corriente caliente a la fría (zona de traslape) y, por lo tanto, las necesidades mínimas de servicios (zonas fuera del traslape). Se observa que a bajos ΔT_{min} los requerimientos energéticos son los más bajos pero los equipos serían de un tamaño mayor que en el resto de los casos, por el contrario se puede observar que al elegir un ΔT_{min} mayor se obtienen curvas que solapan cada vez menos, lo que significa que lograr una integración energética entre las corrientes será cada vez más difícil.

Se escoge como ΔT_{min} a 10°C para no tener que diseñar equipos tan voluminosos y obtener una integración óptima. El punto pinch es 190.1°C .

REGLAS DE DISEÑO

El punto de mínimo acercamiento entre las curvas compuestas, se llamará punto pinch. Este punto es importante porque divide al proceso (arriba y abajo del punto pinch) en dos subsistema termodinámicamente diferentes. Cada subsistema está balanceado térmicamente con sus servicios respectivos. Arriba del punto pinch, el proceso necesita calentamiento en términos netos; por lo tanto, sólo se requerirán servicios de calentamiento. Abajo del punto pinch, el proceso tiene exceso de calor en términos netos, por lo que necesita únicamente servicios de enfriamiento para estar balanceado térmicamente.

Se deben cumplir tres reglas de diseño:

- a) No enfriar con servicios arriba del punto pinch.
- b) No calentar con servicios abajo del punto pinch.
- c) No transferir calor de temperaturas arriba del punto pinch a temperaturas abajo del punto pinch.

AHORRO ENERGÉTICO

La región horizontal en que las curvas se sobreponen corresponde a la *máxima recuperación de energía* entre las corrientes calientes y frías del proceso. Los valores de consumo mínimo de servicios se obtienen con las curvas compuestas, midiendo las regiones de entalpías en que las curvas no se traslapan, es decir cuando las curvas no están una sobre otra. En el extremo derecho de las curvas se determina el calentamiento mínimo mientras que el enfriamiento mínimo se obtiene en el extremo izquierdo

	CALOR (kW)	FRIO (kW)
SIN INTEGRACION	21.65	108.31
CON INTEGRACIÓN	0	86.66

Tabla 7. 12 - Ahorro energético.

Fuente: Propia.

7.2.2. Diseño de la red de intercambio de calor

Se diseña la red de intercambiadores tratando de minimizar la cantidad y el área total. Se analiza la posibilidad de integración energética pero las torres de destilación y los reactores no son incluidos en el análisis pinch porque sobre ellos se busca un control más estricto.

Se decide con un intercambiador de calor integrar las corrientes 1 y 2:

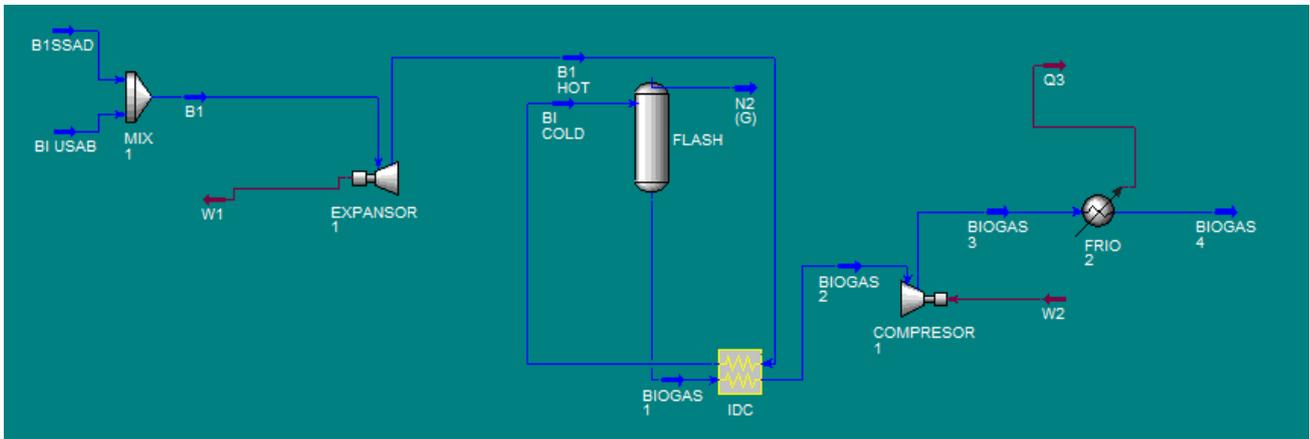


Figura 7.14 - Intercambiador de Calor, integración energética.

Fuente: Propia.

Intercambiador de Calor (IDC)	
UA	$4.84 \cdot 10^5 \text{ kJ}/^\circ\text{C}\cdot\text{h}$
LMTD	-0.1685

Tabla 7. 13 – Parámetros del Intercambiador de Calor diseñado para la integración energética.

Fuente: Propia.

7.2.2.1. Serpentin de vapor

Para entregar calor a se diseña una caldera que debe entregar 4358.3 kW. Se utilizará como fluido calefactor: vapor de agua a 500°K. A continuación se presenta un esquema de cálculo y resumen de parámetros a usar para efectuar el diseño de los serpentines.

El diseño térmico del serpentín consiste en la determinación del área de transferencia de calor requerida para subir o bajar la temperatura del contenido por una magnitud especificada en un intervalo de tiempo.

Se procede a realizar la iteración proponiendo diferentes longitudes de cañería a diferentes diámetros, aumentando gradualmente el U y tratando de que el mismo sea lo menor posible. La iteración termina cuando se verifica que el vapor fluye en el rango de velocidades apropiado indicado en la tabla 7.4 y que el área obtenida con el diseño sea mayor o igual que el área necesaria de acuerdo a los requerimientos de calor.

	Calor	Temperatura objetivo (°C)	Calor necesario (kW)	Equipo
7	Q_{VUSAB}	32	61.04	Reactor USAB
8	Q_{VSSAD}	32	4153.5	Reactor SSAD
9	Q_{VR1}	70	143.75	R1
Q_{vTOTAL}			4358.3 Kw	

Tabla 7. 14 – Corrientes que deben ser calentadas con caldera.

Fuente: Curso de calderas y accesorios.

VAPOR SATURADO Tv=500°K

	Parámetros	Fórmula o referencia	Valor/unidad
Vapor	λ (calor de vaporización)	https://www.frro.utn.edu.ar/repositorio/catedras/quimica/3 anio/integracion/Tablas de vapor de agua.pdf	1800 kJ/kg
	μ (viscosidad)	Datos del vapor a 500°K http://materias.fi.uba.ar/6731/Tablas/Tabla10.pdf	17.04.10 ⁻⁶ kg/m.s
	ρ (densidad)		14.71 kg/m ³
	Cp (calor específico)		1.98 kJ/°K.kg
	k (conductividad térmica)		0.0339 W/m.°C
	Pr (número de Prandtl)		0.996
Diseño de Caldera	U (coeficiente de transferencia de calor)	Propongo, itero y verifico.	300 J/ s.m ² .K ^(7.4)
R1	do _{R1} (diámetro externo)	Propongo, itero y verifico.	0.03 m
	Di _{R1} (diámetro interno)		0.025 m (1")
	mv _{R1} (masa de vapor)	$mv_{R1} = \frac{Qv_{R1}}{\lambda}$	0.08 kg/s
	Lv _{R1} (longitud)	Propongo, itero y verifico.	73
	Nv _{R1} (número de vueltas)		20
	At _{R1} (área de transferencia de calor externa)	$At = \pi. do. Lv = \frac{Qv}{U. \Delta T \ln}$	6.9 m ²
	vv _{R1} (velocidad de vapor)	$vv = \frac{mv}{\rho. \pi. (\frac{Di}{2})^2}$	10.7 m/s
	$\Delta T \ln_{R1}$	$\Delta T \ln = \frac{TH - TC}{\ln(\frac{TH}{TC})}$	70.99 °C
USAB	Di _{USAB} (diámetro interno)	Propongo, itero y verifico.	0.019 m (3/4")
	do _{USAB} (diámetro externo)		0.0229 m
	mv _{USAB} (masa de vapor)	$mv_{USAB} = \frac{Qv_{USAB}}{\lambda}$	0.034 kg/s
	L _{USAB} (longitud)	Propongo, itero y verifico.	95 m
	N _{USAB} (número de vueltas)		30
	At _{USAB} (área de transferencia de calor externa)	$At = \pi. do. Lv = \frac{Qv}{U. \Delta T \ln}$	6.5 m ²

	vv_{USAB} (velocidad de vapor)	$vv = \frac{mv}{\rho \cdot \pi \cdot \left(\frac{Di}{2}\right)^2}$	14.31 m/s
SSAD	Di_{SSAD} (diámetro interno)	Propongo, itero y verifico.	0.019 m (3/4")
	do_{SSAD} (diámetro externo)		0.0229 m
	mv_{SSAD} (masa de vapor)	$mv_{SSAD} = \frac{Qv_{SSAD}}{\lambda}$	2.307 kg/s
	Lv_{SSAD} (longitud)	Propongo, itero y verifico.	6250
	N_{SSAD} (número de vueltas)		300
	At_{SSAD} (área de transferencia de calor externa)	$At = \pi \cdot do \cdot Lv = \frac{Qv}{U \cdot \Delta T \ln}$	448
	vv_{SSAD} (velocidad de vapor)	$vv = \frac{mv}{\rho \cdot \pi \cdot \left(\frac{Di}{2}\right)^2}$	10.48 m/s
ΔTln_{SSAD}	$\Delta T \ln = \frac{(Te - te) - (Ts - ts)}{\ln \left(\frac{Te - te}{Ts - ts}\right)}$	30.98 °C	
Resultados		Q_{TOTALV}	4258.3 kW
		Mv	2.421 kg/s

Tabla 7. 15- Diseño de sistema de calefacción.

Fuente: Propia.

7.2.2.2. Serpentin de Refrigerante

Para enfriar se utilizará un chiller que proporcione 5117.76 kW. Se utilizará como fluido refrigerante secundario etilenglicol a -5°C (el etilenglicol se comporta de manera estable hasta los -15°C), para disminuir la viscosidad del flujo se lo diluye con agua al 50%P/P. Se procede a realizar la iteración proponiendo diferentes longitudes de cañería a diferentes diámetros, aumentando gradualmente el U y proponiendo gradientes de temperatura del refrigerante adecuados teniendo en cuenta no efectuar ningún cambio de estado sobre el fluido. La iteración termina cuando se verifica que el refrigerante fluye en el rango de velocidades apropiado y que el área obtenida con el diseño sea mayor o igual que el área necesaria de acuerdo a los requerimientos de calor, además se verifica que el serpentín diseñado entre en el volumen de R2. A continuación se muestra un esquema de cálculo para el serpentín:

	Calor	Temperatura objetivo (°C)	Calor necesario (kW)	Etap
10	Q _{R2}	32	-5031.1	R2
Otras			-86.66	Purificación
			Q_{TOTALR}	-5117.76 kW

Tabla 7. 16 - Corrientes que deben ser enfriadas con el banco de frío.

Fuente: Propia.

REFRIGERANTE $t_w = -5^\circ\text{C}$		
Parámetros	Fórmula o referencia	Valor/Unidad
Q_{TOTALR}	Tabla 7.16	-5117.76 kW
m_R (masa de refrigerante)	$m_R = \frac{Q_{TOTALR}}{C_p \cdot \Delta T_R}$	8.36 kg/s
C_{pR} (calor específico a -5°C)	https://certificacionenergetica.info	3.138 kJ/°K.kg
k_R (conductividad térmica a -5°C)		0.1213 KW/m.°C
μ_R (viscosidad a -5°C)		0.03 kg/m.s
ρ_R (densidad a -5°C)		1079 kg/m ³
D_{iR} (diámetro interno)		0.051 m (2")
d_{oR} (diámetro externo)	Propongo, itero y verifico.	0.061 m
L_R (longitud del serpentín)		$L_R = 870$ m
U_R (coeficiente de transferencia de calor)		300 m ² .K/W
A_{tR} (área de transferencia de calor externa)	$A_{tR} = \pi \cdot d_{oR} \cdot L_{oR}$	166.6 m ²
ΔT_{lnR}	$\Delta T_{lnR} = \frac{(T_e - t_e) - (T_s - t_s)}{\ln\left(\frac{T_e - t_e}{T_s - t_s}\right)}$	102.7 °C
v_R (velocidad del refrigerante)	$v = \frac{mv}{\rho \cdot \pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2}$	3.8 m/s

Tabla 7.17 - Diseño de sistema de refrigeración.

Fuente: propia.

7.2.3. Diseño de Gasómetro

Los gasómetros son utilizados en procesos de producción de biogás, para la estabilización de los flujos en caso de emergencia o fluctuación en la producción del gas. En el proceso de considerado, se utiliza un tiempo de residencia de 3 horas (como tiempo de respuesta a fallas) y una presión de 1 atm dentro del equipo. Los gasómetros son de geomembrana de PVC.

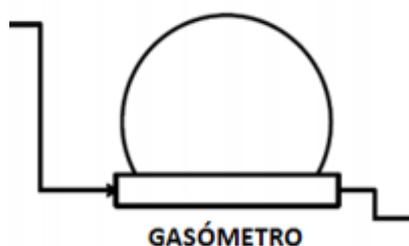


Figura 7.15 - Gasómetro

Fuente: Propia

$$Vol_{gas} = \frac{B1 \cdot t}{\rho_{B1}} = 165.8 \text{ m}^3$$

7.3. GASTO ENERGÉTICO Y GENERACIÓN

La generación de energía a partir del biogás producido en las plantas depuradoras es atractiva porque el costo de generación será bajo. Normalmente el costo principal de generación el costo de adquisición del generador. Los costos operacionales son bastante bajos ya que el biogás es un subproducto sin costo de producción. Por cada m³ de biogás producido se puede generar un estimado de 5 kW de electricidad (Ministerio de Agroindustria, Presidencia de la Nación, Proyecto FAO).

El caudal de biogás puro que produce la planta es:

$$B1=55.32 \text{ kg/h}=1326.24 \text{ m}^3/\text{día}$$

Teniendo en cuenta que la tasa estimada de cantidad de energía eléctrica se calcula la electricidad diaria que se podría generar en la planta:

$$e=6631 \text{ kW}$$

Sumando los consumos energéticos de todos los compresores y bombas da un total de:

$$g=24.15 \text{ kW}$$

Comparando se observa que g representa sólo el 0.37 % de la energía generada.

7.4. BIBLIOGRAFÍA

- Apunte de cátedra Laboratorio de Operaciones Unitarias. *Accesorios y cañerías*. (2017).
- Apuntes de Cátedra Transferencia de Cantidad de Movimiento (2014).
- Cardoso Fernanda, Palmiro Diego, Wanderlei Carlos. Propiedades reológicas y de adsorción de agua de harina extrudida de arroz y bagazo de cebada (2014).
- Castillo Uribe, V. (2013). Diseño y cálculo de un agitador de fluidos.
- Kern, D. (1999). Procesos de Transferencia de Calor.
- Koh, Y. (2015). *Methanogenic Anaerobic Digestion of Wastewater*. Universidad Claremont, California, EEUU.
- Disponible en: [https://microbewiki.kenyon.edu/index.php/Methanogenic Anaerobic Digestion of Wastewater](https://microbewiki.kenyon.edu/index.php/Methanogenic_Anaerobic_Digestion_of_Wastewater)
- Loyto Argentina.
- Disponible en: <http://www.loyto.com.ar/micron1.php>
- Gabriel Moncayo Romero, 2017. Manual de dimensionamiento y diseño de biodigestores industriales para clima tropical.
- Mapro. (2013). *Catálogo de bombas y sopladoras de biogás*.
- Disponible en: <http://www.transairvac.com/products/bio-gas-compressors/mapro-side-channel-boosters--exhausts>
- Marzo Pumps. *Bombas centrífugas para líquidos con sólidos en suspensión*.
- Disponible en: <http://www.marzopumps.com.ar/?section=para-liquidos-con-solidos-en-suspension#suspension>
- McCabe, 1991. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química.
- Perez, Sara, 2018. Planta de obtención de Arabinosidos a partir de bagazo de cerveza
- Ricaurte Freire, L. E. (2016). Diseño y simulación de un Tanque Mezclador de 10,000 gal para la elaboración de aceites lubricantes
- Rodriguez, J. A. (2009). Introducción a la Termodinámica con algunas Aplicaciones de Ingeniería. Obtenido de <http://www.radiadoresgallardo.cl/topintercambiaodres.pdf>
- *Rotoplas. Tanques Verticales*
- Spirax Sarco. (1991). *Designoffluid systems*.
- Disponible en: <http://www.rotoplasargentina.com.ar/productos/23-productos/linea-ingenieria/23-tanques-verticales>
- Stamatti y De Carli, 2013. Modalidad de uso de estiércol de la producción avícola.
- Sustainable sanitation and water management toolbox (SSWM).
- Disponible en: <http://www.sswm.info/sites/default/files/toolbox/Tilley%20et%20al%202014%20Schematic%20of%20the%20Upflow%20Anaerobic%20Sludge%20Blanket%20Reactor%20UASB.png>
- Umbach, J. S. (2010). *Online Pinch Analysis Tool*. Disponible en: http://www.uic-che.org/pinch/stream_input.php.
- Válvulas Diafragma, especificaciones. Disponible en: <http://www.valvias.com/tipo-valvula-de-diafragma.php>

8. SEGURIDAD E HIGIENE

8.1. ACTIVIDADES DE LA INDUSTRIA

Toda actividad humana trae aparejada un grado de contaminación. Es de nuestra incumbencia disminuir, en el mejor de los casos eliminar, las fuentes de contaminación de nuestra actividad industrial. Así mismo, en el ambiente laboral se origina un microambiente, susceptible de contaminación (química, física, sonora, etc.), el cual puede provocar en los operarios accidentes o padecimiento de enfermedades.

Para prevenir dichos riesgos, es necesario aplicar criterios de Seguridad e Higiene en el trabajo. “La seguridad industrial se encarga de la prevención de los accidentes en el ámbito del trabajo, mientras que la higiene industrial posee una serie de técnicas de reconocimiento, evaluación y control de los agentes ambientales y las tensiones que se originan, las cuales pueden causar enfermedad” (Viadas, A., 2016).

Para un mayor control y organización, se divide la planta en 3 sectores característicos:

- Pretratamiento del sustrato y Reactores compuesto por: tanque de pretratamiento , tanque de acondicionamiento , reactor SSAD, reactor USAB cañerías y bombas (P1, P2 y P3).
- Primera etapa de purificación del biogás, tratado con amina MEA, compuesto por: destilador flash, absorbedor 1, columna de destilación 1 para la regeneración de MEA, cañerías, bomba (P4) y compresor (M1 y M2).
- Segunda etapa purificación del biogás, tratado con TEG, compuesto por: absorbedor 2, columna de destilación para la regeneración de TEG, cañerías y bomba (P5).

8.2. IMPACTOS DE LA INDUSTRIA

A continuación, se realizará una descripción de las cuestiones relativas al medio ambiente, la salud y la seguridad asociadas a la planta de biogás, así como recomendaciones para su manejo.

8.2.1. Medio ambiente

La instalación y desarrollo de la planta de biogás se debe adecuar a la reglamentación ambiental que rige a nivel municipal, provincial y nacional.

Municipal

- Ordenanza N° 23023: Servicio Sanitario para Obras Sanitarias.
- Ordenanza N° 14555: Convenio con el Organismo Provincial de Desarrollo Sostenible (OPDS).

Provincial

- Ley N° 13592: Gestión integral de los residuos sólidos urbanos.
- Ley N° 13613: Tasa Especial de Impacto Ambiental, para la Ley N° 11459.
- Ley N° 12257: Código de Aguas.
- Ley N° 11723: Ley Integral del Medio Ambiente y los Recursos Naturales.

- Ley N° 11720: Residuos Especiales.
- Ley N° 11459: Radicación Industrial.
- Ley N° 11347: Tratamiento, manipulación, transporte y disposición final de Residuos Patogénicos.
- Ley N° 5965: Ley de protección a las fuentes de provisión y a los cursos y cuerpos receptores de agua y a la atmósfera.

Nacional

- Constitución Nacional, artículo 41: Derecho a un ambiente sano.
- Ley N° 27191: Fomento Nacional para el uso de Fuentes Renovables de Energía.
- Ley N° 25688. Régimen de gestión ambiental de aguas.
- Ley N° 25675: Ley General del Ambiente.
- Ley N° 25612: Gestión integral de residuos industriales y de actividades de servicio.
- Ley N° 24557: Riesgo del Trabajo.
- Ley N° 19587: Seguridad e Higiene. Decreto N° 351/79: Reglamento General (Industrial básico).

Las principales entidades u organismos gubernamentales que deben regular la actividad de la industria y las posibles fuentes de contaminación de esta, son:

- Comisión de Gestión Ambiental de Gral. Pueyrredón.
- Organismo Provincial de Desarrollo Sostenible (OPDS).
- Asamblea Ambiental.
- Autoridad del Agua.

8.2.2. Consumo de Energía

El consumo energético específico de una planta de biogás depende en gran medida del sistema de servicios auxiliares y el diseño del proceso; sin embargo, es posible implementar una serie de controles o etapas operativas para optimizar el proceso:

- Instalar contadores de energía eléctrica para medir y controlar el consumo en toda la planta;
- Garantizar el efectivo aislamiento de las tuberías de vapor, agua caliente y refrigeración, depósitos, válvulas y bridas, calderas;
- Desarrollar un balance de agua caliente para toda la industria, para la recuperación de calor de los procesos de producción o de los sistemas de servicios auxiliares para procesar;
- Entrelazar las necesidades de la planta de biogás con la fábrica de cerveza;
- Optimizar el funcionamiento del sistema de refrigeración;
- Optimizar el funcionamiento de los grandes motores eléctricos;
- Implementación de prácticas de consumo responsable de energía eléctrica en los sectores de uso diario del personal.

8.2.3. Consumo de Agua

Tanto la producción de cerveza, como la de biogás se caracterizan por consumir un elevado volumen de agua. Más del 90 por ciento de la cerveza es agua y las cerveceras eficientes utilizan

entre 4–7 litros de agua para producir 1 litro de cerveza. Además del agua empleada en el producto, las cervecerías utilizan agua para el cocimiento y el enfriamiento, la limpieza de depósitos de envasado, la maquinaria de producción y zonas de proceso, la limpieza de vehículos y el saneamiento. Durante el cocimiento del mosto y el bagazo también se producen pérdidas de agua.

Mejoras para optimizar el proceso:

- Instalar contadores de agua para medir y controlar el consumo en toda la planta;
- Instalar válvulas automáticas para interrumpir el suministro de agua cuando se produce una parada en la línea;
- Emplear agua recuperada de sectores de la cervecería hacia la planta de biogás.

8.2.4. Aguas Residuales

Los contaminantes contenidos en los efluentes generados en las cervecerías son principalmente sustancias orgánicas originadas durante las actividades de proceso. Los procesos de fabricación de la cerveza también generan líquidos tales como el mosto final y la cerveza residual que, en lugar de pasar a formar parte de la corriente de efluentes, pueden reutilizarse. La medida adoptada en la planta de biogás será la de utilizar dicho agua residual para diluir el bagazo cervecero en el tanque R1 y también se utilizaran como sustrato en el reactor USAB.

Para el vuelco final de las aguas residuales, se deberán cumplir los valores límites caracterizados según los diferentes sumideros (cloaca, al mar, cursos de agua superficiales, conductos pluviales, absorción por el suelo). La resolución 336/03 del Ministerio de Asuntos Agrarios y Producción (MAAP), establecen dichos valores de vuelco.

El cuadro “Ramas Industriales cuyos efluentes no deben disponerse en pozos absorbentes”, presente en el Anexo I de la resolución, establece un código y nivel de peligrosidad para las distintas actividades industriales. Por faltante de una rama que identifique la actividad, se eligió la rama denominada “Productos químicos diversos”, con nivel de peligrosidad 3 y código 13909.

Una vez identificado el grado de peligrosidad, se muestra en la siguiente tabla los parámetros de calidad de las descargas con sus límites admisibles (anexo II de la resolución).

Parámetro	Unidad	Código Técnico Analítica	Límites para descarga a:			
			Colector a Cloacal	Cond. Pluv. o cuerpo de agua superficial	Absorción por el suelo (h)	Mar Abierto
Cinc	mg/l	3111 B y C	≤0,5	≤0,2	≤0,1	≤0,5
Níquel	mg/l	3111 B y C	≤0,3	≤0,2	≤0,1	≤0,2
Cromo Total	mg/l	3111 B y C	≤0,2	≤0,2	Ausente	NE
Cromo Hexavalente	mg/l	3500 Cr D	≤2,0	≤2,0	Ausente	NE
Cadmio	mg/l	3111 B y C	≤5,0	≤1,0	Ausente	≤1,0
Mercurio	mg/l	3500 Hg B	≤20,0	≤500,0	Ausente	≤500,0
Cobre	mg/l	3500 Cu D ó 3111 B y C	≤0,2	≤0,1	Ausente	≤0,2
Aluminio	mg/l	3500 Al D ó 3111 B y C	≤0,5	≤0,2	≤0,1	≤0,5

Arsénico	mg/l	3500 As C	≤5,0	≤5,0	≤1,0	≤5,0
Bario	mg/l	3111 B	≤0,2	≤0,2	≤0,1	≤0,2
Boro	mg/l	4500 B B	≤0,2	≤0,2	≤0,1	≤0,2
Cobalto	mg/l	3111 B y C	≤0,2	≤0,2	≤0,1	≤0,2
Selenio	mg/l	3114 C	≤1,0	≤1,0	Ausente	≤1,0
Plomo	mg/l	3111 B y C	≤0,1	≤1,0	Ausente	≤1,0
Plaguicidas Organoclorados ^(g)	mg/l	6630 B	≤5,0	≤50,0	Ausente	≤50,0
Plaguicidas Organofosforados ^(g)	mg/l	6630 B	≤0,1	≤1,0	Ausente	≤1,0

Tabla 8. 1 - Parámetros de calidad de las descargas límites admisibles.

Fuente: Resolución 336/03, 2003.

N.E: no se establece límites permisibles.

^(g)Serán los incluidos en la Ley Pcial. N°11720 de Residuos Especiales (Generación, manipulación, almacenamiento, transporte, tratamiento y disposición final) y su Reglamentación.

8.2.5. Residuos y Subproductos Sólidos

El más robusto residuo de la producción de cerveza es el bagazo, el cual se utilizará en su totalidad para la obtención de biogás, también serán utilizados para este fin las aguas residuales y la levadura excedente. Se optimiza su reducción con la degradación anaeróbica por un sistema de reactores, cañerías y bombas, diluyéndolo y acondicionándolo para una mejor degradación de su contenido lignocelulósico. Cualquier tipo de desperfecto o error en la cocción del mosto, podrá ser reutilizado como sustrato, disminuyendo así las pérdidas económicas futuras.

8.2.6. Emisiones de Olores y Polvo al aire

Un buen sistema de aislamiento, evita la percepción de los olores procedentes tanto del reactor, como del sistema de purificación. En dicho sistema, se debe destacar la amina MEA, de la cual se debe evitar pérdidas al exterior, ya que produce irritación de las mucosas y posee un olor característico, el cual resulta extremadamente molesto para los operarios del sector.

De la Ley 19587 de Higiene y Seguridad en el trabajo, se obtienen los valores de concentración máxima permitida de la monometilamina (MEA). Siendo CMP la Concentración Máxima Permisible ponderada en el tiempo (jornada laboral de 8 horas/día y una semana laboral de 40 horas. Exposición día tras día, sin efectos adversos) y CMP-CPT la Concentración Máxima Permisible para Cortos Períodos de Tiempo (exposición media ponderada en un tiempo de 15 minutos, que no debe sobrepasarse en ningún momento de la jornada laboral).

Sustancia	NºCAS	CMP	CMP-CPT	Notificaciones	PM	Efactor críticos
MEA	141-43-5	3 ppm	6 ppm	-	61,08	Irritación

Tabla 8.2- Valores Aceptados de exposición a las sustancias químicas.

Fuente: Ley Higiene y Seguridad en el trabajo, 2016.

Para información sobre manipulación, almacenamiento y primeros auxilios, véase Anexo A, Ficha de seguridad Monometilamina (MEA).

Para el caso del Trietilenglicol (TEG), no se encuentran datos en las tablas de la anterior ley, pero se tomará como referencia los datos aportados por la legislación española, en los cuales el valor CMP es de 1000 mg/m³ y el de CMP-CPT es de 2000 mg/m³ (Límites de exposición profesional para agentes químicos en España, 2017).

Para información sobre manipulación, almacenamiento y primeros auxilios, véase Anexo A, Ficha de seguridad Trietilenglicol (TEG).

8.3. HIGIENE Y SEGURIDAD

Los riesgos en la construcción y operación de este tipo de planta, son similares a los que se producen en la mayoría de las instalaciones industriales y específicamente, en las instalaciones de endulzamiento de gas natural. Los peligros asociados con las operaciones llevadas a cabo en la planta incluyen:

8.3.1. Riesgo de Explosiones

Las normas norteamericanas y europeas al respecto han identificado 4 zonas:

- Zona 0: el interior del digestor, el gasómetro, incluyendo las cañerías de biogás con sus componentes;
- Zona 1: lugar donde, en funcionamiento normal, hay presencia de gas. La misma se determina en un radio de 3 metros alrededor del punto emisor, de un alivio de gas, un drenaje o una válvula;
- Zona 2: zona con frecuencia menor de riesgos, o también se extiende a 3 metros más allá de una Zona 1, excepto condiciones particulares.
- Zona sin riesgo: resto de la planta.



Figura 8. 1 – Clasificación de riesgos.

Fuente: Bradfer, J. F., 2002.

Se utilizan mayormente dos codificaciones internacionales para clasificar los riesgos y selección de equipos seguros para su prevención. Estas son, la norma europea según International Electrotechnical Commission / European Committee of Electrotechnical Standards (IEC/CENELEC)

norma IEC 60079-0 y norma norteamericana National Electric Code (NEC), norma NFPA70. En zonas de riesgo con presencia de biogás, se debe emplear la codificación de la siguiente figura:

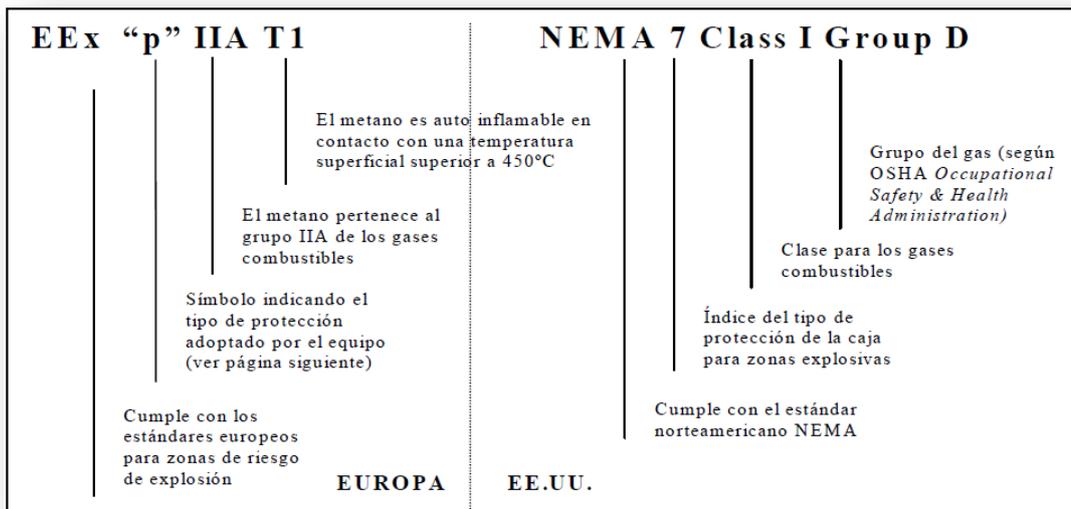


Figura 8.2 - Clasificación del biogás según las normas europeas y norteamericana.

Fuente: Bradfer, J. F., 2002.

La designación del tipo de protección señalado como “p” (solo para norma EEX) es:

- d: Caja antideflagrante por confinamiento para Zonas 1-2 (motores, bombas, aparatos de maniobra).
- ia: Seguridad intrínseca por limitación de energía para Zonas 0-1-2 (instrumentación, controles).
- ib: Seguridad intrínseca por limitación de energía para Zonas 1-2 (instrumentación, controles).
- e: Seguridad aumentada por diseño mecánico para Zonas 1-2 (motores, luminarias, cajas).
- n: Protección “n” por diseño mecánico para Zona 2 (motores, luminarias, cajas).
- o: Inmersión en aceite para Zonas 1-2 (Transformadores, controles).
- p: Presurizado para Zonas 1-2 (Salas de control, analizadores).
- m: Encapsulado para Zonas 1-2 (Instrumentación, controles).

Las posibles fuentes de explosión asociada al biogás no se limitan sólo a equipos energizados, y la propagación de la llama no se confina sólo a un espacio delimitado alrededor del origen. Las fuentes de propagación de las llamas, o deflagración, pueden ser otras además de las eléctricas: un cigarrillo, una chispa provocada ocasionalmente por la caída de una herramienta, etc.

Además, se debe también considerar la región interna de las tuberías y analizar hasta donde podría llegar una llama para seleccionar y equipar el sistema de elementos o accesorios de seguridad.

Medidas de seguridad:

- Instalar sistemas de puesta a tierra, sistemas detección y prevención de chispas y sistemas de extinción;
- Utilizar motores, luces, interruptores y conexiones resistentes a las explosiones en zonas de alto riesgo;
- Instalar válvulas de alivio y cortallamas a la línea de la cañería de biogás.
- Controlar todos los materiales volátiles;

8.3.2. Exposición a Sustancias Químicas

Fugas

Pueden ocurrir fugas de las sustancias utilizadas para el proceso de purificación, pero la fuga más peligrosa es la que puede darse en las cañerías que contienen biogás. Su inflamabilidad y explosividad al combinarse con el oxígeno contenido en el aire, es el mayor riesgo a controlar.

Asfixia

El biogás está compuesto de CO₂ con efecto asfixiante (Bradfer, 2002). El peligro de asfixia o toxicidad del biogás puede resolverse mediante detectores de gas y procedimientos para acercarse a las zonas de riesgo (detector portátil, equipo autónomo de respiración, etc.).

Como se considera que el sector de producción y purificación estará expuesto al ambiente, solo se deberá controlar las posibles emisiones al mismo.

8.3.3. Riesgos Físicos

Estos incluyen el riesgo de caídas al mismo nivel a causa de superficies resbaladizas, el uso de maquinaria y herramientas y posibles choques con vehículos de transporte interno utilizados para el traslado del bagazo de la zona de la planta cervecera hasta la zona de la planta de biogás.

Se debe acondicionar tanto el área de la planta de biogás como el área de transición de ambas plantas para prevenir resbalones y caídas, además de incorporar seguridad en la maquinaria y el uso de un equipo de protección personal (EPP) adecuado.

Sistemas de gas a presión

El reactor deberá contar con un sistema de control de presión y con dispositivos que actúen de alivio en el caso de una mayor presión dentro del mismo. Además, el biogás será comprimido antes del ingreso a la etapa de purificación, lo que implica un riesgo por la posible rotura: de las cañerías de proceso, de los absorbedores y del gasómetro utilizado para almacenar el biogás puro.

Medidas de seguridad:

Instalación de antorchas para casos de emergencia tales como un desperfecto en la extracción de biogás del reactor o la mayor producción de biogás.

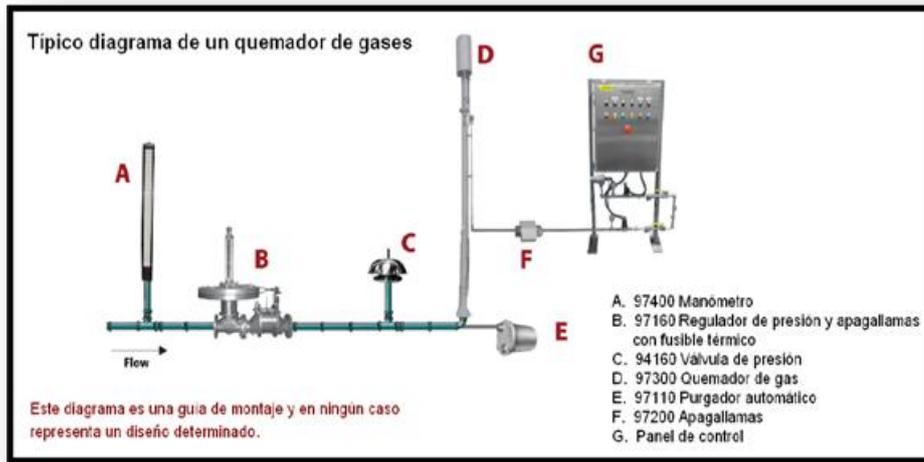


Figura 8.3- Quemadores de gas y accesorios.

Fuente: Marlia Ingenieros S.A., 2017.

8.3.4. Exposición al Ruido y a las Vibraciones

Los trabajadores pueden estar expuestos al ruido provocado durante el transporte del sustrato, los motores tanto de compresores como de las bombas distribuidas por todo el proceso. Las medidas de seguridad serán abordadas en la próxima sección.

8.3.5. Evaluación de Riesgos

La evaluación de riesgos es la base para una buena gestión de seguridad y salud en el trabajo. Su implementación en el análisis y relevamiento de las tareas y procesos de una organización, permiten planificar las acciones preventivas a llevar adelante y evitar que los empleados sufran accidentes o contraigan enfermedades laborales.

Es un proceso dirigido a estimar la magnitud de aquellos riesgos que no pudieron ser erradicados, obteniendo la información necesaria para que el empresario esté en condiciones de tomar una decisión apropiada sobre la necesidad de adoptar medidas de control y, en tal caso, sobre el tipo de medidas que deben adoptarse (Viadas, A., 2016).

Para llegar a cabo la evaluación de riesgos, se ha optado por el uso del Método General, ya que permite establecer de una manera sencilla y dinámica el nivel de riesgo analizando la gravedad del daño y la probabilidad de que este ocurra.

Gravedad

Ligeramente dañino (LD)	-Daños superficiales: cortes y magulladuras pequeñas, irritación de los ojos por polvo. -Molestias e irritación: dolor de cabeza, disconfort.
Dañino (D)	-Quemaduras, conmociones, torceduras importantes, fracturas menores, etc. -Sordera, dermatitis, asma, trastornos musculo-esqueléticos, enfermedad que conduce a una incapacidad menor.
Extremadamente dañino (ED)	-Amputaciones, fracturas mayores, envenenamientos, lesiones múltiples, lesiones fatales. -Cáncer, otras enfermedades que acorten severamente la vida,

Tabla 8.3- Gravedad del daño.

Fuente: Vicente Iglesias, P., 2012.

Probabilidad que ocurra el riesgo	
Baja (B)	El daño ocurrirá raras veces.
Media (M)	El daño ocurrirá algunas veces.
Alta (A)	El daño ocurrirá siempre o casi siempre.

Tabla 8.4- Probabilidad del riesgo.

Fuente: Vicente Iglesias, P., 2012.

Con los factores ya expuestos y el cuadro a continuación, se obtiene la estimación del nivel de riesgo:

		Gravedad		
		LD	D	ED
Probabilidades	B	T	TO	MO
	M	TO	MO	I
	A	MO	I	IN

Tabla 8.5- Método General de evaluación de riesgos.

Fuente: Vicente Iglesias, P., 2012.

Dichos niveles forman la base para decidir la acción preventiva que debe realizarse, estableciendo prioridades de acción, siendo éstas las siguientes:

Riesgo	Acción
Trivial (T)	-No se requiere acción específica.
Tolerable (TO)	-No se necesita mejorar la acción preventiva. Sin embargo, se deben considerar soluciones más rentables o mejoras que no supongan una carga económica importante. -Se requieren comprobaciones periódicas para asegurar que se mantiene la eficacia de las medidas de control.
Moderado (MO)	-Se deben hacer esfuerzos para reducir el riesgo, determinando las inversiones precisas. Las medidas para reducir el riesgo deben implantarse en un período determinado. -Cuando el riesgo moderado está asociado con consecuencias extremadamente dañinas, se precisará una acción posterior para establecer, con más precisión, la probabilidad de daño como base para determinar la necesidad de mejora de las medidas de control.
Importante (I)	-No debe comenzarse el trabajo hasta que se haya reducido el riesgo. Puede que se precisen recursos considerables para controlar el riesgo. -Cuando al riesgo corresponda a un trabajo que se está realizando, debe remediarse el problema en un tiempo inferior al de los riesgos moderados.
Intolerable (IN)	-No debe comenzar ni continuar el trabajo hasta que se reduzca el riesgo. Si no es posible reducir el riesgo, incluso con recursos ilimitados, debe prohibirse el trabajo.

Tabla 8.6- Intervención de los riesgos.

Fuente: Vicente Iglesias, P., 2012.

Luego del análisis de los posibles riesgos, se presenta la siguiente tabla que reúne las principales acciones operativas, divididas por zona:

Zonas	Riesgos	P	C	R	Causas	Medidas y/o controles preventivos
Pretratamiento (R1)	Contacto eléctrico.	B	D	TO	-Alguna parte eléctrica de las bombas se encuentra mal aislada.	-Revisar de manera periódica la instalación eléctrica del equipo y comprobar su buen funcionamiento. -Realizar mantenimiento -Seguir el manual de usuario,

	Golpes/Cortes por objetos o herramientas	B	LD	T	Golpes y/o cortes durante la manipulación y/o mantenimiento de los equipos.	Usar guantes para golpes mecánicos.
	Caída al mismo nivel	A	LD	MO	-Posibilidad de resbalar con sustrato salpicado en el suelo. -Cable de conexión del equipo expuesto en el suelo.	-Mantener la zona limpia y ordenada. -Usar un medio de protección del suelo (plástico, papel) que ocupa la zona de alimentación. -Ocultar cableado del equipo.
	Riesgo por salpicaduras	B	LD	T	Fallos en las juntas de las bombas o uniones de cañería.	-Revisión visual de todas las juntas Y uniones de cañería, para asegurarse de que no haya pérdidas. -Mantenimiento adecuado. -Disponer de protección individual: gafas y guantes.
Acondicionamiento (R2)	Exposición a contaminantes biológicos	A	D	I	Contacto con microorganismos presentes en el sustrato o inóculo, y en la recogida de muestras del tanque	-Información al servicio médico para consulta de necesidad de vacuna adecuada. -Uso de guantes, gafas y ropa de trabajo adecuada, para evitar el contacto. -Aseo del personal después de la exposición.
	Riesgo por salpicaduras	B	D	T	Fallos en las juntas o uniones de la bomba o en la recogida directa de muestra	-Revisión visual de todas las juntas, asegurarse que no haya pérdidas, antes de cada operación. -Mantenimiento adecuado -Disponer de protección individual: gafas y guantes.
	Riesgo de quemadura	B	D	TO	Fallo del programa de control de temperaturas o fugas por agrietamiento de la calería o del tanque.	-Mantenimiento adecuado de las resistencias eléctricas del tanque, según lo dispuesto en el correspondiente manual del usuario.
Reactores (SS-AD y USAB)	Exposición a contaminantes biológicos	A	D	I	Contacto con microorganismos presentes en el sustrato	Información del servicio médico sobre la necesidad de tratamiento
	Contacto eléctrico directo	B	D	TO	Posible contacto con alguna parte en mal estado de la instalación eléctrica o de la bomba.	-Revisar la instalación periódicamente y realizarle mantenimiento.
	Riesgo de Salpicaduras	B	LT	T	Fallas en las juntas o uniones	- Revisión y mantenimiento periódico
	Riesgo de quemadura	B	D	TO	Fallo del programa de control de la Temperatura.	-Mantenimiento adecuado de las resistencias eléctricas del tanque, según lo dispuesto en el correspondiente manual del usuario. -Comprobación de buen funcionamiento, antes de empezar a operar.
Cañerías de biogás	Incendio	B	ED	MO	Escapes de biogás	-Mantener en buenas condiciones todo el conducto. -Evitar fuentes de ignición en la zona de trabajo
MEA: Absorbedor (A1) y destilador	Fugas	B	D	TO	-Agrietamiento de la cañería. -Degradación de la amina por aumento de la	-Mantenimiento de toda la línea que transporta MEA. -Control de temperatura.

(D1)					temperatura.	
TEG: Absorbedor (A2) y destilador (D2)	Fugas	B	D	TO	-Agrietamiento de la cañería. -Degradación por aumento de la temperatura.	-Mantenimiento de toda la línea que transporta TEG. -Control de temperatura.

Tabla 8.7- Intervención de los riesgos.

Fuente: Propia.

La planta opera de forma continua, 30 días al mes. Los turnos de los operarios serán rotativos de 8 horas/ día cada uno, por lo cual tendremos 3 turnos diarios. No se espera gran número de personal, por ser una planta de gran automatización.

Turno	Entrada	Salida
Mañana	6 am	2 pm
Tarde	2 pm	10 pm
Noche	10 pm	6 am

Tabla 8.8- Horarios comunes por turnos en la industria.

Fuente: V Congreso de Ergonomía y Psicología, 2013.

En la siguiente tabla, se concentra la información del personal (obtenido de bibliografía consultada), así como del número de los mismos y el nivel de exposición (criterios propios).

Trabajadores relacionados al proyecto		
Puesto	Cantidad	Exposición
Director de planta	1	Baja
Jefe de turno	3 ^(8.1)	Media
Operador de campo	3 ^(8.1)	Alta

Tabla 8.9- Puestos laborales.

Fuente: Energías Renovables, 2012.

^(8.1) Se considera una persona por turno.

No se han considerado los puestos de encargado de mecánica/electricidad, administrativos y personal de limpieza, por considerar que serán los mismos trabajadores del sector de la industria cervecera y tendrán una exposición baja durante el proceso.

Se tendrá 6 operarios (2 por turno), expuestos mayormente a los riesgos de la planta. Además de una correcta coordinación de sus turnos para un asegurar el descanso y análisis médicos regulares, se los capacitará para actuar en casos de emergencia y se los instará al uso de equipos de protección. Los equipos de protección personal son los siguientes (Uribe López, et al., 2004):

- A todos los operarios se les dará un overol de dril con el logotipo de la empresa, al igual que botas de caucho, una camiseta y todos los guantes impermeables y resistentes;
- Cuando los operarios que se acerquen a la zona de los absorbedores y destiladores, tendrán el equipo básico antes mencionado, más un equipo de protección respiratoria con un cartucho que recoge los vapores.

Para la señalización de la planta, se seguirán las pautas establecidas en el apunte de cátedra de SHySA, “Colores y señales de seguridad”, las cuales reúnen a las normas IRAM 10005.

La señalización estará presente en todas las secciones de la planta y se utilizarán los siguientes tipos de señales:

- Señalización de ubicación de las áreas dentro de la organización.
- Señalización acerca de la protección preventiva, vías de acceso, peligros y precauciones alrededor de la planta.
- Señales de precaución de piso, delimitando en amarilla las zonas de paso común de las zonas de prohibición de paso.
- Señales de prohibidos dentro de la planta.
- Señales de salidas y rutas de emergencia.



Figuras 8.4 – Señales estandarizadas presente en la plata de biogás.

Fuente: Uribe López, et al., 2004.

En cuanto al cuidado y protección de la maquinaria, la misma tendrá un mantenimiento preventivo programado según las especificaciones de cada máquina y equipo, aunque se procurará que este mantenimiento no altere el flujo del producto ni la operación normal de la planta.. Se deberá cortar el ingreso de sustrato al digester durante el tiempo de mantenimiento; si el mismo no excede todo un día laboral, se puede considerar que no se ha afectado la cantidad de biogás producido por día.

La planta contará con un número variado de botiquines ubicados alrededor de la empresa en zonas estratégicas, para la curación y prevención de accidentes leves de trabajo.

8.3.6. Evaluación de Impacto Ambiental

La ley 11459 (Radicación Industrial), impone la realización de la Evaluación de Impacto Ambiental (EIA) y de las Auditorías Ambientales (AA) para todas las actividades industriales en la provincia. La ley plantea dos etapas:

- Categorización del establecimiento industrial, basándose en el Nivel de Complejidad Ambiental (NCA), la cual divide a las industrias en 3 categorías;

- Presentación de la EIA y la obtención del Certificado de Aptitud Ambiental (CAA), el que debe renovarse cada dos años, mediante una Auditoría Ambiental.

Cálculo del nivel de complejidad ambiental NCA

La ley general del ambiente N°25075/02 (y normas complementarias), prevé la necesidad de contratar un seguro ambiental, tomando como referencia a tal efecto el cálculo del Nivel de complejidad ambiental con la metodología prevista en la resolución SAyOS N°1039/07 y normas complementarias.

Una vez calculado el NCA si su valor es igual o mayor que 14,5 puntos corresponde la contratación de un seguro ambiental.

El cálculo del NCA, está compuesta por:

$$NCA = Ru + ER + Ri + Di + Lo$$

- **Ru: Rubro:** De acuerdo con la clasificación internacional de actividades

Grupos	Valor	Justificación	Valor adoptado
Grupo 1	1	Centro de reciclado de residuos y efluentes	10
Grupo 2	5		
Grupo 3	10		

Tabla 8.10- Rubro.

Fuente: Resolución N°214/98. Ley 11459, Decreto 1741/96. <http://www.opds.gba.gov.ar>

- **ER: Efluentes y Residuos.** La calidad y cantidad de los mismos que genere el establecimiento se clasifican en:

Tipos	Valor	Justificación	Valor adoptado
Tipo 0	0	Sólidos y semisólidos: resultantes del tratamiento de efluentes líquidos que no contengan residuos peligrosos. Decreto 1741/96	1
Tipo 1	1		
Tipo 2	3		
Tipo 3	4		
Tipo 4	6		

Tabla 8.11- Clasificación de Efluentes y Residuos.

Fuente: Resolución N°214/98. Ley 11459, Decreto 1741/96. <http://www.opds.gba.gov.ar>

- **Ri: Riesgo.** Se tendrán en cuenta los riesgos específicos de la actividad, que puedan afectar a la población o al medio ambiente circundante.

Riesgo	C	Justificación	Valor adoptado
Aparatos a presión	1		5
Acústico	1		
Sustancias químicas	1		
Explosión	1		
Incendio	1		

Tabla 8.12- Clasificación de Riesgo.

Fuente: Resolución N°214/98. Ley 11459, Decreto 1741/96. <http://www.opds.gba.gov.ar>

- **Di: Dimensionamiento.** La dimensión del establecimiento tendrá en cuenta la dotación de personal, la potencia instalada y la superficie:

Parámetros	Valor	Justificación	Valor
------------	-------	---------------	-------

Personal			Adoptado
Hasta 15	0		0
Desde 16 a 50	1		
Desde 51 a 150	2		
Desde 151 a 500	3		
Más de 500	4		
Potencia		Potencia instalada	
Hasta 25 HP	0		0
De 26 a 100HP	1		
De 101 a 500 HP	2		
Más de 500 HP	3		
R. Superficie		Relación entre superficie cubierta y total	
Hasta 0.2	0		0
Desde 0.21 a 0.5	1		
Desde 0.51 a 0.8	2		
Más de 0.8	3		

Tabla 8.13- Dimensionamiento.

Fuente: Resolución N°214/98. Ley 11459, Decreto 1741/96. <http://www.opds.gba.gov.ar>

• **Lo: Localización.** Se tendrá en cuenta la zonificación municipal y la infraestructura de servicios que posee.

Parámetros	Valor	Valor Adoptado
Zona		0
Parque industrial	0	
Industrial exclusiva y rural	1	
Otras zonas	2	
Infraestructura		0
Carencia de red de agua	0.5	
Carencia de red de cloacas	0.5	
Carencia de red de gas	0.5	
Carencia de red de luz	0.5	

Tabla 8.14- Localización.

Fuente: Resolución N°214/98. Ley 11459, Decreto 1741/96. <http://www.opds.gba.gov.ar>

De acuerdo con los valores el NCA es igual a 16, se clasifica en Segunda Categoría (de 12 a 25 puntos inclusive), por este motivo se deberá contratar un seguro ambiental.

8.4. EFLUENTE

El subproducto de la digestión anaeróbica es un lodo denso muy rico en materia orgánica y mineral. La utilización de éste como biofertilizante es viable y se podría aprovechar en el cultivo de lúpulo que la empresa cervecera Antares posee y/o destinarlo a venta.

Como ventaja, este efluente tiene mayor riqueza nutricional que los obtenidos en la biodegradación aerobia (Noyola y Monroy, 1994), pero sus desventajas son la gran cantidad de líquido que posee, lo que produce la lixiviación de algunos de sus componentes hacia las napas. Además, es necesario para su aplicación que el suelo este húmedo, porque si el suelo está seco existe gran pérdida de nitrógeno del efluente por volatilización (Feigin et al., 1991).

8.4.1. Tratamiento

Los principales riesgos de los fertilizantes orgánicos se deben a los contaminantes originados en los procesos del tratamiento químico de las materias primas. Nuestra materia prima es el desecho de un producto de la industria alimentaria, en el que no se le ha adicionado ningún tipo de químico peligroso. Luego, en los tratamientos anteriores al ingreso del sustrato al reactor, existe la posibilidad de acondicionarlo si su pH no es el adecuado, pero como se ha mencionado en entregas anteriores, se obtiene un sustrato con el pH óptimo, haciendo que el adición de ácido clorhídrico (HCl) o hidróxido de sodio (NaOH), mediante el sistema de control automatizado, sea ocasional y no en gran medida.

La extracción del reactor se hará de manera continua, y se necesitará un espesador para reducción el volumen del efluente, luego un tanque que actúe de digestor para posibilitar la estabilización biológica del efluente (por estar expuesto al medio ambiente, los microorganismos anaeróbicos estrictos morirán y prosperen los aeróbicos). Por último, se realiza una deshidratación en grandes tanques de hormigón, para luego ser transportados. Puede ser necesario implementar controles de ingeniería adicionales para contener y neutralizar los olores molestos.

8.4.2. Traslado

Actualmente, Antares cuenta con dos plantaciones de lúpulo. La primera en el vivero Van Heden, Ruta 88 Km 23 y la segunda sobre la ruta 226, en cercanías a Sierra de los Padres. Por cuestiones de logística, se elige realizar el traslado del fertilizante a la primera plantación, la cual se encuentra a una distancia de 17.1 km.

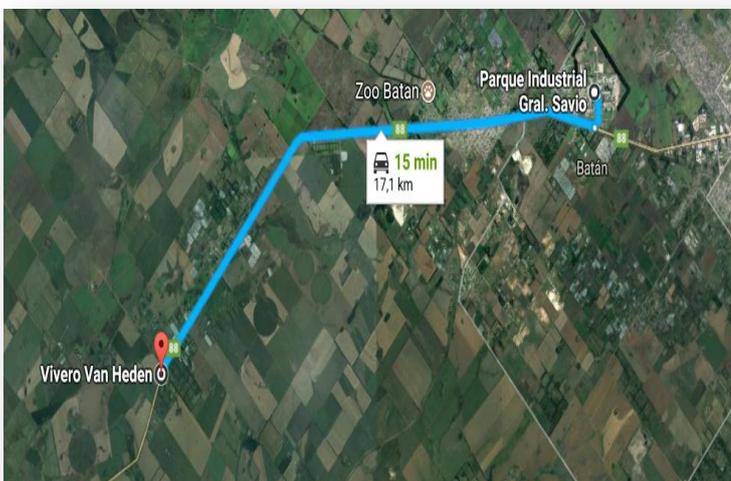


Figura 8.5 – Ruta recorrida por el transporte.

Fuente: Google Maps, 2017.

8.5. BIBLIOGRAFÍA

- Viadas, A. (2016). Apuntes de la cátedra de Seguridad, Higiene y Saneamiento Ambiental. UNMDP.
- Bradfer, J.F. (2002). Riesgos y seguridad en el manejo del biogás en una planta de tratamiento de aguas servidas.
- Congreso AIDIS (2002) Riesgos del Biogás. Cancún, México.
- Decreto 1741/96. Criterio para la categorización de industrias y actividades de servicio según su nivel de complejidad ambiental.

- Disponible en: <http://www.gob.gba.gov.ar/legislacion/legislacion/96-1741.html>
- Diseño de turnos de trabajo. (2013). V Congreso de Ergonomía y Psicología.
- Energia renovables (2012)
- <https://www.energias-renovables.com/panorama/los-trabajadores-de-plantas-de-biomasa-los>
- *Grupo del Banco Mundial. (2007). Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad: Fabricas de cerveza.*
- Disponible en: <http://www.ifc.org/ifcext/sustainability.nsf/Content/EnvironmentalGuidelines>.
- Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el trabajo. Límites de exposición profesional para agentes químicos en España. España.
- Disponible en: www.insht.es
- Mar del Plata Transervice S.R.L
- Disponible en: <http://www.mdptranservice.com.ar/>
- Marlia Ingenieros S.A. (2017)
- Disponible en: <http://www.marlia-ing.com/Productos/biogas/pagina.htm>
- OPDS- Organismo Nacional para el Desarrollo Sostenible.
- Disponible en: <http://www.opds.gba.gov.ar/>
- Vicente Iglesias, P. (2012). Colaboración con el responsable de Prevención de Riesgos Laborales del centro en la gestión del Sistema de Prevención de Riesgos de la Fundación CARTIF. Universidad de Valladolid, Valladolid, España.
- Uribe Lopez, J. P. (2004). Plan de negocios para la creación de una planta de procesamiento de residuos sólidos urbanos para la producción de compost. Universidad Javeriana, Bogotá, Colombia.

9. ANÁLISIS ECONÓMICO

9.1. ESTUDIO DE MERCADO

El aprovechamiento energético de los residuos presenta numerosas ventajas, no sólo para el propietario de la instalación, sino también para su entorno ambiental. Para el propietario de la instalación las ventajas son fundamentalmente económicas, ya que reducen los costos energéticos al reemplazar combustibles fósiles y al producir su propia energía. Para el entorno ambiental las ventajas que tienen los biodigestores son: que descontaminan y que transforman los desechos orgánicos en subproductos aprovechables como el bioabono y el biogás. Al reutilizar los residuos orgánicos se protege el suelo (mediante el abono) y al aire (reduciendo las emisiones de CH₄ a la atmósfera). Por lo tanto aprovechar los residuos orgánicos en biodigestores es sumamente positivo para el medioambiente, conjuntamente con la producción de energías renovables que pueda sustituir el consumo de combustibles fósiles.

En la actualidad, una gran cantidad de empresas agroindustriales están considerando los residuos orgánicos generados diariamente como producto de alto valor, que puede ser aprovechado económicamente, mejorando la competitividad de algunas industrias. Adicionalmente, un proyecto de esta naturaleza, representa una excelente oportunidad empresarial para reforzar comercialmente su imagen de responsabilidad social y ambiental frente a los consumidores.

9.2. COSTE DE INVERSIÓN

Se analizaran dos casos:

- **CASO A:** Planta de biogás **C ON PRETRATAMIENTO** termoquímico
- **CASO B:** Planta de biogás **SIN PRETRATAMIENTO** termoquímico.

9.2.1. Índice CEPCI (Chemical Engineering Plan Cost Index):

El índice de costos de Plantas CE, presenta varias ventajas; la primera es que se basa en equipos y mano de obra empleada en la construcción de plantas químicas, segundo que incluyen costos de ingeniería, así como, de materiales, manufactura e instalación y tercero se consideran las mejoras de la productividad dentro de la fabricación y de la industria de la construcción. Se publica en la revista Chemical Engineering.

Unas ves calculados los costos de todos los equipos principales se aplica la siguiente ecuación para calcular el coste del año actual:

$$C_E = C_{E,x} \cdot \left(\frac{CEPCI2018}{CEPCIX} \right) \quad \text{Ecuación 7.1}$$

Donde:

- CE: coste del equipo en la actualidad (2018)
- C_{E,x}: coste del equipo estimado
- CEPCI2018: índice de costos de Plantas del 2018= 567.5
- CEPCIX: índice de costos de Plantas del año en que fue estimado el costo del equipo. (CEPCI2006= 509.7 y CEPCI2002=390.4)

9.2.2. Métodos de estimación del coste de los equipos

Los costos de inversión inicial están asociados con las inversiones necesarias para la construcción de la infraestructura física de planta.

Se seleccionará un diseño preliminar, el cual se efectúa en un tiempo rápido y su precisión es tal que presenta un error de entre un 25 a 40%.

Para poder determinar el precio actual de los equipos utilizados en la planta se dispone de diferentes métodos, tales como:

- **Catálogos:** el precio del equipo viene determinado por la empresa donde se ha adquirido, por lo tanto no haría falta ningún cálculo.
- **Método de las Correlaciones (Sinnott-Towler):** Este método corresponde al año 2006 (CEPCI2006=509.7) y viene definido por la siguiente ecuación:

$$CE = a + b \cdot S^n \quad \text{Ecuación 7. 2}$$

Dónde:

a, b y n: Constantes.

S: Magnitud característica del equipo.

Las constantes se encuentran tabuladas en Sinnott r., Towler g., "diseño en ingeniería química", ed reverté, barcelona, 2012.

- **Plataforma de cálculo "Costos de Equipo"** que acompañan el Diseño de Plantas y la Economía para Ingenieros Químicos, 5ª edición, Peters, Timmerhaus y West Mc Graw Hill Education. Los valores predeterminados son enero de 2002 y el índice CE = 390.4 (la base de los costos calculados). <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>
- **Método del algoritmo (Couper):** Se trata en la aplicación de sencillos algoritmos. Se tendría que actualizar el coste ya que el método es del año 2002. Teniendo en cuenta que CEPCI (2002)=395.6

9.2.3. Estimación del coste del Biodigestor y Gasómetro

1. Biodigestores

COSTOS DE LA CONSTRUCCIÓN (Septiembre 2019)			
	MATERIALES	MANO DE OBRA	TOTAL
1 - TRABAJOS PRELIMINARES			
Trabajos Preliminares	34 \$/m ²	179 \$/m ²	213 \$/m ²
Obrador, depósito y sanitarios	2461 \$	5108 \$	7569 \$
Cartel de obra	656 \$/m ²	3129 \$/m ²	3785 \$/m ²
Vallado de obra	916 \$/m ²	1901 \$/m ²	2817 \$/m ²
2 - MOVIMIENTO DE SUELOS			
Excavación en la obra	0 \$/ m ³	1472 \$/m ³	1472 \$/m ³
3- ESTRUCTURA DE HORMIGÓN			
Hormigón	10092 \$/m ²	15138 \$/m ²	25230 \$/m ²
Impermeabilización interior	1388 \$/m ²	1135 \$/m ²	2523 \$/m ²
Impermeabilización exterior	648 \$/m ²	530 \$/m ²	1178 \$/m ²

Tabla 9. 1- Costos de la construcción

Fuente: <http://www.solucionesespeciales.net/Inmobiliaria/Costos.aspx>

		SSAD	USAB
Parámetros de los Reactores	Altura (m)	5.99	8.78
	Diámetro (m)	8.4	8.78
	Volumen Reactor (m ³)	256.83	531.3
	Espesor de pared (m)	0.303	0.303
	Área de pared (m ²)	115.65 (total)	287.58 (total)
	Volumen enterrado (m ³)	103	0
Cálculo de costo de Trabajos preliminares y generales	Trabajos preliminares (\$)	24633.45	61254.5
	Obrador, depósito y sanitarios (\$)	7569	
	Cartel de obra (\$)	437735.25	1088490.3
	Vallado de obra (\$)	325786	810111.86
Cálculo de costo de Movimientos de suelos	Excavación (\$)	151616	0
Cálculo de Costo de Estructura	Hormigón (\$)	2917849.5	7255643.4
	Impermeabilización interior (\$)	291784.95	725564.3
	Impermeabilización exterior (\$)	136235.7	338769.2
TOTAL		4293209.9	10279833.56

Tabla 9.2 - Estimación del costo de los Biodigestores.

Fuente: Propia.

2. Gasómetro

Teniendo en cuenta que el gasómetro representa aproximadamente un 10% del costo de digestor (Carrasco Allendes, 2015) se estima que su costo es **1457304.3\$**.

9.2.4. Estimación del coste de las Columnas de Destilación

La estimación del precio de las columnas de Destilación se realizará a partir de un Método Algorítmico (Vam Industry, Evaluación Económica). El coste del equipo está en función del número de platos, la distancia entre platos, así como el diámetro y la altura de la columna. Para calcular su coste se utilizan las siguientes ecuaciones considerando su construcción en acero inoxidable 304:

$$C(\$) = 1.218. (f1. Cb + N. f2. f3. f4. Ct + Cp1)) \quad \text{Ecuación 7. 3}$$

$$Cb = 1.218. e^{[7.123+0.1478.\ln(W)+0.02488.(\ln W)^2]} \quad \text{Ecuación 7. 4}$$

$$Ct = 457.7. e^{(0.1739.Dplato)} \quad \text{Ecuación 7. 5}$$

$$Cp(\text{costo de platos}) = 249.6. D^{0.6332}. L^{0.6016} \quad \text{Ecuación 7. 6}$$

Dónde:

- N: Número de platos.
- W: Peso del equipo (lb)
- D: Diámetro de la columna (ft)
- L: Longitud de la columna (ft)
- e: espesor (ft)
- ρ_m : densidad del material
- f1 y f2: Factor del coste en función del material (Tabla 9.3).
- f3: Factor en función del tipo de plato (Tabla 9.4).

$$f4=2.25/(1.0414)^N \quad \text{Ecuación 7. 7}$$

MATERIAL	f1	f2
Acero inoxidable 304	1.7	1.189+0.05770.D
Acero inoxidable 316	2.1	1.401+0.0724.D
Carpintería	3.2	1.525+0.0788.D
Niquel	5.4	
Titanium	7.7	

Tabla 9.3 - Factor f1 y f2

Fuente: https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustry_v07.pdf

Tipos de plato	f3
Valve	1
Grid	0.8
Bubble cap	1.59
Sieve	0.95

Tabla 9.4. Factor f3 del tipo plato

Fuente: https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustry_v07.pdf

Para el dimensionamiento de la columna se utilizan los criterios:

a) se considera un tiempo de residencia τ de 5 minutos dentro del mismo, la especificación de este tiempo de residencia está fijada por el mantenimiento de un buffer de líquido para el arranque y parada de bombas (Esquivel Elizondo, 2007).

b) se obtiene el volumen del recipiente utilizando los parámetros: τ , caudal másico (Q) que deja el recipiente y la densidad por medio de la siguiente ecuación:

$$\text{Volumen} = \frac{2.Q.\tau}{\rho} \quad \text{Ecuación 7. 8}$$

c) Para propósitos de costeo, la relación L (longitud o altura) / D (diámetro) se supone igual a 4 (ésta es la relación óptima si los cabezales o tapas son 4 veces más caras los laterales) (Esquivel Elizondo, 2007). El volumen se puede hallar también con la siguiente ecuación:

$$\text{Volumen} = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot L \quad \text{Ecuación 7. 9}$$

$$L = 4 \cdot D \quad \text{Ecuación 7. 10}$$

d) Si el diámetro es mayor que 1.2 m, se debe dimensionar la unidad como un tanque horizontal ya que requiere más espacio pero menos costo de estructura de soporte (Esquivel Elizondo, 2007).

e) Considerando e como espesor del tanque y ρ_m como la densidad del metal se puede hallar el peso W (Collado, 2017):

$$W = \rho_m \cdot L \cdot \left[\left(\frac{D_e}{2} \right)^2 - \left(\frac{D}{2} \right)^2 \right] \quad \text{Ecuación 7. 11}$$

f) Se calcula el espesor mínimo de la columna con la siguiente ecuación (Collado, 2017):

$$e_{min} = \frac{P \cdot R}{E M A \cdot E f - 0.6 \cdot P} + C1 \quad \text{Ecuación 7. 12}$$

Siendo:

- P(presión de diseño)=101.3 Pa
- R(radio interno de la columna)=D/2
- EMA(esfuerzo máximo admisible del acero inoxidable)=510000 N/m² (Manual de Diseño de Acero Inoxidable Estructural,2006).
- C1(sobre-espesor por corrosión)=0 (Manual de Diseño de Acero Inoxidable Estructural,2006).
- Ef(eficiencia por soldadura)=0.8 (Manual de Diseño de Acero Inoxidable Estructural,2006).

Columna 1		
Parámetros	Valor	Referencias
Q_{ME3}	1473 kg/h	Tabla 6.11
ρ_{ME3}	992.7 kg/m ³	Unisim
Volumen _{c1}	0.247 m ³	Ecuación 7.8
Dc1(diámetro)	0.428 m=1.406 ft	Ecuación 7.9 y 7.10
Lc1(altura)	1.714 m=5.623 ft	
P_{ME3}	101300 Pa	Tabla 6.11

e_{1min}	0.063 m	Ecuación 7.12
Dc_{1ext}	0.491m	Dc _{1ext} =Dc ₁ +e _{1min}
Pm	$\rho_{\text{aceroinox}}=7850 \text{ kg/m}^3$	Wikipedia
W1 (peso)	193.32 kg=426.2 lb	Ecuación 7.11
N1 (número de etapas)	15	Tabla 6.11
f1	1.7	Tabla 9.3
f2	1.27	
f3	0.95	Tabla 9.4
f4	1.224	Ecuación 7.7
D_{plato}(diámetro plato)	D _{plato1} =D1.0.9=0.386 m	https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustry_v07.pdf
Cb1	9203	Ecuación 7.4
Ct1	570.3	Ecuación 7.5
Cp1	875.2	Ecuación 7.6
CE2002 (costo 2002)	35516.1 U\$	Ecuación 7.3
CE2018 (costo 2018)	51627.4 U\$	Ecuación 7.1

Tabla 9.5 – Estimación del costo de la Columna de Destilación 1.

Fuente: Propia.

Columna 2		
Parámetros	Valor	Referencias
Q_{AGUAYTEG2}	15.60 kg/h	Tabla 6.18
ρ AGUAYTEG2	959.2 kg/m ³	Unisim
Volumenc2	2315	Ecuación 7.8
Dc2(diámetro)	0.09 m	Ecuación 7.9 y 7.10
Lc2(altura)	0.361 m	
P AGUAYTEG2	5000 Pa	Tabla 6.18
e_{2min}	0.003 m	(9.1)
Dc_{2ext}	0.093 m	Dc _{2ext} =Dc ₂ +e _{2min}
W2 (peso)	0.391 kg=0.861 lb	Ecuación 7.11
N2 (número de etapas)	4	Tabla 6.18
f1	1.7	Tabla 9.3
f2	1.206	
f3	0.95	Tabla 9.4
f4	1.913	Ecuación 7.7
D_{plato}(diámetro plato)	D _{plato2} =D2.0.9=0.081m	https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustry_v07.pdf
Cb1	1478	Ecuación 7.4
Ct1	479.4	Ecuación 7.5
Cp1	127.9	Ecuación 7.6
CE2002 (costo 2002)	8336.7 U\$	Ecuación 7.3
CE2018 (costo 2018)	12118.58 U\$	Ecuación 7.1

Tabla 9.6 – Estimación del costo de la Columna de Destilación 2.

Fuente: Propia.

(9.1) Calculando el espesor con la ecuación 7.7 da un espesor muy bajo se decide usar un espesor estándar igual a 3 mm que proporcione rigidez a la columna.

9.2.5. Estimación del coste Calderas

Se determina el coste de las calderas a partir del Método de las correlaciones (Sinnott-Towler):
S es el caudal másico de vapor (kg/h).

Parámetros	CASO A (incluye pretratamiento)	CASO B (no incluye pretratamiento)	Referencias
S (caudal de vapor)	$mV_{USAB} + mV_{SSAD} + mV_{R1} = 8716$ kg/h	$mV_{USAB} + mV_{SSAD} = 8428$ kg/h	
mv (vapor de cada etapa)	$mV_{USAB} = 0.034$ kg/s = 122.4 kg/h $mV_{SSAD} = 2.307$ kg/s = 8305.2 kg/h $mV_{R1} = 0.08$ kg/s = 288 kg/h		Tabla 7.14
Constantes	a=4600 b=62 n=0.8		Sinnott, Towler, 2012
CE2006 (costo 2006)	92629 U\$	90295 U\$	Ecuación 7.2
CE2018 (costo 2018)	103133 U\$	100534 U\$	Ecuación 7.1

Tabla 9.7 – Estimación del costo de la Caldera.

Fuente: Propia.

9.2.6. Estimación del coste del Banco de Frío

Se determina el coste de las calderas a partir del Método de las correlaciones (Sinnott-Towler):
S es la energía (kW).

Parámetros	S (incluye pretratamiento)	S (no incluye pretratamiento)	Referencia
S	5117.7 Kw	86.66 kW	
Constantes Sinnott-Towler	a=4900 b=72 n=0.9		Sinnott, Towler, 2012
CE2006 (costo 2006)	161755 U\$	8893 U\$	Ecuación 7.2
CE2018 (costo 2018)	180098 U\$	9902 U\$	Ecuación 7.1

Tabla 9.8 – Estimación del costo de la Caldera.

Fuente: Propia.

9.2.7. Estimación del coste Destilador Flash

Se determina el coste del destilador flash a partir del Método de las correlaciones detallado anteriormente. Dónde:

S es el área del destilador (m²).

Parámetros	Valor	Referencias
Ddf(diámetro)	0.3048 m	Unisim
Hdf(altura)	1.676 m	
Sdf (área)	0.1223 m ²	$Sdf = 2 \cdot \pi \cdot \left(\frac{Ddf}{2}\right) \cdot Hdf$

Constantes Sinnott-Towler	a=17000	Sinnott, Towler, 2012
	b=13500	
	n=0.6	
CE2006 (costo 2006)	32091.68 U\$	Ecuación 7.2
CE2018 (costo 2018)	35730.8 U\$	Ecuación 7.1

Tabla 9.9 – Estimación del costo del Destilador Flash.

Fuente: Propia.

9.2.8. Estimación del coste los Absorbedores

Los absorbedores ser construidos en acero inoxidable 304. Se utiliza el mismo método de estimación que en las columnas de separación, se usan las ecuaciones 7.3 y 7.5, pero las ecuaciones 7.4 y 7.6 son reemplazadas por:

$$Cb = 1.218 \cdot e^{[6.629+0.1826 \cdot \ln(W)+0.02297 \cdot (\ln W)^2]} \quad \text{Ecuación 7.13}$$

$$Cp = 300 \cdot D^{0.7396} \cdot L^{0.7068} \quad \text{Ecuación 7.14}$$

Absorbedor 1		
Parámetros	Valor	Referencias
F_{A1} (flujo volumétrico)	4.63.10 ⁻⁴ m ³ /s	F _{A1} =F _{BIOGAS4} +F _{MEA1}
VolumenA1	0.278 m ³	Ecuación 7.8
D_{A1}(diámetro)	0.428 m=0.401 ft	Ecuación 7.9 y 7.10
L_{A1}(altura)	1.782 m=5.847 ft	
P_{A1} (presión)	300000 Pa	Tabla 6.9
e_{minA1} (espesor)	0.293 m	Ecuación 7.12
D_{A1ext} (diámetro externo)	0.739m	D _{A1ext} =D _{A1} +e _{minA1}
W_{A1} (peso)	1214 kg=2677 lb	Ecuación 7.11
f1	1.7	Tabla 9.3
f2	1.273	
f3	0.95	Tabla 9.4
f4	1.084	Ecuación 7.7
D_{platoA1} (diámetro plato)	D _{platoA1} =D _{A1} .0.9=0.401 m=1.316 ft	https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustry_v07.pdf
C_{bA1}	16287	Ecuación 7.13
C_{tA1}	575.3	Ecuación 7.5
C_{pA1}	1384	Ecuación 7.14
CE_{A1}2002 (costo 2002)	51951.5 U\$	Ecuación 7.3
CE_{A1}2018 (costo 2018)	75518.6 U\$	Ecuación 7.1

Tabla 9.10 – Estimación del costo del Absorbedor 1.

Fuente: Propia.

Absorbedor 2		
Parámetros	Valor	Referencias
F_{A2} (flujo volumétrico)	5.47.10 ⁻⁵ m ³ /s	F _{A2} =F _{CH4YAGUA} +F _{TEG}
VolumenA2	0.033 m ³	Ecuación 7.8
D_{A2}(diámetro)	0.219 m=0.718 ft	Ecuación 7.9 y 7.10
L_{A2}(altura)	0.875 m=2.87 ft	

P_{A2} (presión)	101300 Pa	Tabla 6.17
e_{minA2} (espesor)	0.032 m	Ecuación 7.12
D_{A2ext} (diámetro externo)	0.251m	D _{A2ext} =D _{A2} +e _{minA2}
W_{A2} (peso)	25.7 kg=56.67lb	Ecuación 7.11
f1	1.7	Tabla 9.3
f2	1.23	
f3	0.95	Tabla 9.4
f4	1.562	Ecuación 7.7
D_{platoA2}(diámetro plato)	D _{platoA2} =D _{A2} .0.9=0.401 m=1.316 ft	https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustry_v07.pdf
C_{bA2}	2801.24	Ecuación 7.13
C_{tA2}	575.36	Ecuación 7.5
C_{pA2}	494.5	Ecuación 7.14
CE_{A2}2002 (costo 2002)	17916.5 U\$	Ecuación 7.3
CE_{A2}2018 (costo 2018)	26044.08 U\$	Ecuación 7.1

Tabla 9.11 – Estimación del costo del Absorbedor 2.

Fuente: Propia.

9.2.9. Estimación del coste los Compresores

Se estima el coste de los compresores centrífugos a partir del Método de las Correlaciones. (Sinnott, Towler, 2012). Donde:

S es la potencia (kW)

a=8400

b= 3100

n=0.6

	S (kW)	CEP2006 U\$	CEP2018 U\$
E1	6.2	17664	19667
C1	8.1	19276	21461
E2	0.82	11152	12417
		TOTAL	53545

Tabla 9.12 – Estimación del costo de los Compresores.

Fuente: Propia.

9.2.10. Estimación del coste las Bombas

Se estima el coste de las bombas centrífugas a partir del Método de las Correlaciones (Sinnott, Towler, 2012). Donde:

S es el flujo = Q/ρ (l/s)

a=3300

b= 48

n=1.2

	S (l/s)	CEP2006 U\$	CEP2018 U\$
P4	0.081	3302	3677

P5	0.00806	3300	3674
P6	33.72	6571	7316
P7	7.618	3848	4285

Tabla 9.13 – Estimación del costo de las Bombas.

Fuente: Propia.

9.2.11. Cálculo del coste de los Equipos

PRESUPUESTO DE INVERSIÓN EN ACTIVOS FIJOS			
CONCEPTO	Valor unitario	CASO A (\$)	CASO B (\$)
MAQUINARIA Y EQUIPOS			
Biodigestores SSAD	4293210 \$	4293210	4293210
Biodigestor USAB	10279833.56\$	10279833	10279833
Gasoducto	1457304 \$	1457304	1457304
Torre de absorción 1	75518.6 U\$ ^(9.2)	4682153	4682153
Torre de absorción 2	26044.08 U\$ ^(9.2)	1614732	1614732
Columna de destilación 1	51627.4 U\$ ^(9.2)	3200898	3200898
Columna de destilación 2	12118.58 U\$ ^(9.2)	751352	751352
Destilador Flash	35730.8 U\$ ^(9.2)	2215322	2215322
Bomba semisólidos 3 unidades ^(9.3)	20321\$ c/u Catálogo (Jiangxi) (2019)	60963	60963
Bomba P4	3677 U\$ ^(9.2)	227974	227974
Bomba P5	3674 U\$ ^(9.2)	227788	227788
Bomba P6	7316 U\$ ^(9.2)	453592	453592
Bomba P7	4285 U\$ ^(9.2)	265670	265670
Compresores	53545 U\$ ^(9.2)	3319790	3319790
Intercambiadores de calor de placas	110000 \$ c/u (2019) Catálogo Alfa Laval	330000	330000
Tanque de almacenamiento R1 y R2	7136\$ (2019) Catálogo Eternit	14272	0
Caldera	103133 U\$ (con R1) ^(9.2) 100534 U\$ (sin R1) ^(9.2)	6394246	6233108
Chiller (con refrigerante)	180098 U\$ (con R2) ^(9.2) 9902 U\$ (sin R2) ^(9.2)	11166076	613924
CE(costo de los equipos)		50955175 \$	40227613 \$

Tabla 9. 14- Coste de los equipos (con pretratamiento y sin pretratamiento)

Fuente: propia.

^(9.2) Se considera 1 U\$=62\$

^(9.3) Para líquidos con sólidos en suspensión.

9.2.12. Cálculo del capital Inmovilizado de la Planta

Después de determinar el coste de todos los equipos, se procede a utilizar el método de Chilton para finalmente conocer el capital inmovilizado de la planta. No se incluye el costo del terreno ya que, como se detallo en el capítulo 1, la fábrica de Antares tiene lugar disponible en su predio para montar la planta de biogás.

En el Método de Chilton se parte del valor del equipo instalado y pondera el valor del resto de costes de la instalación por unos factores medios.

COSTO DE INSTALACIÓN			
CONCEPTO	FACTOR	CASO A (\$)	CASO B (\$)
Instalación del equipo	2.2	112101385	88500748
Terreno	0	0	0
Tuberías	0.3	15286552	12068284
Instrumentación y automatización	0.05	2547758	2011380
Edificios y preparación del terreno	0.2	10191035	8045522
Servicios auxiliares	0.05	2547758	2011380
Líneas exteriores	0.05	2547758	2011380
TEG		13563	13563
MEA		465	465
Ingeniería y construcción	0.35	17834311	14079664
Contingencia	0.3	15286552	12068284
Factor de tamaño	0.05	2547758	2011380
COSTE TOTAL (CT)		180904895	142822050

Tabla 9.15 - Coste Total.
Fuente: Propia.

Además se consideran al TEG y a la MEA como costos de inversión ya que se invierte en ellos solo una vez y luego los mismos se van a reutilizar, su costo de calcula como se indica en la siguiente tabla:

Sustancia	Costo	Referencia	Caudal	Cantidad Total ^(9.4)	Total (\$/año) ^(9.2)
MEA	0.75 U\$/kg	Catálogo Imagchem	1400 kg/h	292 kg	13563
TEG	2.4 U\$/kg	Catálogo Richest group	15 kg/h	30 kg	465

Tabla 9.16 - Coste de MEA y TEG.
Fuente: propia

^(9.4) Para calcular la cantidad total se considera que la sustancia permanece en la columna t=5 minutos y se calcula su masa con la siguiente ecuación: $m=Q \cdot t$ (Esquivel Elizondo, 2007)

9.3. COSTOS DE OPERACIÓN

Los costes de operación se pueden clasificar en diferentes tipos:

- **Costes directos:** Son aquellos que corresponden a un coste imputable a un determinado producto, proceso o sección.
- **Costes indirectos:** Son costes que no pueden ser directamente atribuibles a un determinado producto, a no ser que la planta produzca un único producto.
- **Costes fijos:** Son costes que no dependen de la cantidad producida. Están relacionados con el hecho de abrir la planta cada día ya supone estos costes.
- **Costes variables:** Son costes que aumentan a media que incrementa la producción. Se incluye dentro los costes de las materias primas, la mano de obra directa y las patentes.

A continuación se estiman los costes de operación con los parámetros indicados en: Estimación de los costes de inversión en plantas químicas. Ingeniería Química, 1991 y en https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustr.

9.3.1. Materias primas

El coste de la materia prima incluye todos los costes que supone la obtención, transporte, almacenamiento de la materia prima. Los valores obtenidos vienen dados por información de datos del mercado que posiblemente pueden variar.

Caso	Sustancia	Precio	Caudal/Referencia	Total (\$/año)		
A	Bagazo	0	0 ^(9.4)	0		
	HCl 20%	$P_{HCl} = 46.2$ \$/lt Catálogo Acidpools	$Q_{HCl} = vol_{HCl} \cdot Q_{SSAD} \cdot \frac{30 \text{ días}}{1 \text{ mes}} \cdot \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}} \cdot \frac{100\%}{20\%}$ $= 191999 \frac{\text{lt}}{\text{año}}$	$Q_{HCl} \cdot P_{HCl} =$ 8870394		
					Datos Complementarios:	
					$vol_{HCl} = \frac{20 \text{ ml}}{\text{kg ST}} \cdot \frac{1 \text{ lt}}{1000 \text{ ml}} = 0.02 \frac{\text{lt}}{\text{kg ST}}$	Pajincko, 2017
					$Q_{SSAD} = 5333.33 \text{ kg/día}$	Tabla 2.7
					$PM_{HCl} = 36.45 \text{ g/mol}$	www.ecured.cu
	$\rho_{HCl} = 1098 \text{ kg/lt}$					
$N_{moles_{HCl}} = \frac{Q_{HCl} \cdot \rho_{HCl} \cdot \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}}{PM_{HCl}} = 5783673 \frac{\text{moles}}{\text{año}}$						
NaOH	$P_{NaOH} = 95.6$ \$/kg Catálogo LW	$Q_{NaOH} = N_{moles_{NaOH}} \cdot PM_{NaOH} \cdot \frac{\text{kg}}{1000 \text{ g}}$ $= 231346 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$	$Q_{NaOH} \cdot P_{NaOH} =$ 22123458			
				Datos Complementarios:		
				$N_{moles_{NaOH}} = N_{moles_{HCl}} = 5783673 \text{ moles/año}$		
				$PM_{HCl} = 40 \text{ g/mol}$		
			TOTAL MATERIAS PRIMAS A	8892518		
B	Bagazo	0	0	0		
				TOTAL MATERIAS PRIMAS B	0	

Tabla 9.17 - Coste de materias primas

Fuente: propia

^(9.4) Se considera 0 \$ ya que el residuo es propio de la fábrica a la que se le va a inyectar el biogás en red y además se supone que la planta estará anexada a la fábrica por lo cual no genera tampoco gastos de transporte. Se considera despreciable el costo del estiércol bobino utilizado como co-sustrato del SSAD. Tampoco se considera el costo del inóculo del SSAD ya que se utilizaría sólo en la puesta en marcha y no es un insumo de consumo continuo.

9.3.2. Materias auxiliares

Este parámetro hace referencia a las adquisiciones regulares que no forman parte ni de materias primas ni de servicios. Algunos ejemplos serían el papel para oficinas, el material de seguridad y el material de limpieza. Se estima entre un 0.2- 1% del TIC. Se elige un valor de 0.5% (Diseño de equipos de instalaciones, E. Díaz).

9.3.3. Servicios

Los costes de los servicios son de aquellos necesarios para garantizar el funcionamiento de la planta.

Caso	Servicio	Consumo mensual	Precio	Referencia	Total (\$/año)
A	Agua	0			0
	Electricidad	724.5 kW	Tarifa Fija 1421.32\$/mes y Tarifa Variable 4.63 \$/kW (TG1)	Edea, Cuadro Tarifario 09/2018	57309
	Gas	0 m ³	9.14 \$/m ³	Camuzzi, Cuadro tarifario, 2019	0
	TOTAL				57309
B	Agua	0			0
	Electricidad	199.6 kW	Tarifa Fija 1421.32\$/mes y Tarifa Variable 4.63 \$/kW (TG1)	Edea, Cuadro Tarifario 09/2018	28146
	Gas	0 m ³	9.14 \$/m ³	Camuzzi, Cuadro tarifario, 2019	0
	TOTAL				28146

Tabla 9.18 - Costes de servicios.

Fuente: Propia.

La planta será abastecida con el propio biogás producido en la misma.

9.3.4. Mantenimiento

Se incluye en este apartado el coste de todas las revisiones periódicas, reparaciones y sustituciones de piezas que no se realizan por empresas externas. No se tienen en cuenta aquí las inversiones por ampliación de la planta ni las modificaciones de equipos que supongan una mejora en la operación de estos. El coste de mantenimiento supone entre un 2-10% del TIC. En este caso se elige 5% (Diseño de equipos de instalaciones, E. Díaz).

9.3.5. Mano de obra

1. Directa

La mano de obra directa es la que únicamente está relacionada con el proceso de producción. En este caso, los costes hacen referencia al sueldo de todos los trabajadores de la planta. Se considera una jornada laboral por cada trabajador de 2400 horas anuales, ya que la planta opera 300 días al año y suponiendo que la jornada laboral de cada uno es de 8 horas. En la tabla 9.19, se muestran los sueldos de los diferentes cargos en la planta y el número de personas que constituyen la plantilla de trabajadores.

2. Indirecta

La mano de obra indirecta no está relacionada con el proceso productivo, las funciones que son realizadas dan término a los servicios generales de la planta química. Se calcula su valor entre 12-45% del valor de la mano de obra directa. Se elige un valor del 12%.

Puesto	Cantidad	Sueldo individual	Coste total
		\$/mes	(\$)/año
Director de planta	1	46790	561000
Jefe de turno	^(9.6) 3	41409	1490724
Operador de campo (analista senior)	^(9.6) 3	33386	1201896
		TOTAL MOD	1201896 \$
		TOTAL MOI	144227\$
		TOTAL MO	1346123\$

Tabla 9.19 - Coste de mano de obra.

Fuente: Propia.

^(9.6) Una persona por cada turno de 8 hs.

9.3.6. Laboratorios

En la planta de producción se tienen laboratorios I+D y laboratorios de control de calidad. En los laboratorios de control de calidad se controla tanto la entrada como la salida de materias para evaluar su calidad y en el laboratorio I+D, se investiga sobre posibles mejoras en el proceso. Supone entre un 5-25% de la mano de obra (Diseño de equipos de instalaciones, E. Díaz).

9.3.7. Seguros

Para la construcción de la planta que se lleva a cabo se necesitan seguros. El valor de este parámetro supone el 0.4% del capital inmovilizado y no tiene en cuenta el valor de los seguros del personal debido a que está incluido en el precio de la mano de obra (Alexander, 2013).

9.3.8. Impuestos y Tasas

Se incluyen todos los impuestos locales menos los asociados a tener un beneficio, es decir, son los impuestos normales por el funcionamiento de la empresa. Se calcula como un 1% del TIC (Alexander, 2013).

9.3.9. Cálculo del Coste de Operación

Coste	Valores típicos	\$/año	\$/año
		CASO A	CASO B
COSTOS VARIABLES (A)			
Materias primas (MP)		8892518	0
Materias auxiliares	0.1 Mantenimiento	362051	285885
Servicios		57309	26146
Empaquetado y envío	Despreciable	0	0
TOTAL (A)		8892937	312031

COSTOS FIJOS (B)			
Mantenimiento	0.02 CT	3618098	2856441
Mano de Obra Directa (MOD)		1201896	1201896
Mano de obra indirecta	0.12 MOD	144227	144227
Costes de laboratorio	0.05 MO	1346123	1346123
Seguros	0.004 CT	723620	571288
Impuestos	0.01 CT	1809049	1428220
TOTAL (B)		8843013	7548195
COSTOS DE PRODUCCION DIRECTOS			
	A+B	17735950	7860226
COSTES DE VENTAS + INVESTIGACION (C)			
	0.02 (A+B)	354719	157204
COSTES TOTALES DE PRODUCCION			
	A+B+C	18090669	8017430

Tabla 9.20 - Valoración Porcentual de los Costes de Producción.

Fuente: Propia.

9.3.10. Ingresos

La planta de biogás tiene una producción de la cual se debe descontar el necesario para su propio funcionamiento. En la tabla 9.22 se calcula cual es el volumen de gas restante, el cual puede ser inyectado a la línea de gas de abastecimiento de la propia fábrica de cerveza y se calcula la ganancia que el mismo generaría cotizado al precio que la fábrica lo abonaría a Camuzzi.

En el capítulo 2 de este trabajo se realiza el cálculo de la producción de biogás sin pretratamiento (**CASO B**). Como no existe un modelo cinético que permita calcular la producción del (**CASO A**) con pretratamiento se procede a realizar su cálculo estimativo teniendo en cuenta los resultados obtenidos del estudio de Panjicko, zupancic, Fanedl, Logar, Tisma, Zelic (2017). En dicho estudio se halló la tasa de producción de biogás en una planta con pretratamiento químico similar a la de este trabajo, la tasa es de 414 lt de biogás/kg de sustrato. Se aclara que se utiliza la tasa de producción mencionada sólo para el cálculo de la producción del reactor SSAD ya que para el reactor USAB en ningún caso se realiza pretratamiento. Finalmente como la producción obtenida en el capítulo 2 es la de un gas sin purificar y para calcular los ingresos se debe considera un gas purificado se estima el porcentaje de rendimiento usando como base los valores obtenidos en el capítulo 6 para el caso B y luego aplicarlos al caso A de la siguiente forma:

$$Rend = \frac{B_{IOGAS\ PURO}}{B_{1SSAD} + B_{1USAB}} = \frac{55.32\ kg/h \cdot 24\ h/día}{766.9\ kg/día + 2524\ kg/día} \quad \text{Ecuación 7. 15}$$

$$Rend = 0.4034$$

A continuación en la tabla 9.21 se calcula cual es el biogás producido por la planta con pretratamiento:

Producción de Biogás Puro CON PRETRATAMIENTO		
CASO	Producción (m³/mes)	Referencias y Ecuaciones
A	FV _{SSAD} =26721	$B_{SSAD} = \frac{tasa \cdot Q_{SSAD} \cdot 30\ días \cdot Rend}{1000}$

		Q _{SSAD} =5333.33 kg ST/día	Tabla 2.7
		Tasa= 414 lt biogás/kg ST	Panjicko, 2017
		Rend=40.34%	Ecuación 7.16
	FV _{USAB} =44755	$B_{USAB} = \frac{B1_{USAB} \cdot 30 \text{ días} \cdot \text{Rend}}{\rho_{\text{biogás}}}$	
		B1 _{USAB} =2524 kg /día	Tabla 2.4
		$\rho_{\text{biogás}} = 0.6825 \text{ g/lt}$	$\rho_{\text{biogás}} = \frac{(0.987 \cdot PM_{CH_4} + 0.000011PM_{CO_2} + 0.012PM_{N_2}) \cdot 1 \text{ atm}}{R_{gases} \cdot (15.6 + 273)^\circ K}$
Fv_{producidoA} = Fv_{SSAD} + Fv_{USAB} = 71476 m³/mes			
Producción de Biogás Puro SIN PRETRATAMIENTO			
CASO	Producción (m³/mes)	Referencias y Ecuaciones	
B	FV _{producidoB} =58359.9	$Fv_{\text{producidoB}} = \frac{BIOGAS \text{ PURO} \cdot 24 \text{ h} \cdot 30 \text{ días}}{\rho_{\text{biogás}}}$	
		BIOGAS PURO=55.32 kg/h	Tabla 6.17
		$\rho_{\text{biogás}} = 0.6825 \text{ g/lt}$	
Fv_{producidoB} = Fv_{SSAD} = 58360 m³/mes			

Tabla 9.21 - Producción de Biogás Puro con y sin pretratamiento

Fuente: Propia

Luego se debe calcular cual es el biogás restante luego de descontar el necesario para la producción de la planta de biogás, el cual se calcula en la siguiente tabla:

Calculo de caudal de gas Consumido por la Planta de Biogás			
CASO	Caudal Volumétrico (m³/mes)	Referencia	
A	FV _{producidoA} =71476	Tabla 9.21	
	FV _{consumidoA} =30504	$Fv_{\text{consumidoA}} = PC \cdot CC_A$	
		CC _A (consumo de caldera caso A)=QV _{USAB} +QV _{SSAD} +QV _{R1}	
		PC(poder Calorífico del biogás)=7 kWh/m ³	Tabla 1.1
		QV _{USAB} =61.04 kW	Tabla 7.14
		QV _{SSAD} =4153 kW	
	QV _{R1} =143.7 kW		
FV _{restanteA} =40972	FV _{restanteA} =FV _{producidoA} - FV _{consumidoA}		
B	FV _{producidoB} = 58360	Tabla 9.21	
	FV _{consumidoB} =29498	$Fv_{\text{consumidoB}} = PC \cdot CC_B$	
		CC _B (consumo de caldera caso B)=QV _{USAB} +QV _{SSAD}	
		PC(poder Calorífico del biogás)=7 kWh/m ³	www.probiomasa.gob.ar
		QV _{USAB} =61.04 kW	Tabla 7.14
		QV _{SSAD} =4153 kW	
	FV _{restanteB} =28862	FV _{restanteB} =FV _{producidoB} - FV _{consumidoB}	

Tabla 9.22 - Cálculo de gas consumido por la planta.

Fuente: Propia

Se calculan los ingresos debido al ahorro energético y a la venta de biofertilizante producido en el establecimiento. A continuación se detallará el ingreso anual:

INGRESOS					
CASO	Servicio	Producción por mes	Precio	Referencia	Total (\$/año)
A	Fertilizante	1570202 kg	57.6 \$/kg	Catálogo AgreFert	90443624
	Gas	$F_{V_{\text{restanteA}}}=40972 \text{ m}^3$ (tabla 9.22)	9.14 \$/m ³	Camuzzi, Cuadro tarifario, 2019	374484
	TOTAL A				90069140
B	Fertilizante	1570202 kg	57.6 \$/kg	Catálogo AgreFert	90443624
	Gas	$F_{V_{\text{restanteB}}}=28862 \text{ m}^3$ (tabla 9.22)	9.14 \$/m ³	Camuzzi, Cuadro tarifario, 2019	374484
	TOTAL B				90818108

Tabla 9.23 – Ingresos.

Fuente: Propia.

9.4. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

A continuación se realiza un análisis de sensibilidad de los dos casos, previamente se definen conceptos a utilizar:

- **TIR (tasa interna de retorno):** es la tasa de interés o rentabilidad que ofrece una inversión. Es decir, es el porcentaje de beneficio o pérdida que tendrá una inversión para las cantidades que no se han retirado del proyecto.

- **VAN (valor actualizado neto o valor presente neto):** es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión.

- **tasa de descuento:** es la tasa que corresponde al coste de los recursos financieros utilizados para ejecutar la inversión.

En este trabajo se va a considerar que los recursos para la inversión son propios. Se espera que la rentabilidad del proyecto iguale o supere la rentabilidad que tendría el mismo dinero en otra inversión de duración similar tal como un plazo fijo, bonos del estado, etc.

CONCEPTO	CASO A (\$/año)	CASO B (\$/año)
Ingresos	90069140	90818108
Costos de Producción	18090669	8017430
Flujo de caja ANUAL	71978471	82800678

Tabla 9.24– Flujo de Caja

Fuente: Propia

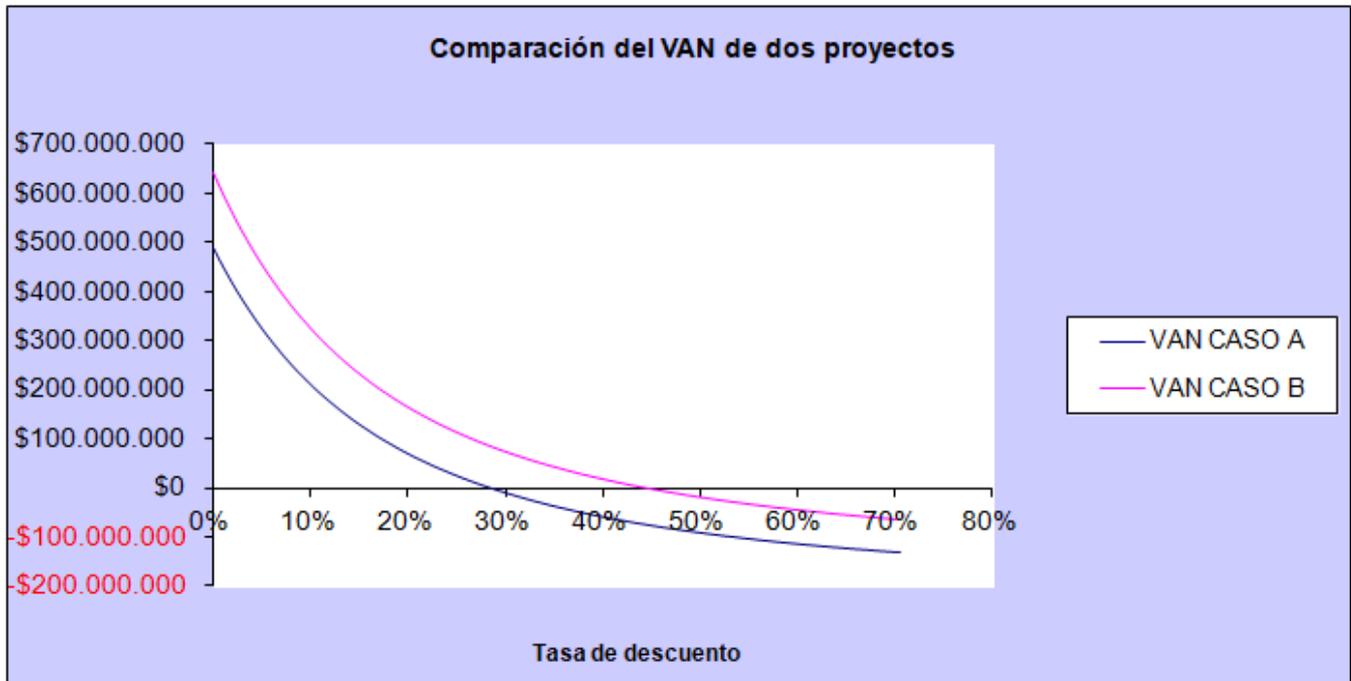


Gráfico 9.1 - Representación gráfica de las TIR

Fuente: Propia

Comparando los dos proyectos se observa que las líneas nunca se cruzan y siempre el caso B está ubicado sobre el caso A, por lo cual siempre será más rentable el caso B. Si bien en el caso B la producción de biogás es más baja por la ausencia del pretratamiento, lo que se traduce en disminución de los ingresos, la inversión inicial y el gasto de producción también se reducen significativamente y lo convierten en la mejor opción.

A continuación se tabulan los TIR y VAN en distintos períodos. La TIR se puede definir como el tipo de interés que hace el VAN = 0.

Período	CONCEPTO	CASO B
2 años	TIR	-6.47 %
	VAN	-39466643 \$
3 años	TIR	16.93 %
	VAN	22742732 \$
5 años	TIR	35.20 %
	VAN	130709416 \$
7 años	TIR	41.16 %
	VAN	219938080 \$

Tabla 9.25 - Rentabilidad

Fuente: Propia

Con los valores obtenidos se observa que el proyecto B es rentable a partir de los 7 años, ya que a partir de ese plazo el TIR da un retorno mayor al que se pudiera obtener por un plazo fijo cuya tasa nominal anual (TNA) es igual a 37% anual, valor con vigencia al 9/10/2019 (www.bna.gov.ar/database).

9.5. CRONOGRAMA

En el siguiente diagrama de Gantt (Figura 9.2) se establecerán las distintas tareas a realizar y sus correspondientes días de ejecución. El proyecto tendrá una duración total de 365 días aproximadamente para la implementación del mismo, que se iniciará con el análisis preliminar y culminará con la optimización de la planta de producción de biogás.

ACTIVIDADES	Días	MESES																	
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Proyecto preliminar	30	■																	
Ingeniería de detalle	30		■																
Compras	30			■															
Adaptación del terreno	60			■	■														
Excavaciones	60					■	■												
Montaje de la planta	180							■	■	■	■	■	■	■					
Instalación del equipamiento	30													■					
Instalación y montaje de servicios	30														■				
Prueba Hidráulica	5															■			
Puesta en marcha	25																■		
Período de prueba	30																■		
Optimización de la planta	60																	■	■

Figura 9.1 - Diagrama de Gantt

Fuente Propia.

Cada una de las actividades planteadas en la figura 9.2 comprenden lo siguiente:

- **Proyecto preliminar o ingeniería básica** consiste en desarrollar la idea y concepto del diseño. Incluye: Documentación de la Normativa vigente, Selección del terreno, Estudio socio ambiental, Gestión de certificaciones de disposición, trámites de permisos y licencias, estudio topográfico, estudio civil y estudio hidráulico. Se estima una duración de un mes para concluir con todas las presentaciones del proyecto y obtener la aprobación del mismo.
- **Ingeniería de detalle**, Incluye: Diseño arquitectónico con sus respectivos planos, diseño de red eléctrica, diseño hidráulico y diseño de biodigestores, sistema de transporte de materias primas, de bombeo, de calefacción, de purificación del biogás, etc. Se estima la duración de esta actividad de un mes.
- **Compras**, incluye la generación de órdenes de trabajo, órdenes de compra de materiales y equipos, facturación y contabilidad. Se estima para esta actividad la duración de un mes.
- **Adaptación del terreno**, donde se planea realizar la construcción de la planta de biodigestión, debe ser adecuadamente adaptado y limpiado. Se estima que esta actividad tomará un período de tiempo aproximado de 2 meses.
- **Excavaciones** este aspecto involucra las excavaciones a realizar para la colocación de un biodigestor, se estima un período de un 2 meses.
- **Montaje de la planta**: Consiste en la construcción de los edificios, en la instalación de los biodigestores, del sistema de bombeo y del sistema de purificación. Se estima alrededor de 6 meses
- **Instalaciones de servicios** incluye suministro e instalación de herramientas y equipos de control, equipos de medición, equipos de oficina y servicios auxiliares,

conexión a la red nacional de agua, electricidad y gas natural. Infraestructura técnica y tecnológica.

- **Prueba hidráulica** antes de la puesta en marcha se debe realizar una prueba hidráulica, se estima una duración de 5 días.
- **Puesta en marcha** Los procesos de arranque difieren de la operación normal porque el sistema todavía no ha alcanzado el estado estable. Los procesos que ocurren están sujetos a cambios constantes en los parámetros del proceso. Para poder administrar el proceso de manera segura con carga completa en este estado, se requiere mayores mediciones que en la operación normal porque el proceso es inestable y podría colapsar mucho más rápidamente. Durante el arranque se debe cargar los digestores en un tiempo tan corto como sea posible hasta que todas las entradas y salidas (sellos líquidos) se sellen con líquidos. Durante la operación de arranque, se debe prestar atención especial al hecho de que pueden formarse mezclas de gas explosivo en el espacio de gas del digestor. Por lo tanto, la carga debe proceder rápidamente, se estima una duración de 25 días.
- **Período de prueba** comprende el inicio de las actividades de producción, con la finalidad de fijar parámetros de control y determinar el comportamiento de la planta, se estima una duración de 1 mes.
- **Optimización** consiste en realizar manuales de operación, manuales de mantenimiento, capacitación del personal se estima una duración de dos meses.

9.6. CONCLUSIÓN FINAL

En los primeros capítulos de este trabajo se decidió efectuar el diseño de esta planta priorizando la eficiencia, es decir obtener la mayor cantidad de biogás posible a partir del sustrato en cuestión por lo que se decidió incorporar una etapa de pretratamiento, la cual es una etapa que genera un elevado costo energético. Luego del análisis de rentabilidad se observa que su costo es demasiado en relación al beneficio por lo que se decide que la planta no tenga pretratamiento.

Al analizar el TIR y el VAN se concluye que la planta es rentable y generará ganancias a partir de los 7 años donde se logra cubrir la inversión inicial.

Además de la rentabilidad y evaluando el impacto ambiental óptimo que se lograría con la creación de la planta como por ejemplo el hecho de reducir la generación de residuos de la cervecería, el de producir un significativo ahorro energético y el de disminuir el CO₂ liberado a la atmósfera se puede concluir que se le debería dar una oportunidad al proyecto, además teniendo en cuenta que la energía escaseará cada vez más a nivel mundial y que día a día la misma será más costosa, por lo cual la rentabilidad de la planta seguramente irá en aumento.

9.7. BIBLIOGRAFÍA

- Alexander Albelo Martinez. *Evaluación técnica-económica para la implementación de una planta de biogás*, 2013.
- Carrasco Allendes Juan Luis. *Evaluación técnica y económica de una planta de biogás para autoabastecimiento energético*, 2015.
- Collado N., García A., Janer M., Quezada D. y Parra R., 2017. *Planta de Producción de MCB*.
- E. Díaz. *Diseño de equipos e instalaciones*.
- Esquivel Elizondo., J.R, 2007. *Evaluación Preliminar de Plantas Químicas Usando Aspen Icarus Process Evaluator 2004.2*.
- *Estimación de los costes de inversión en Plantas Químicas. Ingeniería Química*, 1991.
- *Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR), Guía de Biogás*, 2010.
- García F. *Estimación del coste capital*.
- Gavin Towler and Ray Sinnott. *Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, 2008.
- Graiño, Mosvovitz. *Generación y Distribución de energía de renovable a partir de biogás*, 2014.
- https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustry_v07.pdf
- <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>
- <http://www.chemengonline.com/cepci-updates-january-2018-prelim-and-december-2017-final/>
- *Steel Construction Institute, 2006. Manual de diseño para el Acero Inoxidable Estructural*.
- María Elena Tovar de Rivera. *Diseño de plantas de proceso*.
- Ray Sinnott & Gavin Towler, 2012.. *Chemical engineering Design. Principles, Practice and Economics of Plant Process Design*

ANEXOS

ANEXO A

Ficha de Seguridad de la MONOETILAMINA

ANEXO B

Ficha de Seguridad del TRIETILENGLICOL