

Cannata, Eduardo

di Nubila, Daniel



UNIVERSIDAD NACIONAL  
*de* MAR DEL PLATA

# [TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA]

9/01/2019

Facultad de Ingeniería

## Índice

1. Información preliminar.....	5
Definición Biogás.....	5
Disposición del sustrato .....	5
Composición del sustrato .....	6
Usos del Biogás.....	6
Tipos de digestión anaeróbica .....	7
Desarrollo del biogás en Argentina .....	8
Historia del Biogás y su desarrollo en el mundo .....	9
Costos de combustibles y fuentes de energía potencialmente reemplazables por el biogás.....	12
Gas natural de red.....	12
Electricidad de red.....	12
Efluentes del biogás .....	13
Capacidad de generación de biogás.....	13
Análisis de las actividades provenientes del sustrato.....	13
Planteo de escenario para la instalación de la planta .....	13
Evaluación de la necesidad/conveniencia de codigestión .....	14
Marco Legal .....	14
Balances de masa para el biorreactor. Ecuación de Buswell. ....	15
2. Modelo Cinético. Diseño Preliminar del Reactor Anaeróbico.....	18
Introducción.....	18
Marco Teórico.....	18
Acetogénesis.....	19
Metanogénesis.....	20
Factores operacionales.....	20
Temperatura.....	20
PH .....	21
Ácidos grasos volátiles.....	21
Alcalinidad .....	21
Tiempo de retención hidráulico.....	21
Modelo Cinético.....	21
Implementación del Modelo.....	38
Implementación Simulink.....	39

Resultados.....	42
3. Procesos de purificación de Biogás .....	48
Introducción .....	48
Principales métodos de purificación de biogás .....	48
Resumen de las principales características de las tecnologías de purificación de biogás .....	48
2- Absorción química .....	50
5-Separación criogénica .....	51
Análisis Termodinámico. ....	52
Separación Criogénica.....	52
Absorción Química. ....	57
Modelos Termodinámicos y selección de la amina. ....	59
Análisis de los modelos termodinámicos frente a datos experimentales.....	63
Análisis del proceso de absorción.....	64
4. Estructura provisoria del sistema total de la planta.....	70
5. Diseño del Reactor .....	71
Características generales del reactor:.....	71
Análisis de calentamiento previo de lodos .....	71
Agitación.....	71
Análisis de resultados y extrapolación de los mismos al caso del reactor de la estación de depuración de aguas residuales en Mar del Plata.....	73
Pérdidas de calor. ....	76
Sistema de control para el biorreactor .....	77
Sistema de control Térmico .....	78
Control de pH.....	79
6. Simulación de procesos de separación.....	82
Separación mediante aminas. ....	82
Proceso de deshidratación con Trietilenglycol. ....	98
Simulación de una destilación criogénica.....	110
7. Definición de Equipos Auxiliares.....	114
Cámara para depósito de sólidos. ....	114
Sedimentador .....	120
Diagrama de Cañerías e instrumentación. ....	123
Selección de Caldera: .....	130

Características de las calderas acuotubulares.....	131
Selección .....	131
8. Integración energética. Red de intercambiadores de calor. Balance energético.....	133
Método Pinch .....	133
Implementación del método Pinch .....	133
Diseño de la red de intercambiadores .....	134
9. Gestión Ambiental.....	152
Introducción. ....	152
Estrategia.....	152
Tratamiento aeróbico y sedimentador secundario. ....	152
Marco Teórico.....	153
Método del punto de operación. ....	157
Implementación.....	158
Disposición de Lodos. ....	174
10. Análisis Económico.....	178
Inversión .....	178
Terreno.....	181
Equipos .....	182
Estimación por factores .....	184
Tuberías de proceso.....	184
Instrumentación y control.....	184
Edificios de fabricación (construcción) .....	184
Plantas de servicio .....	184
Conexiones entre unidades .....	185
Ingeniería y construcción .....	185
Factores de tamaño.....	185
Contingencias.....	185
Inversión en capital de trabajo ( $I_w$ ) .....	186
Inversión Total .....	186
Costo de operación.....	187
Costos variables .....	188
Materia prima .....	188
Envases .....	188

Mano de obra directa.....	188
Supervisión.....	189
Servicios.....	189
Mantenimiento .....	190
Suministros.....	190
Laboratorio.....	190
Costos fijos.....	191
Depreciación .....	191
Impuestos .....	191
Seguro .....	191
Venta y distribución .....	191
Dirección y administración.....	191
Estructura de Costos.....	192
Rentabilidad .....	193
Bibliografía .....	195

## 1. Información preliminar

### Definición Biogás

Es el efluente gaseoso proveniente de la digestión anaeróbica de residuos orgánicos compuesto principalmente por metano y dióxido de carbono. Su composición depende más que nada de la tecnología utilizada para el proceso y también del sustrato tratado. El metano y el dióxido de carbono son los principales constituyentes del biogás, que también tiene nitrógeno, hidrógeno y otros elementos. En general, está formado por un 50-60% de metano, 30-40% de CO<sub>2</sub> y menos de 5% de hidrógeno y ácido sulfhídrico.

Un biodigestor recibe los purines (residuos orgánicos) y los procesa mediante bacterias que descomponen los desechos y generan metano. En su formato más sencillo, un biodigestor es un contenedor donde se almacenan las sustancias orgánicas que fermentan. En el reactor se pueden incluir desechos de las plantas y excrementos de los animales para que, con la fermentación anaerobia, generen el biogás y el fertilizante.

Con un manejo responsable y eficiente de los residuos se puede obtener una ganancia adicional del proceso. Los efluentes de la producción del biogás llamados digestatos, por su parte, sirven como abono.

### Disposición del sustrato

Puede estimarse la cantidad de efluentes cloacales que se producen a diario en Mar del Plata mediante el consumo promedio por habitante, el que puede considerarse aproximadamente 0.28 metros cúbicos por habitante. De esta manera se tiene que a la planta de tratamiento de residuos llegan cerca de 160.000 metros cúbicos de aguas negras por día. Esto no puede disponerse directamente en un digestor debido al elevado caudal y la baja carga orgánica del mismo. Por lo tanto deben sedimentarse sus sólidos orgánicos, los que se considera según George Tchobanoglus, Franklin Burton, David Stensel<sup>1</sup> que son de aproximadamente 720 mg/lt. De esta manera se puede obtener 4183 m<sup>3</sup> de lodos con un porcentaje de 2.7% de sólidos totales (se decidió usar un valor entre 2.5 y 3% que es lo que usualmente se ve en bibliografía como valores bajos) y una densidad de 1020 kg/m<sup>3</sup>, que serán dirigidos a un reactor anaeróbico con el fin de obtener biogás.

Se resumen los flujos en la siguiente tabla:

Caudal de aguas negras m <sup>3</sup> /d	160.000
Caudal de lodos m <sup>3</sup> /d	4183
Caudal de lodos m <sup>3</sup> /h	174

**Tabla 1.1 Caudales Influentes**

Se detalla el cálculo a continuación:

$$\frac{720 \frac{mg}{lt} * \frac{1000 lt}{1 m^3} * \frac{1 kg}{1e06 mg} * 160.000 \frac{m^3}{día}}{\frac{2,7}{100} * 1020 \frac{kg}{m^3}} = 4183 \frac{m^3}{día}$$

### Composición del sustrato

Los efluentes cloacales serán caracterizadas mediante los datos provistos por los trabajos de Jeppsson y Nopens<sup>2</sup> en el marco de las guías para una simulación de una planta de tratamiento.

### Usos del Biogás.

Con una concentración de metano del 60 % tenemos un poder calorífico de 6,4 KWh/m<sup>3</sup>.

El biogás es una fuente de energía muy versátil. Puede ser transformado en energía térmica mediante el uso de una caldera, puede quemarse en motores de combustión para generar electricidad y calor mediante cogeneración. Si se elimina el ácido sulfhídrico, a partir de un proceso de purificación y purga, puede utilizarse el biogás en pilas de combustible. Eliminando los compuestos sobrantes, es posible transformarlo en biometano, el cual es capaz de ser inyectado a la red o en vehículos.

Existen ciertos factores responsables de favorecer la biomasa como fuente energética:

- El encarecimiento del precio del petróleo.

- El aumento de la producción agrícola.
- Necesidad de buscar alternativas para la gestión de los desechos de la producción agrícola.
- Cambio climático.
- Posibilidad de utilizar los conocimientos científicos y técnicos para optimizar el proceso de obtención de energía.
- Marco económico favorable para el desarrollo de plantas que utilizan biomasa como combustible, gracias a las subvenciones a la producción que reciben las plantas generadoras de energía con esta fuente.
- Dificultad normativa para desarrollar otro tipo de proyectos, dejando a la biomasa como la alternativa más razonable para rentabilizar una inversión económica.

Lo que hace interesante al biogás frente a otras fuentes de energías es que un m<sup>3</sup> (con 70% de metano, 6.000 kcal) equivale aproximadamente:

- 1,2 litros de alcohol de combustible
- 0,8 litros de gasolina
- 0,6 m<sup>3</sup> de gas natural
- 6,8 kWh de electricidad
- 1,5 kg de madera
- 0,71 litros fuel-oil
- 0,3 kg de carbón

### Tipos de digestión anaeróbica

Según la temperatura de trabajo:

- Termofílica (50 a 60 °C)
- Mesofílica (30 a 35 °C)
- Psicofílica (15 a 25 °C)

Según la demanda química de oxígeno utilizada en el proceso:

- Lagunas anaeróbicas – 1kg DQO/m<sup>3</sup>

- Digestor – 5kg DQO/m<sup>3</sup>
- Digestor de lodo granular – 15 kg DQO/m<sup>3</sup>

### Desarrollo del biogás en Argentina

Un relevamiento de plantas de biogás desarrollado por el INTI, reveló la ubicación de las mismas en el país y los usos energéticos correspondientes:



Figura 1.1 Plantas de Biogás en Argentina

Sólo un 4% del total de las plantas de biogás tienen fines energéticos. En el sector privado el valor asciende al 6%. Esto implica baja tasa de utilización del biogás como fuente de energía renovable y poca importancia al rendimiento de las instalaciones.

Más del 40% de los biodigestores no usan el biogás generado. El 65% de las plantas de biogás relevadas son de tipo mezcla completa y lagunas cubiertas:

- Biodigestores tipo Mezcla Completa: tienen serios inconvenientes de agitación y mantenimiento de la temperatura de proceso.
- Biodigestores tipo Laguna Cubierta: no poseen sistema de agitación (falta de homogeneización) y falta de control del estado térmico.

### Historia del Biogás y su desarrollo en el mundo

El comienzo de la historia del biogás se puede fijar en unos 5.000 años atrás. Los inicios del biogás se han fijado en base a hechos históricos que dicen que, alrededor de 3000 años antes de Cristo, los sumerios ya practicaban la limpieza anaerobia de los residuos (Deublein y Steinhauser, 2008).

En nuestra era, el estudioso romano Plinio describió, alrededor del año 50 después de Cristo, el brillo de unas luces que aparecían por debajo de la superficie de los pantanos. Otros autores atribuyen a Shirley o Shierley en 1667 el descubrimiento del biogás o del gas de los pantanos, identificándolo como el causante de los denominados “fuegos fatuos”. Unos años más tarde, en 1682 R. Boyle y su asistente Denis Papin predijeron la posibilidad de obtener un gas a partir de residuos animales y vegetales en descomposición (Pine, 1971).

En 1764, Benjamín Franklin describió que el biogás pudo ser el causante que se prendiera fuego una gran superficie de un brumoso lago poco profundo en New Jersey. De esto informó a Joseph Priestly en Inglaterra, quién publicó en 1790 sus propias experiencias con el denominado “aire inflamable” (Titjen, 1975).

En 1804, John Dalton describe la estructura química del metano y lo asocia con el biogás. En 1806, William Henry dedujo la identidad probable del gas de los pantanos. En 1808 Humphry Davy, químico inglés, produce gas metano en un laboratorio con estiércol de ganado. Se toma este acontecimiento como el inicio de la investigación en biogás.

En la segunda mitad del siglo XIX, se comenzó en Francia una investigación en profundidad, más sistemática y científica para comprender mejor el proceso de la fermentación anaerobia.

En 1856, Reiset encontró que el  $\text{CH}_4$  se libera al descomponer el estiércol amontonado y propuso que este proceso se estudiara para ayudar a explicar la descomposición del material orgánico en general.

A comienzos de 1866, Antoine Béchamp, biólogo francés, (del que fue alumno Pasteur) fue uno de los primeros en demostrar, concluyentemente, que la formación de metano era un proceso biológico.

En 1876, Herter informó que el acetato encontrado en el agua residual forma cantidades estequiométricas de metano y dióxido de carbono en cantidades iguales.

Louis Pasteur intentó en 1884 producir biogás a partir del estiércol de caballo recogido de las calles de París.

En el año 1887, el científico Hoppe-Seyler pudo comprobar la formación de metano a partir del acetato.

En 1894, en la presentación de los trabajos de Gayon sobre este tema, Pasteur consideró que la fermentación debía ser investigada más a fondo, apuntando que este gas podía ser utilizado para iluminación y calefacción.

Entre 1895-96, en la población de Exeter (RU) las lámparas del alumbrado público comenzaron a ser alimentadas por el gas recolectado de los digestores que fermentaban los lodos de su alcantarillado.

A finales del siglo XIX fue demostrada la presencia de microorganismos involucrados en el proceso de fermentación metánica (Barker, 1956). En estos finales del siglo XIX se construyen en el sur de China las primeras plantas de biogás, tal y como se conocen actualmente. Que se podía obtener un gas (metano), potencialmente útil, de las heces humanas, parece ser demostrado desde 1900 en la India.

En Europa, los primeros digestores para obtener biogás a partir de residuos orgánicos se instalan en Gran Bretaña en 1911.

En 1914, los holandeses intentaron producir biogás de los residuos de la fabricación de tablero de paja. Esto fue en Indonesia, cuando todavía era las Indias holandesas.

Durante las décadas de los años 20 y 30 del siglo XX, se realizan numerosas experiencias tanto a nivel de laboratorio como de plantas piloto. En muchos casos ya se utilizaban los lodos de aguas residuales como alimento de los digestores.

En 1920, en China, Guorui desarrolló un digestor de 8 metros cúbicos de capacidad y fundó la Compañía “Guorui Biogas Lamp”.

Después de la II Guerra Mundial se construyeron cerca de 40 digestores, en Europa, pero su desarrollo se frenó por los bajos precios de los combustibles fósiles. Después de esta Gran Guerra la generación de biogás se extendió y se desarrolló en diversos países, tales como: Sudáfrica, Rodesia, Kenia, Uganda, Rusia, Australia, Italia, Corea, Taiwán, Japón, Israel, Estados Unidos, India y Filipinas.

En 1951 se comienza el desarrollo del biogás en Alemania por diversos equipos tal y como resume Tietjen en su trabajo (1975).

En 1957, un inventor inglés llamado Bates, modifica su coche para hacerlo funcionar con biogás, consiguiendo que siga funcionando durante 17 años más.

Durante los años de la década de los 60 se impulsó notablemente la tecnología de producción de biogás a partir del estiércol de bovino en la India, con el doble objetivo del aprovechamiento energético y el mantenimiento de las propiedades fertilizantes del digerido (Campos, 2001).

En China, es en la década de los años 70 cuando se impulsa la construcción de digestores, mediante programas de ámbito nacional (Campos, 2001). En 1977 había más de 5 millones de digestores anaerobios en China, debido al parecer, por la mayor economía de los materiales empleados, lo que reducía los costes de inversión (Pfeffer, 1974; Smill, 1974).

En 1984, se construyó la primera planta centralizada de biogás en Dinamarca. Y se comenzó un ambicioso proyecto de demostración desarrollado conjuntamente por el Ministerio de Agricultura y el de Medioambiente danés, en un esfuerzo por demostrar el potencial de las grandes plantas como productoras de energía eléctrica.

Nepal es el país del mundo que tiene la mayor proporción de plantas de biogás por habitante.

## Costos de combustibles y fuentes de energía potencialmente reemplazables por el biogás

### Gas natural de red

Categoría / Cliente	Sub - Zona	en \$ (pesos)					
<b>Residencial</b>							
		<b>Cargo fijo</b>	<b>Cargo por m3 de consumo</b>	<b>Factura Mínima</b>	<b>Monto Fijo (*)</b>		
R1 ( de 0 a 500 m3 al año)	Buenos Aires	42,110128	1,745970	73,042871	4,00		
R2-1 ( de 500 a 650 m3 al año)	Buenos Aires	43,794555	1,745970	74,727299	5,00		
R2-2 ( de 650 a 800 m3 al año)	Buenos Aires	49,353118	1,792762	77,253939	6,50		
R2-3 ( de 800 a 1000 m3 al año)	Buenos Aires	54,743253	1,793175	80,622794	8,50		
R3-1 ( 1000 a 1250 m3 al año)	Buenos Aires	67,713312	2,888791	91,571571	15,00		
R3-2 ( 1250 a 1500 m3 al año)	Buenos Aires	76,135448	2,888791	99,993707	20,00		
R3-3 ( 1500 a 1800 m3 al año)	Buenos Aires	99,043563	2,977117	116,837979	30,00		
R3-4 ( Mas de 1800 m3 al año)	Buenos Aires	149,576380	3,879176	167,370796	60,00		
<b>Servicio General</b>							
		<b>Cargo fijo</b>	<b>Cargo por m3 de Consumo</b>			<b>Factura Mínima</b>	<b>Monto Fijo (*)</b>
			<b>0 a 1000 m3</b>	<b>1001 a 9000 m3</b>	<b>mas de 9000 m3</b>		
P1 ( de 0 a 12000 m3 al año)	Buenos Aires	92,621219	0,868316	0,847310	0,830223	114,674143	25,00
P2 ( de 12000 a 108000 m3 al año)	Buenos Aires	92,621219	0,868316	0,847310	0,830223	114,674143	60,00
P3 ( de 108000 a 180000 m3 al año) (1)	Buenos Aires	298,864796	1,875315	1,847987	1,820669	318,838688	150,00

Figura 1.2 Fuente: CAMUZZI. Mar del Plata, año 2017

Considerando el consumo domiciliario para una categoría R3-4, el costo por metro cúbico de gas natural es de 3,879 pesos a principios del año 2017.

### Electricidad de red

· T1 - PEQUEÑAS DEMANDAS			
(menos de 10 KW de demanda)			
	TARIFA	AHORRO ENTRE	AHORRO MAYOR
	PLENA	10-20%	AL 20%
<b>.T1R - RESIDENCIAL</b>			
<b>CARGO FIJO</b>	16,72	16,72	16,72 \$/mes
<b>CARGO VARIABLE 1 (consumo en KWH-Mes100)</b>	\$ 0,7772	0,6983	0,6419 \$/KWh
<b>CARGO VARIABLE 2 ( 100 &lt; consumo en KWH-Mes200)</b>	\$ 0,8917	0,8128	0,7564 \$/KWh
<b>CARGO VARIABLE 3 ( 200 &lt; consumo en KWH-Mes400)</b>	\$ 0,9808	0,9019	0,8455 \$/KWh
<b>CARGO VARIABLE 4 ( 400 &lt; consumo en KWH-Mes500)</b>	\$ 1,0533	0,9743	0,9179 \$/KWh
<b>CARGO VARIABLE 5 ( 500 &lt; consumo en KWH-Mes700)</b>	\$ 1,1544	1,0755	0,9179 \$/KWh
<b>CARGO VARIABLE 6 ( 700 &lt; consumo en KWH-Mes1400)</b>	\$ 1,2609	1,1820	1,1256 \$/KWh
<b>CARGO VARIABLE 7 (consumo en KWH-Mes &gt; 1400)</b>	\$ 1,4370	1,3581	1,3017 \$/KWh

Figura 1.3 Fuente: EDEA Mar del Plata, año 2017

Tomando como referencia un caso residencial T1R con un consumo de energía eléctrica de 729 KWh aproximadamente, el costo mensual para este caso es cercano a los \$565.

Considerando que un metro cúbico de biogás posee una energía asociada de 6-6,5 KWh, para cubrir el consumo tratado, se necesitaría un volumen de biogás de 121,5 metros cúbicos aproximadamente.

### Efluentes del biogás

Como efluente de la fermentación anaeróbica se obtienen residuos que pueden ser utilizados como fertilizantes orgánicos al que podemos llamar bioabono. Estos lodos o efluentes pueden tener un alto porcentaje de nitrógeno y suelen ser ricos en nutrientes que son de gran importancia para el proceso de cultivo. El bioabono también puede ser secado, almacenado y usado como fertilizante corriente. Los gérmenes patógenos, que debemos evitar para el uso del digestato como abono, en general son destruidos por el proceso de fermentación anaeróbica, aunque si el mismo no es lo suficientemente largo es posible que permanezcan algunas bacterias en los biolodos que deben ser tratadas posteriormente.

### Capacidad de generación de biogás

La producción de gas es usualmente estimada como un porcentaje de los sólidos volátiles destruidos. Un valor típico varía entre 0.75 y 1.12 m<sup>3</sup>/kg. La producción de gas puede fluctuar en un amplio rango dependiendo de los sólidos volátiles que tenemos y la actividad biológica en el digestor. Se resolverá el balance de masa en el reactor considerando el modelo cinético ADM1 para obtener el caudal de biogás.

### Análisis de las actividades provenientes del sustrato

Mar del Plata posee un sistema de alcantarillado que permite la recolección conjunta de los efluentes cloacales e industriales. La planta de pretratamiento que rige todavía durante el corriente año también es alimentada por efluentes transportados por camiones atmosféricos, provenientes de pozos ciegos y de residuos de sistemas de tratamiento primarios industriales. Por lo tanto, los residuos son principalmente domiciliarios, lodos de efluentes cloacales y residuos de la industria pesquera y de alimentos en menor medida.

### Planteo de escenario para la instalación de la planta

Se prevé situar la planta de biogás próxima a la central de pretratamiento de efluentes cloacales “Ingeniero Baltar”. El objetivo es utilizar el terreno disponible y reemplazar el proceso que se encuentra vigente por el propuesto en el presente trabajo.

### Evaluación de la necesidad/conveniencia de codigestión

La utilización de otro sustrato como codigestor posee 2 variables fundamentales que deben ser analizadas conjuntamente. La primera se refiere a la posible carencia de nuestro sustrato en cuanto a nutrientes para cumplimentar las necesidades específicas de la digestión anaeróbica. La adición de un segundo sustrato suele ser utilizada para balancear la relación de carbono y nitrógeno, más otros parámetros como la humedad. En nuestro caso suelen utilizarse como codigestor residuos sólidos urbanos. Esto económicamente puede ser muy conveniente ya que permite elevar notoriamente la capacidad de producción de la planta pero nos lleva a nuestra segunda instancia. Se debe analizar qué pasará con el efluente final ya que nos podemos encontrar con la llamada contaminación cruzada, la cual nos obligaría a un tratamiento adicional más costoso para llevar el efluente a fertilizante.

### Marco Legal

Antes que nada debemos hacer referencia a la ley nacional 25.675, Ley Nacional de Medio Ambiente, la cual establece los principios de la política ambiental en nuestro territorio para una gestión adecuada y sustentable de los recursos en vista de la preservación del medio ambiente y un desarrollo sustentable. Dentro de los principios básicos del artículo 2 se destaca la participación social tanto como su concientización. Figuran en la misma ley en artículos posteriores lo referente a presupuesto mínimo, cuyo objetivo es imponer las condiciones necesarias para asegurar la protección ambiental. A partir del artículo 11 se encuentra lo referente a la evaluación de impacto ambiental, la cual impone que como debe haber límites y lineamientos sobre cualquier actividad que se desarrolle sobre territorio Argentino que conlleve a un uso determinado del ecosistema, se deberá analizar dicha actividad y su consecuencia sobre el medio ambiente antes de ser concedido ningún tipo de permiso para realizarla. En los artículos siguientes se hace mención sobre la responsabilidad de las personas físicas y jurídicas que requieran realizar actividades sobre el ambiente, tanto para proporcionar la información detallada de esta actividad como su obligación de contratar un seguro. Finalmente se define daño ambiental y se establecen las normas que regirán sobre quienes causen dicho daño.

Luego tenemos la ley 27.191. La misma es una modificación de la ley nacional 26.190. En la nueva ley se establece un objetivo específico donde las fuentes renovables de energía deben aportar un porcentaje de la energía eléctrica total consumida. Este porcentaje debe ser de un 20% para el año 2020 cuando antes era un 8% al 2016. Podemos encontrar también la

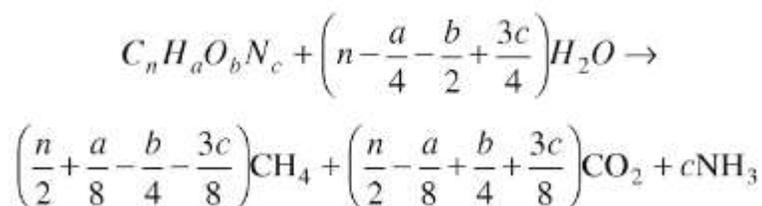
definición de fuentes renovables de energía según la legislación nacional. Para alcanzar el objetivo previsto antes mencionado habrá un régimen de inversiones y que para quienes realicen emprendimientos dedicados a la producción de energía eléctrica habrá beneficios como por ejemplo deducción de la carga financiera del pasivo financiero. Entre los últimos capítulos se trata la creación de un Fondo para el Desarrollo de Energías Renovables, el cual tiene como objetivo financiar proyectos de energías renovables. Además se especifica luego la contribución respecto de estas energías que con el tiempo deberán tener todos los usuarios de energía eléctrica.

Cabe mencionar por último que dentro del marco de la ley nacional se ha establecido un programa llamado GENREN el cual pretende la diversificación de la matriz energética argentina y es un medio para alcanzar los objetivos previstos por la ley. El programa es ejecutado a través de ENARSA quien investiga promueve y desarrolla la viabilidad de proyectos de generación de electricidad y producción de combustibles con fuentes renovables de energía.

### Balances de masa para el biorreactor. Ecuación de Buswell.

Con el objetivo de obtener algún resultado tentativo, se recurrió a los estudios realizados por Buswell. De los mismos se obtiene un balance molecular para la obtención de metano y otros compuestos. Como se verá más adelante, tanto los resultados como alguno de los compuestos tenidos en cuenta por la ecuación finalmente no resultan representativos del sistema.

Para obtener la producción diaria de biogás se utiliza la ecuación de Buswell:



Hoover y Porges (1952) obtuvieron una fórmula de composición empírica para lodos primarios de residuos cloacales, la cual es:  $C_5H_7NO_2$

Por lo tanto su peso molecular es 113 gr/mol.

Con la fórmula el balance nos queda:



A 35 °C un mol de gas ideal ocupa 25.256 litros y como un mol de lodos produce 2.5 moles de CH<sub>4</sub>, tenemos entonces 63.14 litros de CH<sub>4</sub> por mol de lodos.

Considerando la densidad de los lodos primarios como 1.03 g/cm<sup>3</sup> y sabiendo que se tiene una corriente de lodos de 4183 m<sup>3</sup> por día, resulta un caudal másico de 4308490 kg de lodos diarios. Dividiendo por el peso molecular nos quedan 35028 kmoles diarios.

Considerando una relación estequiométrica para la producción se tienen:

Moles de CH<sub>4</sub>: 87570 kmol/día

Moles de CO<sub>2</sub>: 87570 kmol/día

Moles de NH<sub>3</sub>: 35028 kmol/día

Caudal molar de biogás: 210170 kmol/día

Caudal volumétrico de metano: 2.211.667 m<sup>3</sup>/día

Medidos a 35°C y 1 atm de presión.

Otra posible composición del biogás para lodos cloacales es la que se presenta en la siguiente tabla:

<u>Gases component es</u>	<u>Composición</u>
Metano	40-80%
CO <sub>2</sub>	20-50%
Vapor de agua	Saturación
H <sub>2</sub> S	0-1000 ppm
Hidrógeno	0-5%
Amoníaco	0-1%
Nitrógeno	0-3%
Oxígeno	0-1%
Orgánicos	Trazas

Tabla 1.2

Como vemos considera más componentes que la ecuación de Buswell. Además, veremos más adelante que tampoco es representativa de los modelos empleados.

## 2. Modelo Cinético. Diseño Preliminar del Reactor Anaeróbico.

### Introducción.

En este capítulo se pretende elegir en base a bibliografía un modelo que represente lo mejor posible las reacciones que ocurren dentro del reactor anaeróbico. De esta manera y comprendidos los factores más importantes que influyen en la reacción, se tendrán en cuenta los mismos para elegir los parámetros del proceso como tiempo de retención y tamaño del reactor. También influirá en las decisiones que el caudal influente está sujeto a cambios, tanto por factores climáticos como por que la ciudad está sometida en los períodos de vacaciones a una población más grande. Finalmente se presentarán los resultados obtenidos por el modelo que son de importancia para el posterior diseño de la planta. En este caso: caudal de biogás obtenido, pH y concentración de los compuestos solubles en fase gas en el biogás efluente. Para estos últimos el modelo cuenta con los siguientes compuestos:  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$ .

### Marco Teórico.

El proceso global de digestión anaerobia ocurre mediante la acción conjunta de varias poblaciones de microorganismos que colaboran entre sí para realizar reacciones químicas que de otra forma serían energéticamente desfavorables. Mediante una serie de etapas estas poblaciones convierten la materia orgánica. Se describen a continuación las etapas.

#### Hidrólisis

En la fase de hidrólisis los complejos orgánicos son solubilizados a sus monómeros como aminoácidos, monosacáridos y ácidos grasos de cadena larga. Esto se realiza por medio de las enzimas sintetizadas por los correspondientes microorganismos (denominadas enzimas hidrolíticas). Estos productos generados por la hidrólisis entran hacia el interior de la célula a través de la membrana celular para ser metabolizados.

Esta es una etapa fundamental ya que microorganismos encargados de realizar el proceso de digestión sólo son capaces de actuar sobre materia orgánica disuelta. En los efluentes con gran cantidad de sólidos esta etapa puede considerarse la limitante.

#### Acidogénesis

En esta segunda fase ocurre el proceso de fermentación en el cual los distintos monómeros son metabolizados a productos intermedios, ácidos grasos volátiles, dióxido de carbono e hidrógeno. Los microorganismos que actúan en esta fase son los denominados

“bacterias formadoras de ácidos”. Las proporciones entre los productos de esta fermentación varían en función del consumo de hidrógeno molecular por parte de las bacterias que utilizan dicho compuesto. En función del tipo de molécula a partir de la cual se lleva a cabo la acidogénesis se obtienen distintos procesos.

Uno de ellos es la fermentación de aminoácidos producto de la hidrólisis de proteínas. La misma se lleva a cabo mediante el proceso de oxidación anaerobia unida a la producción de hidrógeno. En la fermentación de aminoácidos se produce también amonio el cual puede llegar a inhibir la flora metanogénica. Otro proceso es la fermentación de azúcares solubles (glucosa) producto de la hidrólisis de carbohidratos. La reacción que ocurre, denominada de glucosis, está dominada por la presión parcial de hidrógeno. Vemos a continuación como afecta la cantidad de producto obtenida en la siguiente tabla<sup>3</sup>

Presión parcial de H <sub>2</sub>	Reacciones
Baja	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O + 4ADP + 4P \rightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 4H_2 + 4ATP$
Alta	$C_6H_{12}O_6 + 3ADP + P \rightarrow CH_3COOH + CH_3CH_2COOH + CO_2 + H_2 + 3ATP$

Tabla 2.1 [7]

El último proceso de esta fase es la fermentación de los productos de la hidrólisis de lípidos. Estos productos son oxidados anaeróticamente a ácidos grasos volátiles dando como principal producto ácido acético. Debido a la baja solubilidad de los compuestos lipídicos este es un proceso lento y en ciertas condiciones los productos pueden ser tóxicos para las fases acetogénica y metanogénica por lo que si el sustrato posee un alto contenido de lípidos debe ser tratado previamente.

### Acetogénesis.

En esta fase se realiza la conversión química de los productos de la acidogénesis mediante los mecanismos de reacción: acetogénesis acetoclástica y homoacetogénesis hidrogenotrófica. En el primero de los mecanismos se obtiene como producto acetato hidrógeno a partir de metabolitos como por ejemplo valerato y propianato que luego será

aprovechado por los microorganismos durante la metanogénesis. El segundo implica la síntesis de acetato a través del consumo de hidrógeno y dióxido de carbono.

Las poblaciones acetogénicas aprovechan la energía libre de la metabolización del hidrógeno para llevar a cabo las reacciones de reducción de los ácidos grasos. Sin embargo, la cantidad de energía disponible depende de la presión parcial de hidrógeno.

### **Metanogénesis**

Esta es la única etapa estrictamente anaeróbica. En esta, las bacterias metanogénicas se encargan de producir metano a través de sustratos monocarbonados o con dos átomos de carbono unidos por un enlace covalente. Tanto la cinética como la velocidad de formación de nuevas bacterias son bajas.

En función del sustrato que utilizan podemos clasificar las bacterias que intervienen en: hidrogenotróficas y acetoclásticas. Las primeras consumen hidrógeno y ácido fórmico y las segundas producen metano a partir del ácido acético. Se considera que aproximadamente el 70% del metano producido en la etapa de metanización es llevado a cabo por estas bacterias.

### **Factores operacionales.**

Podemos ahora, luego de visualizar las distintas etapas y reacciones que tienen lugar en el proceso de producción de metano en forma anaeróbica, tener en consideración cuáles son las distintas variables que influirán en el desempeño de la misma.

### **Temperatura.**

La temperatura afecta a varios parámetros bioquímicos y fisicoquímicos como por ejemplo constantes de equilibrio, solubilidad en gases, etc. Todo esto influye en la generación de biogás.

Se pueden reconocer tres rangos de temperatura siendo que la tasa de crecimiento de microorganismos crece a medida que crece la misma. A pesar de esto a medida que aumenta la temperatura también crece la sensibilidad a ciertos inhibidores.

Se ha reportado que a 65°C la actividad microbiana decrece y además las bacterias metanogénicas necesitan un tiempo mínimo de 10 días para formarse. Estas bacterias son muy sensibles a los cambios de temperatura por lo que no recomiendan variaciones de temperatura por día mayores a 1 °C.

## PH

Esta variable afecta directamente la estabilidad del proceso. Cada etapa posee un pH óptimo. Se recomienda un pH aproximadamente neutro.

En el proceso de digestión tenemos dos fuerzas que en general se compensan, la formación continua de ácidos y la formación de metano la cual produce alcalinidad, ya que este último se produce a partir del consumo de los primeros.

### Ácidos grasos volátiles.

Los ácidos a considerar son el fórmico, acético, propiónico, butírico y valérico. La acumulación de estos ácidos en el digestor es un síntoma de desestabilización.

### Alcalinidad

Principalmente carbonatos, bicarbonatos, sodio y potasio. Representa la capacidad del medio en el digestor de mantener un pH aproximadamente constante.

### Tiempo de retención hidráulico.

Tiempo que debe permanecer el sustrato en el digestor para alcanzar los niveles de reducción de carga orgánica fijados.

### Modelo Cinético.

Se eligió para llevar a cabo la tarea el modelo ADM1 desarrollado por IWA Task Group for Mathematical Modeling of Anaerobic Digestion (2002). El modelo utilizado deriva del propuesto por Batstone et al. (2002) y es el recomendado por Jeppsson y Noppens (con sus modificaciones propuestas incluidas) en el proyecto Benchmark Simulation Model No. 2 [6].

El modelo se basa en dos procesos de conversión principales: bioquímicos y fisicoquímicos. Las reacciones bioquímicas son irreversibles y se tienen en cuenta: desintegración del sustrato orgánico a compuestos insolubles y su posterior hidrólisis, digestión de los compuestos solubles. En cuanto a los fisicoquímicos tienen como objetivo evaluar las condiciones del medio durante la digestión. Son reacciones reversibles. Se ilustran los procesos<sup>3</sup>

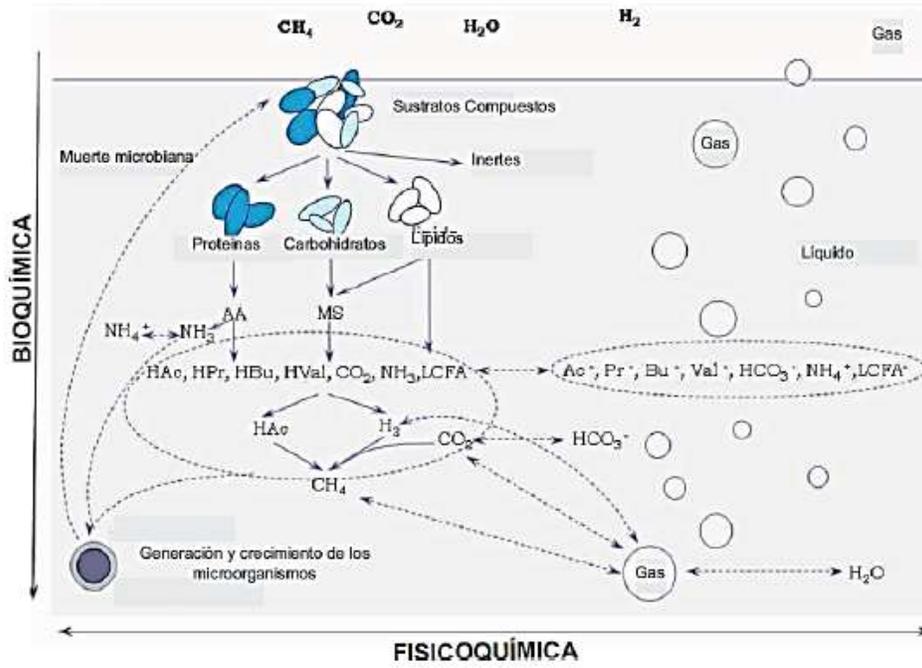


Figura 2.1

Luego tenemos los procesos bioquímicos:

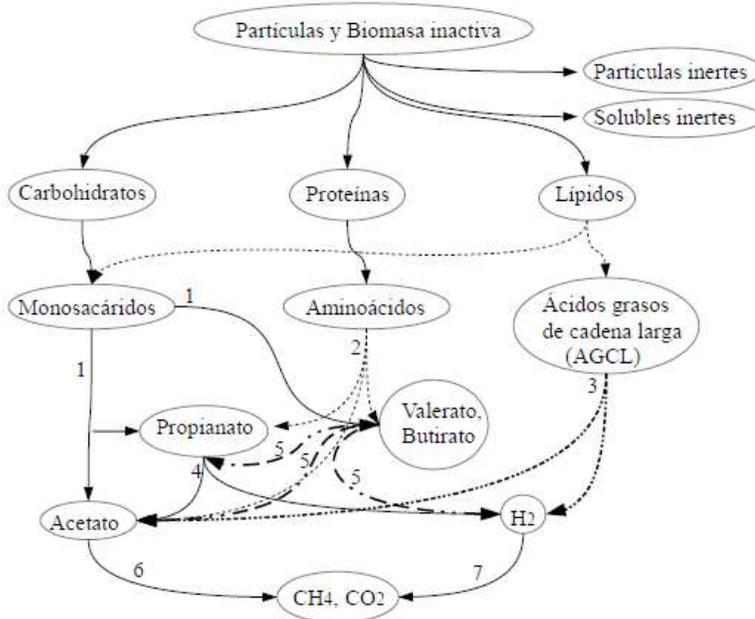


Figura 2.2

Se presentan en la siguiente tabla las unidades utilizadas en el modelo:

Medida	Unidades
Concentración	kgDQO/m <sup>3</sup>
Concentración (no-DQO)	kmoleC/m <sup>3</sup>
Concentración (nitrógeno no-DQO)	kmoleN/m <sup>3</sup>
Presión	bar
Temperatura	K
Distancia	m
Volumen	m <sup>3</sup>
Energía	kJ
Tiempo	d (día)
DQO soluble	DQO <sub>s</sub>
DQO particulada	DQO <sub>x</sub>

Tabla 2.2 [7]

Los tipos de parámetros y variables que considera el modelo son los siguientes:

Coefficientes estequiométricos

Símbolo	Descripción	Unidades
$C_i$	Contenido en carbono del compuesto i	kmolC/kgDQO
$N_i$	Contenido en nitrógeno del compuesto i	kmolN/kgDQO
$v_{i,j}$	Coefficientes de velocidad para el compuesto i en el proceso j	kgDQO
$f_{\text{producto, sustrato}}$	Rendimiento(solo catabolismo) de producto sobre el sustrato	kgDQO/kgDQO

Tabla 2.3 [7]

Coefficientes y constantes de equilibrio

Símbolo	Descripción	Unidades
$K_{a, \text{ácido}}$	Constante de equilibrio ácido-base	M(kmol/m <sup>3</sup> )
$K_H$	Constante de Henry	M <sub>liq</sub> bar <sup>-1</sup>
pK <sub>a</sub>	$-\log_{10}[K_{a, \text{ácido}}]$	
R	Constata de gases	bar m <sup>3</sup> /kmole K

Tabla 2.4 [7]

## Parámetros y velocidades cinéticas

Símbolo	Descripción	Unidades
$k_{A/Bi}$	Parámetro cinético ácido-base	$M^{-1}d^{-1}$
$k_{dec}$	Constante de respiración endógena	$d^{-1}$
$k_{hyd,i}$	Constante de hidrólisis	$d^{-1}$
$I_i$	Función de inhibición	
$k_{proceso}$	Parámetro de primer orden	$d^{-1}$
$k_{L,a}$	Coefficiente de transferencia líquido-gas	$d^{-1}$
$K_{inhibición, sustrato}$	Concentración inhibidora al 50%	$kgDQO/m^3$
$k_{m, proceso}$	Tasa de consumo específico de Monod ( $\mu_{max}/Y$ )	$kgDQO_s/kgDQO_x d$
$K_{S, proceso}$	Constante de saturación media del sustrato	$kgDQO_s/m^3$
$\rho_j$	Velocidad cinética del proceso j	$kgDQO_s/m^3 d$
$Y_{sustrato}$	Rendimiento de biomasa sobre el sustrato	$kgDQO_s/kgDQO_x$
$\mu_{max}$	Tasa de crecimiento específico máxima de Monod	$d^{-1}$

Tabla 2.5 [7]

Variables de estado dinámicas y variables algebraicas.

Símbolo	Descripción	Unidades
pH	$-\log_{10}[H^+]$	
$p_{gas, i}$	Presión del gas i	bar
$P_{gas}$	Presión total de gas	bar
$S_i$	Componente soluble i	$kgDQO/m^3$
$X_i$	Componente insoluble i	$kgDQO/m^3$
T	Temperatura	K
V	Volumen	$m^3$

Tabla 2.6 [7]

A partir de la matriz de procesos bioquímicos podemos ver como se relacionan los coeficientes de velocidad y las ecuaciones cinéticas para todos los compuestos solubles y partículas.

Matriz de procesos bioquímicos.

Compuestos solubles:

j	Proceso   Componente i→	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	$\rho_j$
		$S_{ca}$	$S_{ca}$	$S_{ca}$	$S_{ca}$	$S_{ca}$	$S_{ca}$	$S_{ca}$	$S_{ca}$	$S_{ca}$	$S_{ca}$	$S_{ca}$	$S_{ca}$	
1	Desintegración												$1 \cdot f_{des}$	$\rho_1 = k_{ds} X_c$
2	Hidrólisis de carbohidratos	1												$\rho_2 = k_{hd,cb} X_{cb}$
3	Hidrólisis de proteínas		1											$\rho_3 = k_{hd,pr} X_{pr}$
4	Hidrólisis de lípidos	$1 \cdot f_{hd,l}$	$1 \cdot f_{hd,l}$											$\rho_4 = k_{hd,l} X_l$
5	Consumo de azúcares	-1				$(1 - Y_{ca}) f_{ca,m}$			$-\sum_{i=1}^{12} C_i \cdot V_{i,5}$	$-Y_{ca} N_{ca}$	$\rho_5 = k_{m,ca} \frac{S_{ca}}{K_{m,ca} + S_{ca}} X_{ca} I_5$			
6	Consumo de aminoácidos		-1		$(1 - Y_{ca}) f_{ca,m}$			$-\sum_{i=1}^{12} C_i \cdot V_{i,6}$	$N_{ca} - Y_{ca} N_{ca}$	$\rho_6 = k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_{m,aa} + S_{aa}} X_{aa} I_6$				
7	Consumo de AGCL			1					$(1 - Y_{ca}) 0,3$				$-Y_{ca} N_{ca}$	$\rho_7 = k_{m,agcl} \frac{S_{agcl}}{K_{m,agcl} + S_{agcl}} X_{agcl} I_7$
8	Consumo de valerato				-1		$(1 - Y_{ca}) 0,34$	$(1 - Y_{ca}) 0,31$	$(1 - Y_{ca}) 0,13$				$-Y_{ca} N_{ca}$	$\rho_8 = k_{m,v} \frac{S_v}{K_{m,v} + S_v} X_v \frac{S_{ca}}{S_{ca} + S_v + 1e-6} I_8$
9	Consumo de butirato							$(1 - Y_{ca}) 0,8$	$(1 - Y_{ca}) 0,2$			$-\sum_{i=1}^{12} C_i \cdot V_{i,9}$	$-Y_{ca} N_{ca}$	$\rho_9 = k_{m,b} \frac{S_b}{K_{m,b} + S_b} X_b \frac{S_{ca}}{S_{ca} + S_b + 1e-6} I_9$
10	Consumo de propionato						-1	$(1 - Y_{ca}) 0,37$	$(1 - Y_{ca}) 0,43$			$-\sum_{i=1}^{12} C_i \cdot V_{i,10}$	$-Y_{ca} N_{ca}$	$\rho_{10} = k_{m,p} \frac{S_p}{K_{m,p} + S_p} X_p I_{10}$
11	Consumo de acetato								-1	$(1 - Y_{ca})$		$-\sum_{i=1}^{12} C_i \cdot V_{i,11}$	$-Y_{ca} N_{ca}$	$\rho_{11} = k_{m,a} \frac{S_a}{K_{m,a} + S_a} X_a I_{11}$
12	Consumo de hidrógeno									-1	$(1 - Y_{ca})$		$-Y_{ca} N_{ca}$	$\rho_{12} = k_{m,h} \frac{S_h}{K_{m,h} + S_h} X_h I_{12}$
13	Descomposición de $X_{ca}$													$\rho_{13} = k_{dc,ca} X_{ca}$
14	Descomposición de $X_{cb}$													$\rho_{14} = k_{dc,cb} X_{cb}$
15	Descomposición de $X_{pr}$													$\rho_{15} = k_{dc,pr} X_{pr}$
16	Descomposición de $X_l$													$\rho_{16} = k_{dc,l} X_l$
17	Descomposición de $X_{ca}$													$\rho_{17} = k_{dc,ca} X_{ca}$
18	Descomposición de $X_{aa}$													$\rho_{18} = k_{dc,aa} X_{aa}$
19	Descomposición de $X_{agcl}$													$\rho_{19} = k_{dc,agcl} X_{agcl}$

Tabla 2.7 [7]

Compuestos insolubles:

j	Proceso   Componente i→	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	Velocidad cinética ( $\rho$ ) en el proceso j
		$X_c$	$X_{cb}$	$X_{pr}$	$X_l$	$X_{ca}$	$X_{aa}$	$X_{agcl}$	$X_{ca}$	$X_{pr}$	$X_{ca}$	$X_{ca}$	$X_c$	
1	Desintegración	-1	$f_{des,cb}$	$f_{des,pr}$	$f_{des,l}$								$f_{des,ca}$	$\rho_1 = k_{ds} X_c$
2	Hidrólisis de carbohidratos		-1											$\rho_2 = k_{hd,cb} X_{cb}$
3	Hidrólisis de proteínas			-1										$\rho_3 = k_{hd,pr} X_{pr}$
4	Hidrólisis de lípidos				-1									$\rho_4 = k_{hd,l} X_l$
5	Consumo de azúcares					$Y_{ca}$								$\rho_5 = k_{m,ca} \frac{S_{ca}}{K_{m,ca} + S_{ca}} X_{ca} I_5$
6	Consumo de aminoácidos						$Y_{aa}$							$\rho_6 = k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_{m,aa} + S_{aa}} X_{aa} I_6$
7	Consumo de AGCL							$Y_{agcl}$						$\rho_7 = k_{m,agcl} \frac{S_{agcl}}{K_{m,agcl} + S_{agcl}} X_{agcl} I_7$
8	Consumo de valerato								$Y_{ca}$					$\rho_8 = k_{m,v} \frac{S_v}{K_{m,v} + S_v} X_v \frac{S_{ca}}{S_{ca} + S_v + 1e-6} I_8$
9	Consumo de butirato								$Y_{ca}$					$\rho_9 = k_{m,b} \frac{S_b}{K_{m,b} + S_b} X_b \frac{S_{ca}}{S_{ca} + S_b + 1e-6} I_9$
10	Consumo de propionato									$Y_{pro}$				$\rho_{10} = k_{m,p} \frac{S_p}{K_{m,p} + S_p} X_p I_{10}$

Tabla 2.8 [7]

11	Consumo de acetato									$Y_{ac}$			$\rho_{11} = k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_{S,ac} + S_{ac}} X_{ac} I_{11}$
12	Consumo de hidrógeno										$Y_{h2}$		$\rho_{12} = k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_{S,h2} + S_{h2}} X_{h2} I_{12}$
13	Descomposición de $X_{su}$	1				-1							$\rho_{13} = k_{dec,X_{su}} X_{su}$
14	Descomposición de $X_{aa}$	1					-1						$\rho_{14} = k_{dec,X_{aa}} X_{aa}$
15	Descomposición de $X_{fa}$	1						-1					$\rho_{15} = k_{dec,X_{fa}} X_{fa}$
16	Descomposición de $X_{c4}$	1							-1				$\rho_{16} = k_{dec,X_{c4}} X_{c4}$
17	Descomposición de $X_{pro}$	1								-1			$\rho_{17} = k_{dec,X_{pro}} X_{pro}$
18	Descomposición de $X_{ac}$	1									-1		$\rho_{18} = k_{dec,X_{ac}} X_{ac}$
19	Descomposición de $X_{h2}$	1										-1	$\rho_{19} = k_{dec,X_{h2}} X_{h2}$

Tabla 2.9 [7]

El balance de masa tenido en cuenta incluye los términos de ingreso, salida, acumulación y reacción. De esta manera se obtiene por componente soluble:

$$\frac{dS_i}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq}} * (S_{in} - S) + \sum v * \rho$$

En la siguiente tabla en la próxima hoja, en la última columna a la derecha bajo el símbolo griego rho se presentan las velocidades cinéticas de cada proceso. Se incluyen en el modelo las etapas de desintegración e hidrólisis y las acidogénicas, acetogénicas y metanogénicas. En las siguientes tablas se nombran cada uno de los procesos bioquímicos.

$j$	Proceso	Velocidad cinética ( $\rho_j$ )
1	Desintegración	$\rho_1 = k_{dis} X_c$
2	Hidrólisis de carbohidratos	$\rho_2 = k_{hyd,ch} X_{ch}$
3	Hidrólisis de proteínas	$\rho_3 = k_{hyd,pr} X_{pr}$
4	Hidrólisis de lípidos	$\rho_4 = k_{hyd,li} X_{li}$
5	Consumo de azúcares	$\rho_5 = k_{m,su} \frac{S_{su}}{K_{S,su} + S_{su}} X_{su} I_5$
6	Consumo de aminoácidos	$\rho_6 = k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_{S,aa} + S_{aa}} X_{aa} I_6$
7	Consumo de AGCL	$\rho_7 = k_{m,fa} \frac{S_{fa}}{K_{S,fa} + S_{fa}} X_{fa} I_7$
8	Consumo de valerato	$\rho_8 = k_{m,c4} \frac{S_{va}}{K_{S,c4} + S_{va}} X_{c4} \frac{S_{va}}{S_{bu} + S_{va} + 1e-6} I_8$
9	Consumo de butirato	$\rho_9 = k_{m,c4} \frac{S_{bu}}{K_{S,c4} + S_{bu}} X_{c4} \frac{S_{bu}}{S_{bu} + S_{va} + 1e-6} I_9$

Figura 2.3 [7]

10	Consumo de propianato	$\rho_{10} = k_{m,pro} \frac{S_{pro}}{K_{S,pro} + S_{pro}} X_{pro} I_{10}$
11	Consumo de acetato	$\rho_{11} = k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_{S,ac} + S_{ac}} X_{ac} I_{11}$
12	Consumo de hidrógeno	$\rho_{12} = k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_{S,h2} + S_{h2}} X_{h2} I_{12}$
13	Descomposición de $X_{su}$	$\rho_{13} = k_{dec,X_{su}} X_{su}$
14	Descomposición de $X_{aa}$	$\rho_{14} = k_{dec,X_{aa}} X_{aa}$
15	Descomposición de $X_{fa}$	$\rho_{15} = k_{dec,X_{fa}} X_{fa}$
16	Descomposición de $X_{c4}$	$\rho_{16} = k_{dec,X_{c4}} X_{c4}$
17	Descomposición de $X_{pro}$	$\rho_{17} = k_{dec,X_{pro}} X_{pro}$
18	Descomposición de $X_{ac}$	$\rho_{18} = k_{dec,X_{ac}} X_{ac}$
19	Descomposición de $X_{h2}$	$\rho_{19} = k_{dec,X_{h2}} X_{h2}$

Figura 2.4 [7]

Como puede observarse el crecimiento de los microorganismos se representa mediante el modelo empírico propuesto por Monod donde X es la concentración del sustrato microbiano que realiza el consumo del sustrato S. Los procesos de desintegración e hidrólisis responden a una cinética de primer orden. Se incluyen los siguientes procesos de inhibición: inhibición no competitiva debido a altas concentraciones de amoníaco e hidrógeno, inhibición por nitrógeno limitado, inhibición por aumento o disminución del pH fuera del rango donde se lleva a cabo la digestión anaeróbica. Este último proceso responde a la denominada función de inhibición Hill. Se listan en tabla las funciones de inhibición por orden.

$I_{h_2,fa} = \frac{[1]}{[1 + S_{h_2}/K_{I,h_2,fa}]}$	$I_{h_2,pro} = \frac{[1]}{[1 + S_{h_2}/K_{I,h_2,pro}]}$
$I_{h_2,c4} = \frac{[1]}{[1 + S_{h_2}/K_{I,h_2,c4}]}$	$I_{nh_3} = \frac{[1]}{[1 + S_{nh_3}/K_{I,nh_3}]}$

Figura 2.5 [7]

$$I_{N,lim} = \frac{[1]}{[1 + K_{S,N}/S_{IN}]}$$

Figura 2.6 [7]

$pH < pH_{UL,aa} ; I_{pH,aa} = \exp\left(-3\left(\frac{pH - pH_{UL,aa}}{pH_{UL,aa} - pH_{LL,aa}}\right)^2\right)$
$pH > pH_{UL,aa} ; I_{pH,aa} = 1$
$pH < pH_{UL,ac} ; I_{pH,ac} = \exp\left(-3\left(\frac{pH - pH_{UL,ac}}{pH_{UL,ac} - pH_{LL,ac}}\right)^2\right)$
$pH > pH_{UL,ac} ; I_{pH,ac} = 1$
$pH < pH_{UL,h_2} ; I_{pH,h_2} = \exp\left(-3\left(\frac{pH - pH_{UL,h_2}}{pH_{UL,h_2} - pH_{LL,h_2}}\right)^2\right)$
$pH > pH_{UL,h_2} ; I_{pH,h_2} = 1$

Figura 2.7 [7]

Los procesos fisicoquímicos tenidos en cuenta por el modelo son los procesos de interacción entre fase líquido-líquido (ácido-base) y los procesos de transferencia de masa en la interfaz líquido-gas.

Se detallan las ecuaciones que determinan los equilibrios ácido-base para algunas especies que forman parte del proceso de digestión y tienen influencia sobre el pH. Estas son ecuaciones algebraicas ya que se considera que los procesos fisicoquímicos logran instantáneamente el equilibrio.

$$S_H = -\frac{\Theta}{2} + \frac{1}{2} \sqrt{\Theta^2 + 4K_w}$$

$$\Theta = S_{cat} + S_{nh4^+} - S_{hco3^-} - \frac{S_{ac^-}}{64} - \frac{S_{pro^-}}{112} - \frac{S_{bu^-}}{160} - \frac{S_{va^-}}{208} - S_{an^-}$$

$$S_{nh4^+} = S_{IN} - S_{nh3}$$

$$S_{co2} = S_{IC} - S_{hco3^-}$$

Figura 2.8 [7]

Luego tenemos las ecuaciones diferenciales de algunos de los compuestos que también influyen en el cálculo de la concentración de iones hidrógeno.

$$\frac{dS_{cat^+}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq}} (S_{cat^+,in} - S_{cat^+})$$

$$\frac{dS_{an^-}}{dt} = \frac{q_{in}}{V_{liq}} (S_{an^-,in} - S_{cat^-})$$

$$\frac{dS_{va^-}}{dt} = -\rho_{A,4}$$

$$\frac{dS_{bu^-}}{dt} = -\rho_{A,5}$$

$$\frac{dS_{pro}}{dt} = -\rho_{A,6}$$

$$\frac{dS_{ac^-}}{dt} = -\rho_{A,7}$$

$$\frac{dS_{hco3^-}}{dt} = -\rho_{A,10}$$

$$\frac{dS_{nh3}}{dt} = -\rho_{A,11}$$

Figura 2.9 [7]

La cinética de estos procesos ácido base se muestra en la siguiente tabla:

$$\rho_{A,4} = k_{A,Bva} (S_{va^-} (K_{a,va} + S_H) - K_{a,va} S_{va})$$

$$\rho_{A,5} = k_{A,Bbu} (S_{bu^-} (K_{a,bu} + S_H) - K_{a,bu} S_{bu})$$

$$\rho_{A,6} = k_{A,Bpro} (S_{pro^-} (K_{a,pro} + S_H) - K_{a,pro} S_{pro})$$

$$\rho_{A,7} = k_{A,Bac} (S_{ac^-} (K_{a,ac} + S_H) - K_{a,ac} S_{ac})$$

$$\rho_{A,10} = k_{A,Bco2} (S_{hco3^-} (K_{a,co2} + S_H) - K_{a,co2} S_{IC})$$

$$\rho_{A,11} = k_{A,BIN} (S_{nh3} (K_{a,IN} + S_H) - K_{a,IN} S_{IN})$$

Figura 2.10 [7]

Para la transferencia líquido-gas el modelo tiene cuenta al hidrógeno, dióxido de carbono y metano. Estos son los compuestos que el modelo tiene en cuenta en fase gas. La concentración de cada uno en la fase gas se modela con las siguientes ecuaciones:

$$\frac{dS_{\text{gas,h2}}}{dt} = \frac{-S_{\text{gas,h2}} q_{\text{gas}}}{V_{\text{gas}}} + \rho_{\text{T},8} \frac{V_{\text{liq}}}{V_{\text{gas}}}$$

$$\frac{dS_{\text{gas,ch4}}}{dt} = \frac{-S_{\text{gas,ch4}} q_{\text{gas}}}{V_{\text{gas}}} + \rho_{\text{T},9} \frac{V_{\text{liq}}}{V_{\text{gas}}}$$

$$\frac{dS_{\text{gas,co2}}}{dt} = \frac{-S_{\text{gas,co2}} q_{\text{gas}}}{V_{\text{gas}}} + \rho_{\text{T},10} \frac{V_{\text{liq}}}{V_{\text{gas}}}$$

Figura 2.11 [7]

La velocidad cinética se expresa en base a la ley de Henry y resulta:

$$\rho_{\text{T},8} = k_L a (S_{\text{h2}} - 16 K_{\text{H,h2}} p_{\text{gas,h2}})$$

$$\rho_{\text{T},9} = k_L a (S_{\text{ch4}} - 16 K_{\text{H,ch4}} p_{\text{gas,ch4}})$$

$$\rho_{\text{T},10} = k_L a (S_{\text{co2}} - 16 K_{\text{H,co2}} p_{\text{gas,h2}})$$

Figura 2.12 [7]

Estas incluyen el cálculo de las presiones parciales de cada gas las cuales se muestran a continuación:

$$P_{\text{gas, ch4}} = S_{\text{gas, ch4}} \frac{RT_{op}}{64}$$

$$P_{\text{gas, h2}} = S_{\text{gas, h2}} \frac{RT_{op}}{16}$$

$$P_{\text{gas, co2}} = S_{\text{gas, co2}} RT_{op}$$

Figura 2.13 [7]

El caudal de gas generado se calcula como:

$$q_{\text{gas}} = k_p * (P_{\text{gas total}} - P_{\text{atm}}) * \frac{P_{\text{gas}}}{P_{\text{atm}}}$$

La constante  $k_p$  se relaciona con la fricción del gas a la salida.  $P_{\text{gas total}}$  es la suma de las presiones parciales de los tres gases mencionados antes más la presión de vapor de agua.

Se presentan los parámetros del modelo:

$f_{sl,xc}$	0.1	-
$f_{xl,xc}$	0.2	-
$f_{ch,xc}$	0.2	-
$f_{pr,xc}$	0.2	-
$f_{li,xc}$	0.2	-
$N_{zc}$	0.0376/14	kmole N(kg COD) <sup>-1</sup>
$N_I$	0.06/14	kmole N(kg COD) <sup>-1</sup>
$N_{aa}$	0.007	kmole N(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{zc}$	0.02786	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{sl}$	0.03	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{ch}$	0.0313	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{pr}$	0.03	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{li}$	0.022	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{xl}$	0.03	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{su}$	0.0313	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{aa}$	0.03	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$f_{fa,li}$	0.95	-
$C_{fa}$	0.0217	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$f_{h2,su}$	0.19	-
$f_{bu,su}$	0.13	-
$f_{pro,su}$	0.27	-
$f_{ac,su}$	0.41	-
$N_{bac}$	0.08/14	kmole N(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{bu}$	0.025	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{pro}$	0.0268	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{ac}$	0.0313	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$C_{bac}$	0.0313	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$Y_{su}$	0.1	-

Tabla 2.10 [7]

$f_{h2,aa}$	0.06	-
$f_{va,aa}$	0.23	-
$f_{bu,aa}$	0.26	-
$f_{pro,aa}$	0.05	-
$f_{ac,aa}$	0.40	-
$C_{va}$	0.024	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$Y_{aa}$	0.08	-
$Y_{fa}$	0.06	-
$Y_{c4}$	0.06	-
$Y_{pro}$	0.04	-
$C_{ch4}$	0.0156	kmole C(kg COD) <sup>-1</sup>
$Y_{ac}$	0.05	-
$Y_{h2}$	0.06	-

Tabla 2.11 [7]

$k_{dis}$	0.5	$d^{-1}$
$k_{hyd,ch}$	10	$d^{-1}$
$k_{hyd,pr}$	10	$d^{-1}$
$k_{hyd,li}$	10	$d^{-1}$
$K_{S,IN}$	1e-4	M
$k_{m,su}$	30	$d^{-1}$
$K_{S,su}$	0.5	$kg\ COD\ m^{-3}$
$pH_{UL,aa}$	5.5	-
$pH_{LL,aa}$	4	-
$k_{m,aa}$	50	$d^{-1}$
$K_{S,aa}$	0.3	$kg\ COD\ m^{-3}$
$k_{m,fa}$	6	$d^{-1}$
$K_{S,fa}$	0.3	$kg\ COD\ m^{-3}$
$K_{Ih2,fa}$	5e-6	$kg\ COD\ m^{-3}$
$k_{m,c4}$	20	$d^{-1}$
$K_{S,c4}$	0.2	$kg\ COD\ m^{-3}$
$K_{Ih2,c4}$	1e-5	$kg\ COD\ m^{-3}$
$k_{m,pro}$	13	$d^{-1}$
$K_{S,pro}$	0.1	$kg\ COD\ m^{-3}$
$K_{Ih2,pro}$	3.5e-6	$kg\ COD\ m^{-3}$
$k_{m,ac}$	8	$d^{-1}$
$K_{S,ac}$	0.15	$kg\ COD\ m^{-3}$
$K_{I,nh3}$	0.0018	$kg\ COD\ m^{-3}$
$pH_{UL,ac}$	7	-
$pH_{LL,ac}$	6	-
$k_{m,h2}$	35	$d^{-1}$
$K_{S,h2}$	7e-6	$kg\ COD\ m^{-3}$
$pH_{UL,h2}$	6	-
$pH_{LL,h2}$	5	-

Tabla 2.12 [7]

$k_{m,h2}$	35	$d^{-1}$
$K_{S,h2}$	7e-6	$kg\ COD\ m^{-3}$
$pH_{UL,h2}$	6	-
$pH_{LL,h2}$	5	-
$k_{dec,Xsu}$	0.02	$d^{-1}$
$k_{dec,Xaa}$	0.02	$d^{-1}$
$k_{dec,Xfa}$	0.02	$d^{-1}$
$k_{dec,Xc4}$	0.02	$d^{-1}$
$k_{dec,Xpro}$	0.02	$d^{-1}$
$k_{dec,Xac}$	0.02	$d^{-1}$
$k_{dec,Xh2}$	0.02	$d^{-1}$

Tabla 2.13 [7]

$R$	0.083145	bar M <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>
$T_{base}$	298.15	K
$T_{op}$	308.15	K
$K_w$	$\exp\left(\frac{55900}{R \cdot 100} \left(\frac{1}{T_{base}} - \frac{1}{T_{op}}\right)\right)$	M 10 <sup>-14</sup>
$K_{a,va}$	10 <sup>-4.86</sup>	M
$K_{a,bu}$	10 <sup>-4.82</sup>	M
$K_{a,pro}$	10 <sup>-4.88</sup>	M
$K_{a,ac}$	10 <sup>-4.76</sup>	M
$K_{a,co2}$	$10^{-6.35} \exp\left(\frac{7645}{R \cdot 100} \left(\frac{1}{T_{base}} - \frac{1}{T_{op}}\right)\right)$	M
$K_{a,IN}$	$10^{-9.25} \exp\left(\frac{51965}{R \cdot 100} \left(\frac{1}{T_{base}} - \frac{1}{T_{op}}\right)\right)$	M
$k_{A,Bva}$	1e10	M <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>
$k_{A,Bbu}$	1e10	M <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>
$k_{A,Bpro}$	1e10	M <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>
$k_{A,Bac}$	1e10	M <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>
$k_{A,Bco2}$	1e10	M <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>
$k_{A,BIN}$	1e10	M <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>
$P_{atm}$	1.013	bar
$p_{gas,h2o}$	$0.0313 \exp\left(5290 \left(\frac{1}{T_{base}} - \frac{1}{T_{op}}\right)\right)$	bar
$k_p$	5e4	ms <sup>3</sup> d <sup>-1</sup> bar <sup>-1</sup>
$k_{La}$	200	d <sup>-1</sup>
$K_{H,co2}$	$0.035 \exp\left(\frac{-19410}{R \cdot 100} \left(\frac{1}{T_{base}} - \frac{1}{T_{op}}\right)\right)$	M <sub>liq</sub> bar <sup>-1</sup>
$K_{H,ch4}$	$0.0014 \exp\left(\frac{-14240}{R \cdot 100} \left(\frac{1}{T_{base}} - \frac{1}{T_{op}}\right)\right)$	M <sub>liq</sub> bar <sup>-1</sup>
$K_{H,h2}$	$7.8e - 4 \exp\left(\frac{-19410}{R \cdot 100} \left(\frac{1}{T_{base}} - \frac{1}{T_{op}}\right)\right)$	M <sub>liq</sub> bar <sup>-1</sup>

Tabla 2.14 [7]

Parámetros obtenidos del trabajo de Juan David Hernandez Jaramillo [7].

Tanto para las condiciones iniciales como de influente se utilizaron los valores recomendados por Jeppsson y Nopens<sup>2</sup> los cuales son específicamente para lodos primarios de tratamiento municipal de aguas cloacales y son los siguientes:

Variable	Valor	Unidades
$S_{su,in}$	0,01	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{aa,in}$	0,001	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{fa,in}$	0,001	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{va,in}$	0,001	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{bu,in}$	0,001	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{pro,in}$	0,001	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{ac,in}$	0,001	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{h2,in}$	1,00E-008	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{ch4,in}$	1,00E-005	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{IC,in}$	0,04	kmol C/m <sup>3</sup>
$S_{IN,in}$	0,01	kmol N/m <sup>3</sup>
$S_{I,in}$	0,02	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{c,in}$	2	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{ch,in}$	5	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{pr,in}$	20	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{li,in}$	5	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{su,in}$	0	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{aa,in}$	0,01	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{fa,in}$	0,01	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{c4,in}$	0,01	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{pro,in}$	0,01	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{ac,in}$	0,01	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{h2,in}$	0,01	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{I,in}$	25	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{cat^+,in}$	0,04	kmol/m <sup>3</sup>
$S_{cat^-,in}$	0,02	kmol/m <sup>3</sup>

Tabla 2.15 [7]

Variable	Valor	Unidades
$S_{su}$	0,012	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{aa}$	0,0053	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{fa}$	0,099	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{va}$	0,012	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{bu}$	0,013	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{pro}$	0,016	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{ac}$	0,2	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{h2}$	2,30E-007	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{ch4}$	0,055	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{IC}$	0,15	kmol C/m <sup>3</sup>
$S_{IN}$	0,13	kmol N/m <sup>3</sup>
$S_I$	0,33	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_c$	0,31	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{ch}$	0,028	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{pr}$	0,1	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{hco3^-}$	0,14	kmol C/m <sup>3</sup>
$S_{nh3}$	0,0041	kmol N/m <sup>3</sup>
$S_{gas,h2}$	1,02E-005	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{gas,ch4}$	1,63	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{gas,co2}$	0,014	kmol C/m <sup>3</sup>

Tabla 2.16 [7]

$X_{li}$	0,029	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{su}$	0,42	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{aa}$	1,18	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{fa}$	0,24	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{c4}$	0,43	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{pro}$	0,14	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{ac}$	0,76	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_{h2}$	0,32	kg DQO/m <sup>3</sup>
$X_I$	25,6	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{cat}$	0,04	kmol/m <sup>3</sup>
$S_{an}$	0,02	kmol/m <sup>3</sup>
$S_{va}$	0,011	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{bu}$	0,013	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{pro}$	0,016	kg DQO/m <sup>3</sup>
$S_{ac}$	0,2	kg DQO/m <sup>3</sup>

Tabla 2.17 [7]

### Implementación del Modelo.

La implementación se realizó en simulink y se basó en el trabajo de Juan David Hernandez Jaramillo [7]. En un principio se calibró con los resultados provistos por la Benchmark Simulation ya mencionada y luego en base al tiempo de retención requerido y las relaciones de Volumen de líquido-Volumen de gas recomendado por la misma fuente se diseñó el reactor para el influente requerido por nuestro trabajo. De esta manera se pudo verificar una determinada cantidad de parámetros que eran requeridos para el proyecto.

### Implementación Simulink.



Figura 2.14

En la captura vemos los subsistemas en los que se basa la implementación.

Para poder comunicar los parámetros entre subsistemas se utilizaron los bloques de direccionamiento de señal FROM y GOTO.

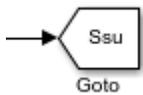


Figura 2.15

Cuando se utilice un from con el mismo nombre el mismo contiene el valor de este goto en la iteración correspondiente.

Cuando se definen parámetros se realiza de la siguiente manera:



Figura 2.16

Habiendo definido Top en el workspace de Matlab.

Captura del Workspace de Matlab:

Spro	9.0000e-04
Sproan	0.0160
Ssu	0.0090
Sva	9.0000e-04
Svaan	0.0110
Tbase	298.1500
Top	308.1500
tout	371x1 double
Vgas	15000

Figura 2.17

A modo de ejemplo se presentan capturas de distintas ecuaciones realizadas en álgebra de bloques.

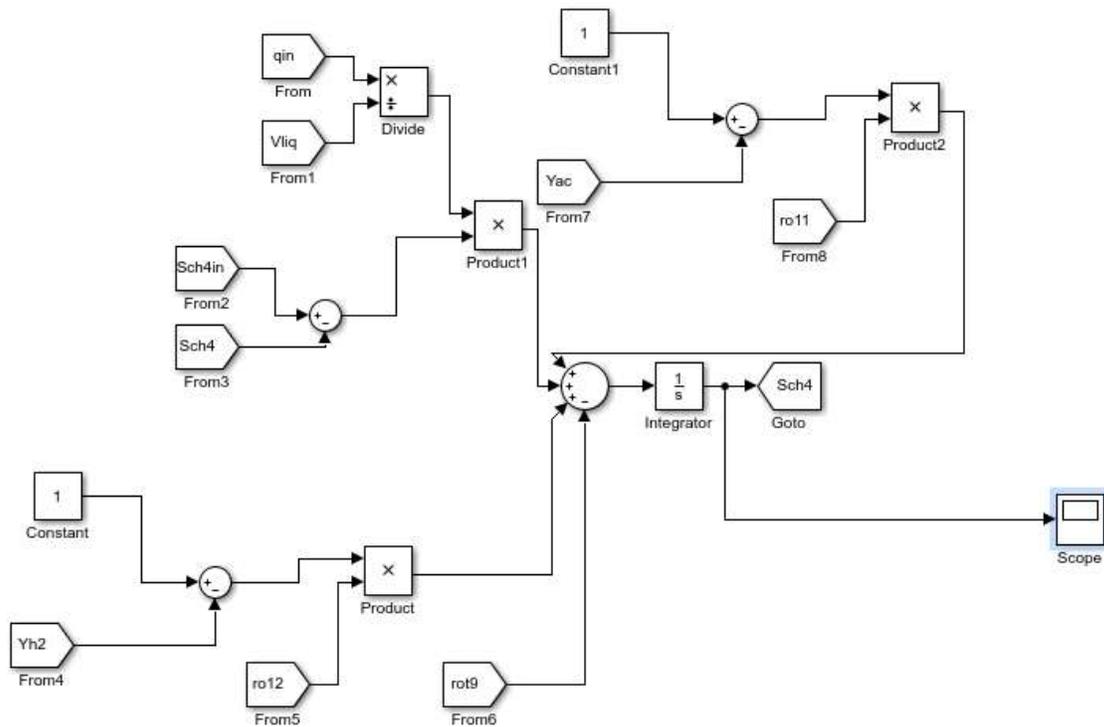


Figura 2.18 Ecuación diferencial para el metano disuelto

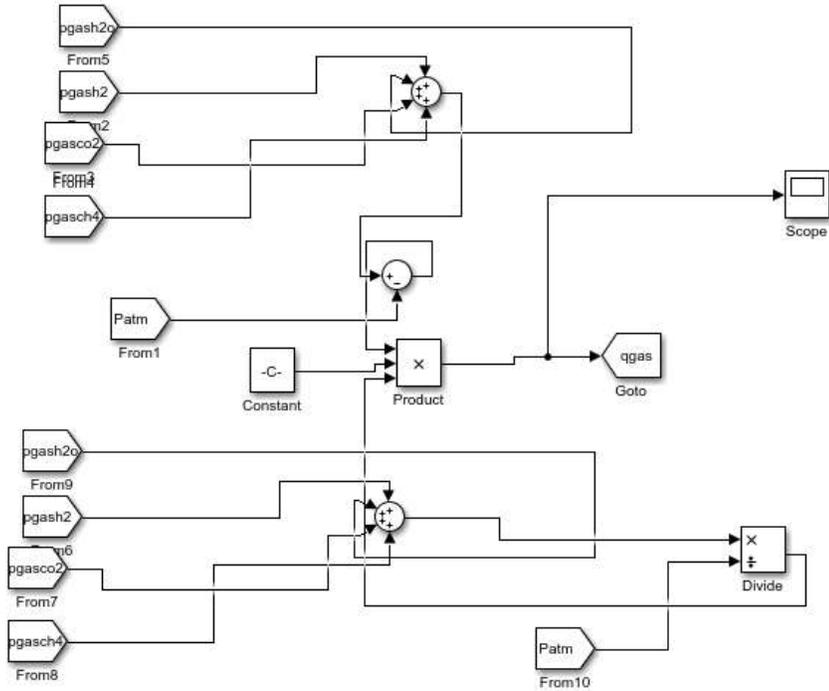


Figura 2.19 Caudal total de gas.

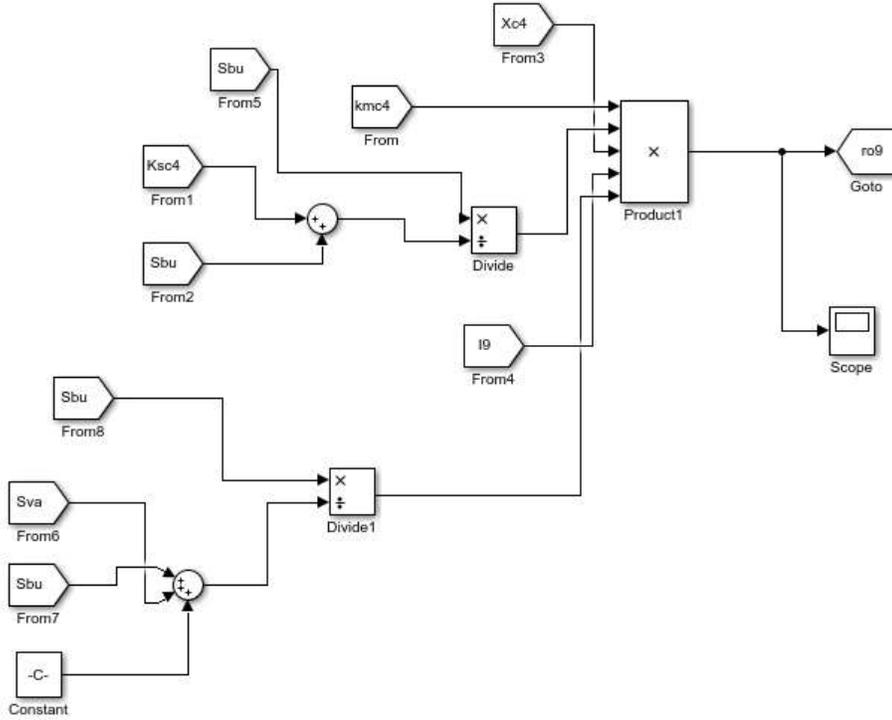
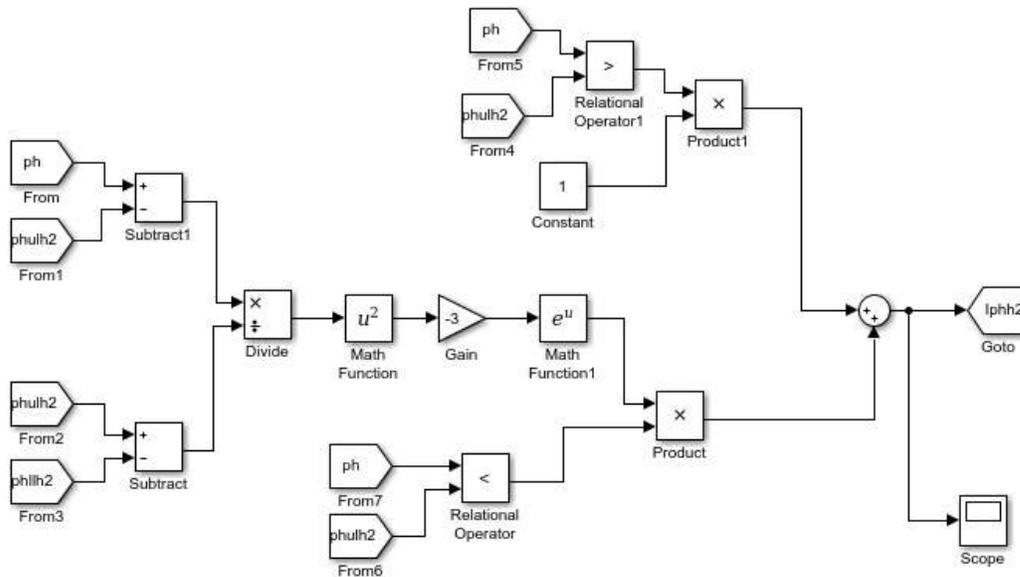


Figura 2.20 Cinética del consumo de buirato.



F20

Figura 2.21 Inhibición debido al pH.

### Resultados.

Se presentan a continuación los resultados más representativos para el proceso de digestión anaeróbica para un volumen de digestor de  $97000 \text{ m}^3$  para el líquido y  $15000 \text{ m}^3$  para el gas. Para elegir este volumen se tuvo en cuenta en principio el tiempo de residencia óptimo recomendado, el cual es de 15 días. Se podrá apreciar en las simulaciones que es allí donde se encontrarían los mejores resultados. Sin embargo no es este el tiempo de residencia finalmente elegido para el reactor. Esto se debe a que la ciudad de Mar del Plata posee períodos turísticos donde la población puede aumentar a más del doble. Además la lluvia también juega un factor que hace que el caudal de lodos sea mayor al establecido. Por lo tanto se decide sumar un porcentaje de volumen para salvaguardarse de estos dos factores, y de esta manera el tiempo de residencia no disminuya excesivamente. Como no se encontró en bibliografía un porcentaje específico se decide tomar como modelo el porcentaje que se aplica en la estación EDAR Sur Madrid. De esta manera el tiempo de residencia del reactor resulta de 26 días. El parámetro de temperatura ya citado en bibliografía se considera el óptimo y se simula para obtener el resultado efluente. La concentración de los compuestos que el modelo toma en cuenta para la fase gas, los cuales en este caso son los que queremos analizar, son el gas metano, el dióxido de carbono y el gas hidrógeno. Las unidades son en  $\text{kgDQO}/\text{m}^3$  y en el caso del  $\text{CO}_2$ , en

$\text{kmolC/m}^3$ , ya que el mismo no posee DQO. Los resultados se visualizan con el bloque scope de simulink. La simulación se corrió para un tiempo total de 200 días.

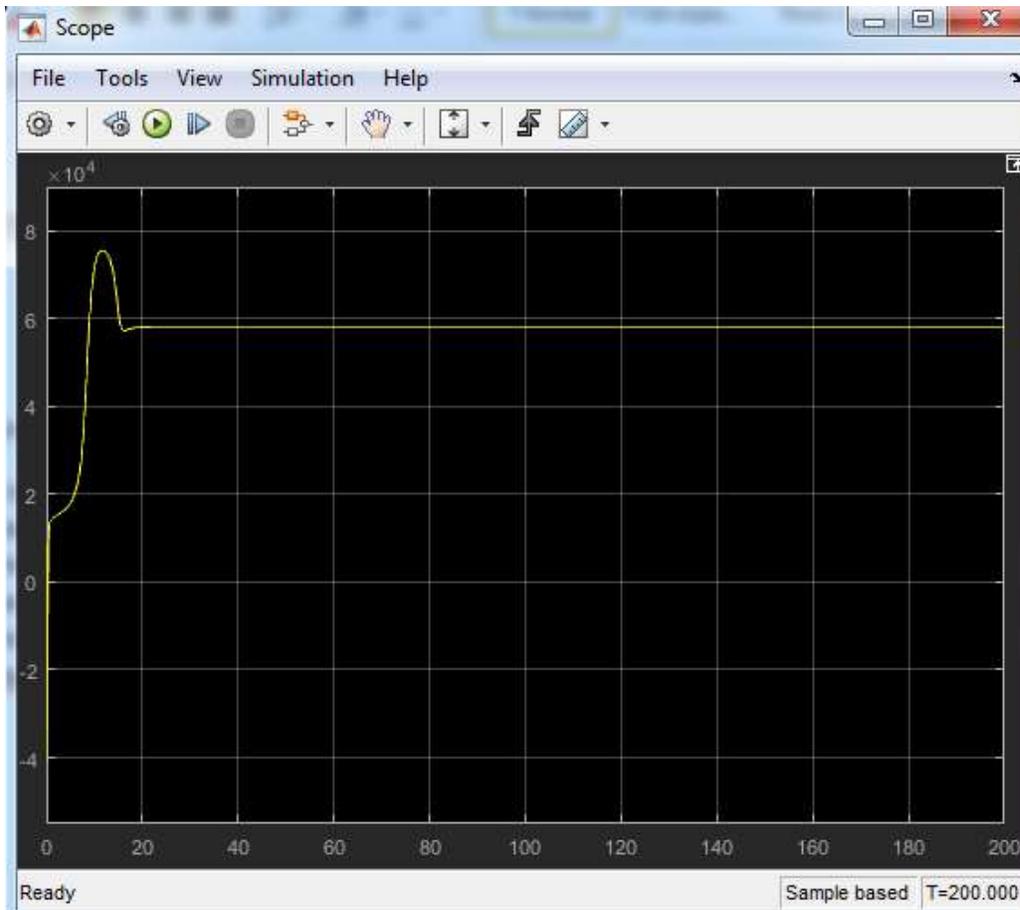


Gráfico 2.1 Caudal total de gas.  $\text{m}^3 \text{e}10^4$  vs días

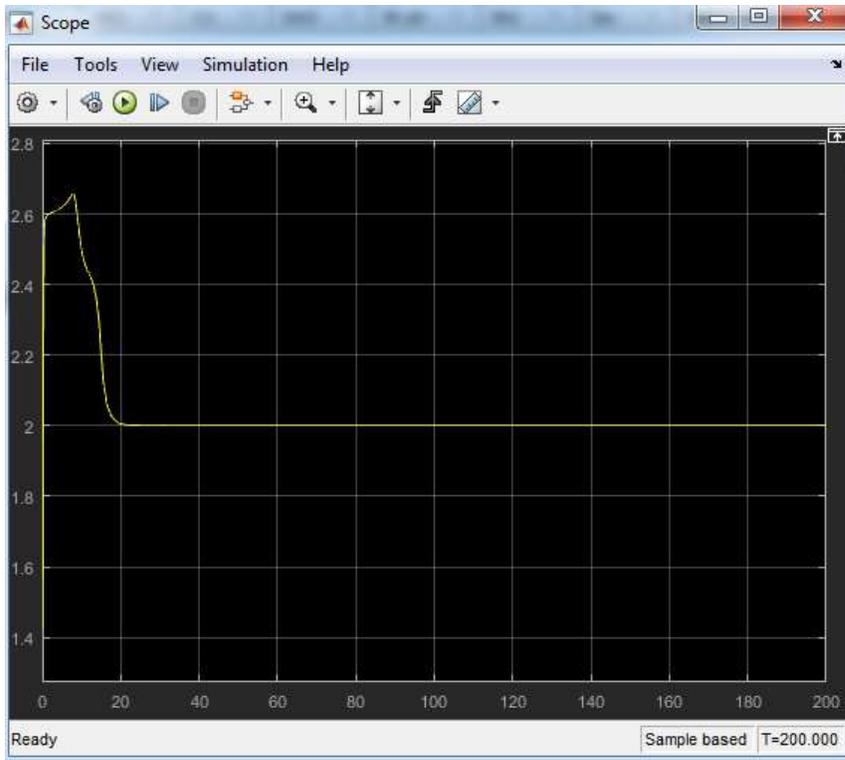


Gráfico 2.2 Concentración de gas metano.  $\text{kgDQO/m}^3$  vs días

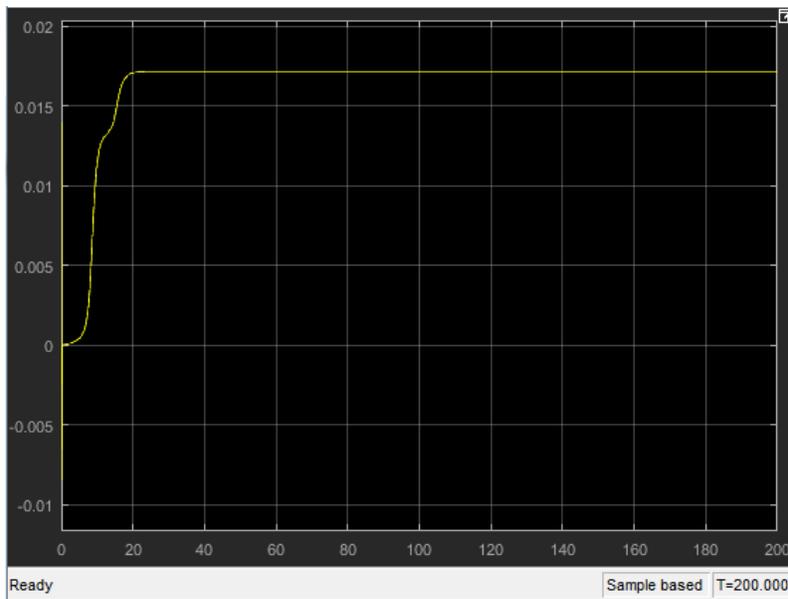


Gráfico 2.3 Concentración de gas dióxido de carbono.  $\text{kmolC/m}^3$  vs días

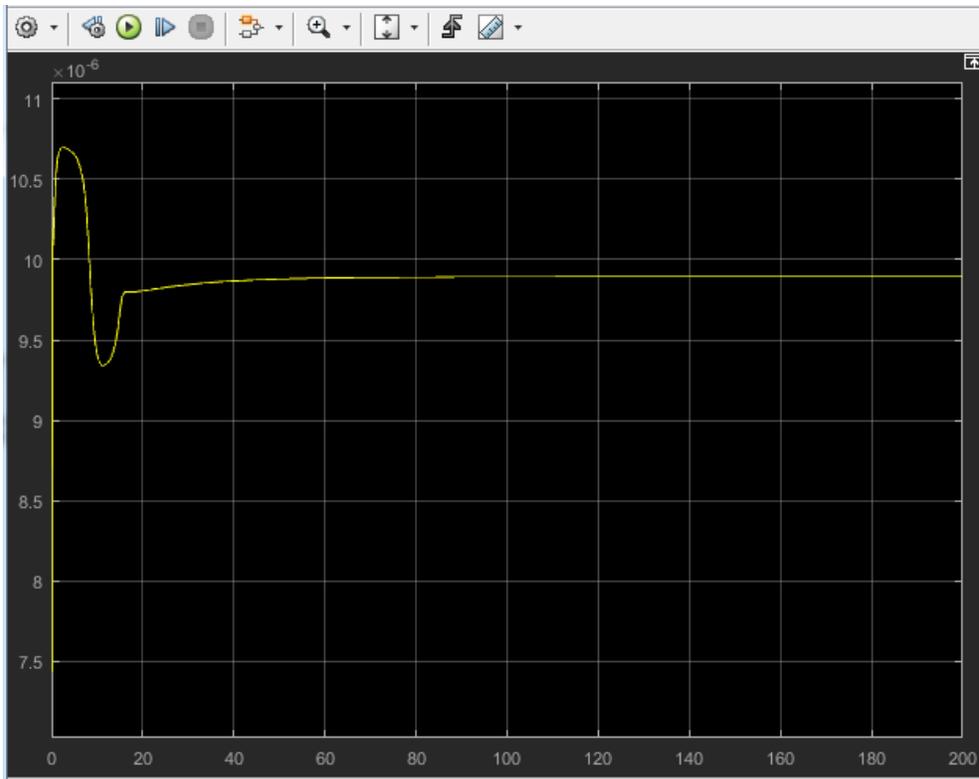


Gráfico 2.4 Concentración de gas hidrógeno.  $\text{kgDQO/m}^3 \cdot 10^{-6}$  vs días

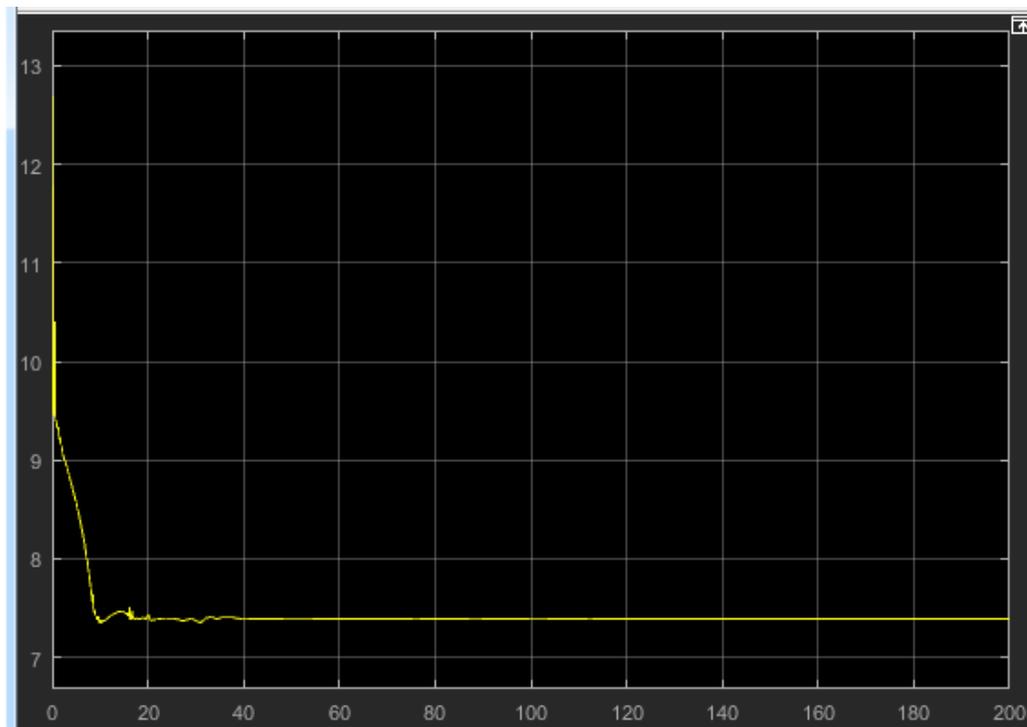


Gráfico 2.5 Evolución del pH.

Se nota que la concentración de hidrógeno en gas es 6 órdenes de magnitud menor que la de metano y también mucho menor que la de dióxido de carbono. Esto conlleva a que de acá en adelante no haga falta tenerlo en cuenta.

Se obtienen entonces en estado estacionario los siguientes valores:

Qgas m <sup>3</sup> /día	Sch4 kgDQO/m <sup>3</sup>	SCO <sub>2</sub> kmolC/m <sup>3</sup>	pH
58300	2	0,0152	7,5

**Tabla 2.18 Resultados**

También se nota que al ser siempre el pH mayor a 7 nunca hay inhibición por este mecanismo.

Realizando la conversión de unidades de CH<sub>4</sub> a mol/litro sabiendo que un mol de metano consume 4 moles de oxígeno se obtiene la fracción molar de metano y de dióxido de carbono en el biogás.

$$\%co2 := \frac{0.0152}{0.046} = 0.33$$

$$\%ch4 := \frac{0.031}{0.046} = 0.674$$

Se resumen a continuación los resultados más importantes:

Volumen del reactor m <sup>3</sup>	112000
Caudal de Biogas m <sup>3</sup> /d	58300
Fracción mol de CH <sub>4</sub>	0,67
Fracción mol de CO <sub>2</sub>	0,33

**Tabla 2.19 Resultados**

Se presenta a continuación una tabla donde se detallan las concentraciones permitidas por ENARGAS para distintos componentes en el gas natural. La misma será útil para cuando se traten en el capítulo siguiente los métodos de purificación.

Especificaciones de Calidad del Gas Natural	Limites Flexibilizados	Método de Control
Vapor de agua (H <sub>2</sub> O)	65 mg/m <sup>3</sup>	ASTM D 1142 / IRAM-IAPG A 6856
Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )	3 % molar (***)	ASTM D 1945 / GPA 2261 / IRAM-IAP A 6852
Total de Inertes	Ver Anexo II pto. 1	ASTM D 1945 / GPA 2261 / ISO 6976 / IRAM-IAP A 6852
Oxígeno (O <sub>2</sub> )	0,2 % molar	ASTM D 1945 / GPA 2261 / IRAM-IAP A 6852
Sulfuro de Hidrógeno (SH <sub>2</sub> )	6 mg/m <sup>3</sup>	GPA 2377 / IRAM-IAPG A 6860
Azufre Entero	20 mg/m <sup>3</sup>	GPA 2377 / IRAM-IAPG A 6860 / IRAM-IAPG A 6861
Hidrocarburos condensables (HC)	Ver Anexo II pto. 5	GPA 2286 y Ecuación de Estado
Poder calórico superior (PCS)	S/índice de Wobbe y PRHC	GPA 2172 / ISO 6976 / IRAM-IAPG A 6854 / ASTM D3588
Temperatura	50°C	Medición "in situ"
Partículas sólidas y líquidas	Ver Anexo I pto. 10	Análisis citados en Pto. 10
Índice de Wobbe (PCS/δ <sup>1/2</sup> ) (1)	Mín 11.300; Máx 12.470	ISO 6976 / IRAM-IAPG A 6854

Tabla 2.20 Calidad de Gas. ENARGAS.

### 3. Procesos de purificación de Biogás

#### Introducción

En este capítulo se comenzará presentando algunos de los métodos de purificación de biogás. En nuestro caso el biogás contiene como contaminante  $\text{CO}_2$ . Otro contaminante común que suele encontrarse en trazas o muy pequeñas cantidades según lo visto en bibliografía es el  $\text{H}_2\text{S}$ . Sin embargo el modelo utilizado en el capítulo 2 no cuenta con su predicción. De todas maneras los métodos que se verán más adelante también remueven el sulfuro de hidrógeno. Se decide sobredimensionar un poco el proceso de captura de dióxido de carbono para aprovechar y capturar pequeñas concentraciones de  $\text{H}_2\text{S}$  si llegara a haberlas. Se realiza luego un análisis termodinámico de la destilación criogénica y de la absorción mediante aminas (método considerado en bibliografía como el más conveniente, sobre todo la absorción química en cuanto a eficiencia y costos operativos). Los resultados obtenidos en los análisis recién mencionados servirán para definir algunos de los parámetros de operación para la simulación del capítulo 6.

#### Principales métodos de purificación de biogás

Se utilizó para para reever los principales métodos de purificación de Biogás el trabajo de Betzabet Morero, Purificación de biogás con tecnologías de producción limpias [2]. En el mismo se describen los distintos métodos en base a su complejidad, costo y capacidad de remoción. De esta manera se eligió los que se consideraban de conveniencia.

#### Resumen de las principales características de las tecnologías de purificación de biogás

En la Tabla 3.1 se resumen la complejidad y los costos de las diferentes tecnologías mencionadas como se presentan en la fuente [2], así como también la eficiencia lograda en cada caso. Los procesos de absorción físicos y químicos son los más simples, los cuales tienen amplio uso en la industria del gas natural, lo que significa que ya han sido suficientemente ensayados y han dado prueba de su eficiencia. Finalmente, presentan un bajo coste (en comparación con los demás), son relativamente simples y tienen buena capacidad para remover también  $\text{H}_2\text{S}$ . [2]

Absorción física	Alta eficiencia de purificación >98% v/v CH <sub>4</sub> . Remueve CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S (aunque este último puede ser corrosivo para el equipo). Son tal vez los métodos más simples de limpieza de biogás.
Absorción química	Principalmente se utiliza para remover CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S y vapor de agua. La eficiencia es alta aunque varía en función del compuesto químico utilizado.
Adsorción en una superficie sólida	A partir de una buena elección del adsorbente, el proceso puede remover CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> S, humedad y otras impurezas simultánea o selectivamente, con eficiencia superior al 98%. Desventaja: proceso costoso, con alta caída de presión y requerimiento de calor.
Separación por membrana	Para alta purificación de metano, la permeabilidad debe ser alta. Aunque los procesos de separación multietapas pueden lograr 98% v/v de metano, la presión necesaria es muy alta. Según el tipo de membrana se puede remover CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S.
Separación criogénica	Este proceso tiene la ventaja de que permite la recuperación de los componentes puros en forma líquida, que puede transportarse fácilmente. Aunque no presenta alta eficiencia en la remoción de CO <sub>2</sub> . Y es un procesos muy costoso.
Método de conversión química	Reduce la concentración de gas indeseable a niveles trazas. El más conocido es la metanización (convierte CO <sub>2</sub> + H <sub>2</sub> en agua y metano), que tiene un alto requerimiento de H <sub>2</sub> , volviendo el proceso inadecuado.
Separación biológica	Es muy eficiente en la eliminación de H <sub>2</sub> S, logrando niveles de remoción del 99%. Se solucionan los problemas de disposición final. Se reducen los requerimientos químicos y los costos de energía.

Tabla 3.1 Métodos de purificación [2]

Dado el alto caudal de biogás que se maneja y que además se requiere purificarlo para cumplir los requisitos de ENARGAS (vistos en el capítulo 2), los cuales resultan muy exigentes para muchos de los métodos vistos, se decide que lo más factible es utilizar una absorción química o una destilación criogénica.

## 2- Absorción química

La absorción de contaminantes en el biogás se da a través de la formación de enlaces químicos reversibles entre el solvente y el soluto. Mediante la aplicación de energía en forma de calor se puede regenerar el solvente rompiendo estos enlaces. Los solventes más utilizados son las soluciones acuosas de aminas.

El área de contacto, la turbulencia y la concentración de solvente son factores fundamentales para aumentar la remoción de contaminantes. Las soluciones de aminas pueden ser regeneradas en un destilador para ser utilizadas nuevamente y formar de esta manera un circuito cerrado. Luego de salir del regenerador se deben enfriar para volver a entrar a la torre de absorción. Las alcanolaminas tales como mono, di y metil etanolamina (MEA, DEA y MDEA) son muy usadas en procesos industriales a gran escala. Algunas alcalonaminas absorben selectivamente  $H_2S$ ,  $CO_2$ , o pueden absorber ambos. La utilización de DEA requiere de altas presiones de operación. Un caso similar al que se plantea en este trabajo se encuentra en Gothenburg (Suecia) y trata aproximadamente 1600 m<sup>3</sup> de biogás por hora a partir de una planta de aguas cloacales local. El biogás purificado es inyectado a la red de gas natural y vendido a una red de estaciones de servicio para vehículos locales. En esta planta se utiliza la absorción química por aminas.

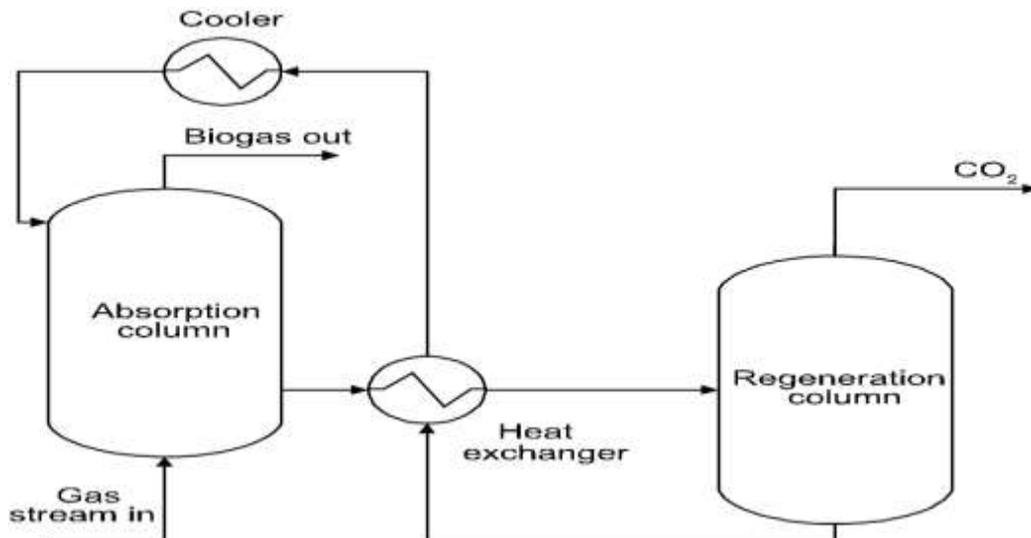


Figura 3.1 Diagrama de flujo, Absorción química

## 5-Separación criogénica

En este proceso el biogás crudo es comprimido a muy altas presiones. El componente tiene la ventaja de que permite la recuperación del componente puro en forma líquida. Con este proceso se puede obtener metano con muy baja concentración de contaminantes. El principio radica en que el  $\text{CO}_2$  y el  $\text{CH}_4$  licúan a diferentes temperaturas y presiones. Debido al enfriamiento y compresión del biogás es posible obtener el  $\text{CO}_2$  licuado y separarlo del biogás enriquecido.

La obtención de  $\text{CO}_2$  líquido presente una ventaja, como ya se mencionó, ya que sino la captura y transporte del  $\text{CO}_2$  se vuelve un problema que se traduce a los costos operativos.

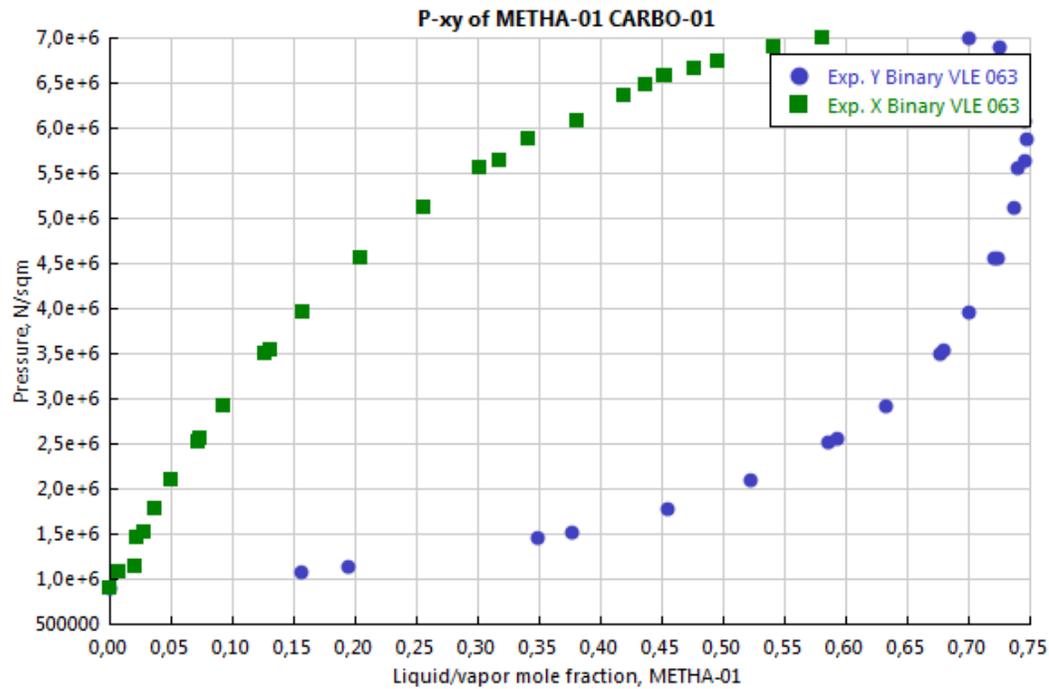
El hecho de no usar productos químicos presenta una ventaja para el medio ambiente. Esto, más el fácil transporte del  $\text{CO}_2$ , vuelven al método eficiente en cuanto a que se pueden procesar grandes cantidades de biogás de manera continua y eficiente.

Este método conlleva altos costos operativos ya que se trabaja a muy altas presiones y esto requiere de una serie de compresores, turbinas, intercambiadores de calor, entre otros equipos.

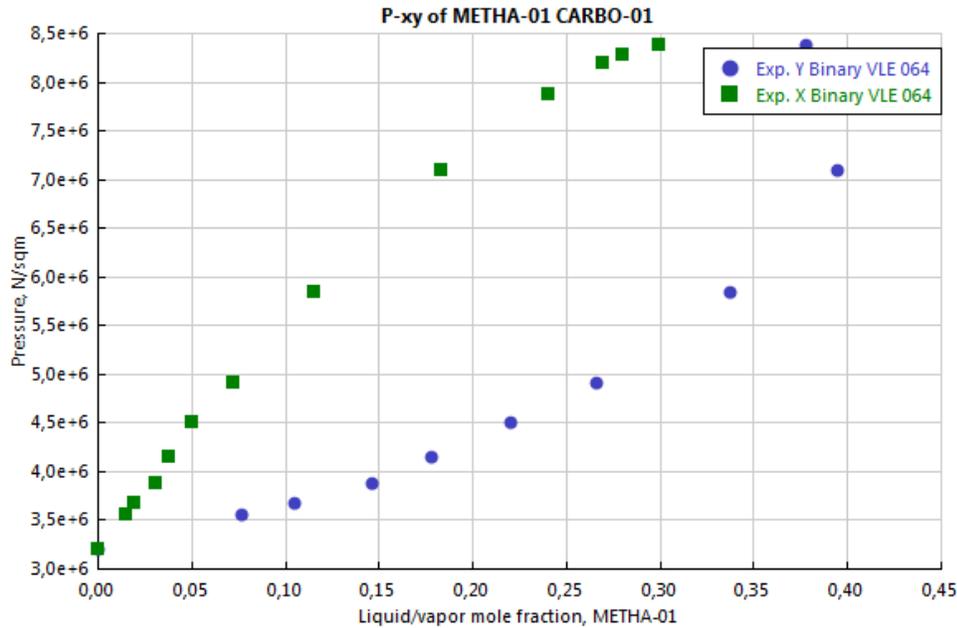
## Análisis Termodinámico.

### Separación Criogénica.

De una base de datos de datos experimentales se obtienen datos de equilibrio líquido vapor a temperatura constante.



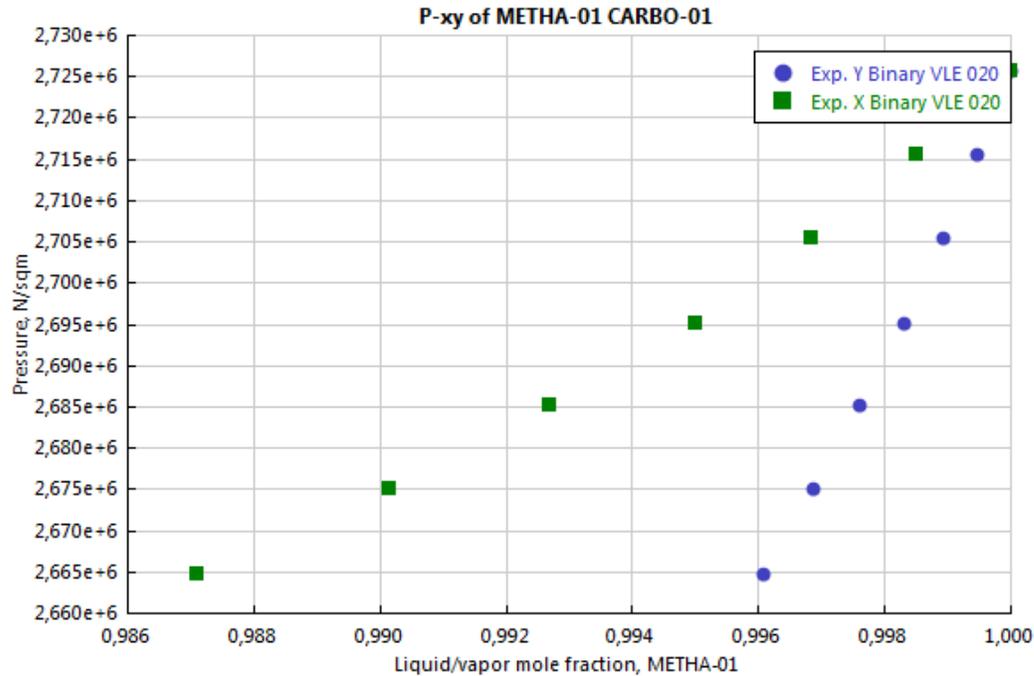
**Gráfico 3.1** Wei, M. S.-W.; Brown, T. S.; Kidnay, A. J.; Sloan, E. D. J. Chem. Eng. Data, 1995, 40, 726-731. T=cte=230 K



**Gráfico 3.2** Wei, M. S.-W.; Brown, T. S.; Kidnay, A. J.; Sloan, E. D. J. Chem. Eng. Data, 1995, 40, 726-731. T=cte = 270 K

Se puede apreciar la gran diferencia en la fracción mol de vapor menor de metano obtenida al aumentar la temperatura de trabajo. Para 4.500.000 Pa a 230K se obtiene un fracción de 0.725 y en cambio a 270K de 0.225. Así mismo al aumentar la presión vemos que aumenta la fracción mol de metano en fase vapor.

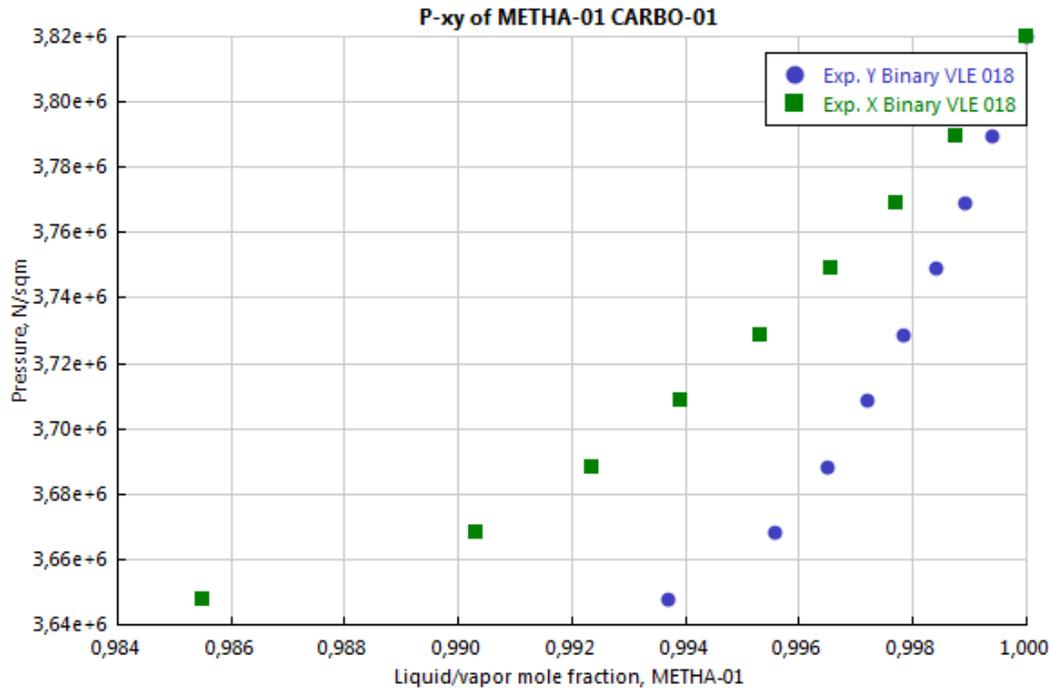
Como vemos a continuación para obtener fracciones molares en vapor de metano mayores a 0.9 debemos trabajar en temperaturas más bajas, entre 170K y 180 K.



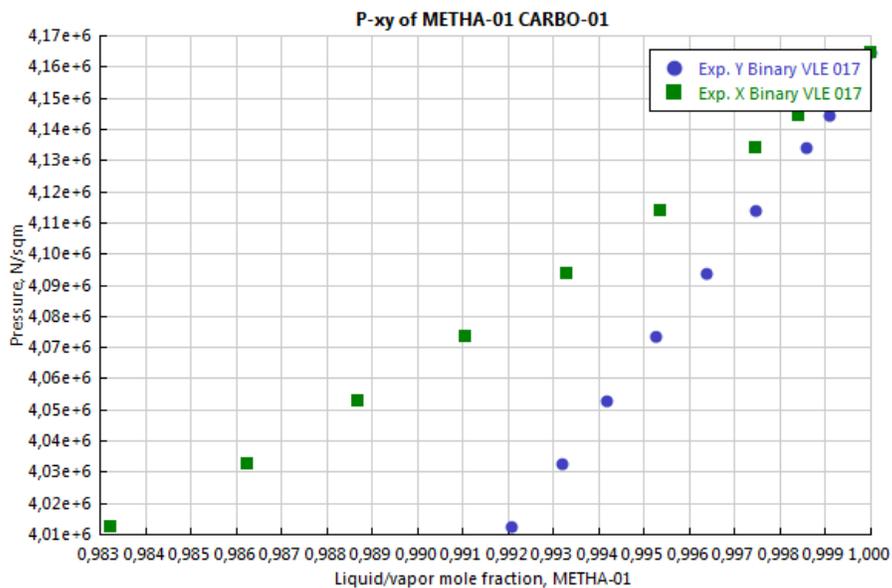
**Gráfico 3.3** Neumann, A.; Walch, W. Chem.-Ing.-Tech., 1968, 40(5), 241-244 Vapor-Liquid Equilibrium of CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> in the Region of Low Temperatures and Small CO<sub>2</sub> Mole Fractions. T=173K

También se puede ver como a mayor presión se obtienen fracciones molares de vapor más cercanas a 1.

A medida que aumentamos la temperatura, para mantener estas fracciones molares se debe trabajar a mayor presión como se verá a continuación.



**Gráfico 3.4** Neumann, A.; Walch, W. Chem.-Ing.-Tech., 1968, 40(5), 241-244 Vapor-Liquid Equilibrium of CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> in the Region of Low Temperatures and Small CO<sub>2</sub> Mole Fractions. T=183 K



**Gráfico 3.5** Neumann, A.; Walch, W. Chem.-Ing.-Tech., 1968, 40(5), 241-244 Vapor-Liquid Equilibrium of CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> in the Region of Low Temperatures and Small CO<sub>2</sub> Mole Fractions. T=186 K

Se antepone de esta manera distintos modelos termodinámicos y resulta que el que mejor condice con los datos experimentales es el modelo de Peng-Robinson. Se muestra a continuación para una temperatura de 173 K la simulación. Se podrá apreciar que las predicciones en cuanto a presión están un poco por debajo de los datos experimentales.

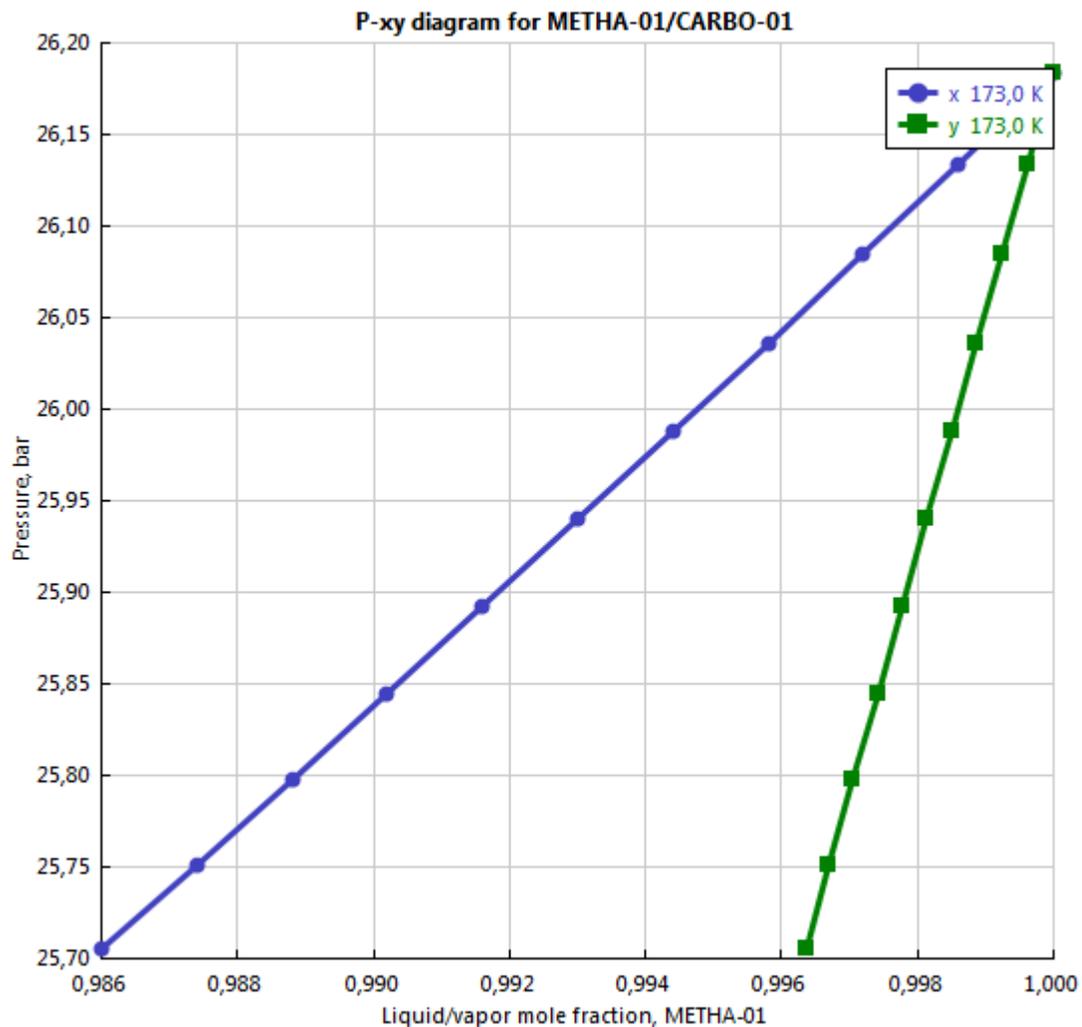


Gráfico 3.6

## Absorción Química.

### Comportamiento de los gases en soluciones acuosas de aminas.

A partir del modelo de Kuranov presente en la siguiente figura podemos observar un esquema del modelo que correlaciona la solubilidad de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  en soluciones acuosas de MDEA.

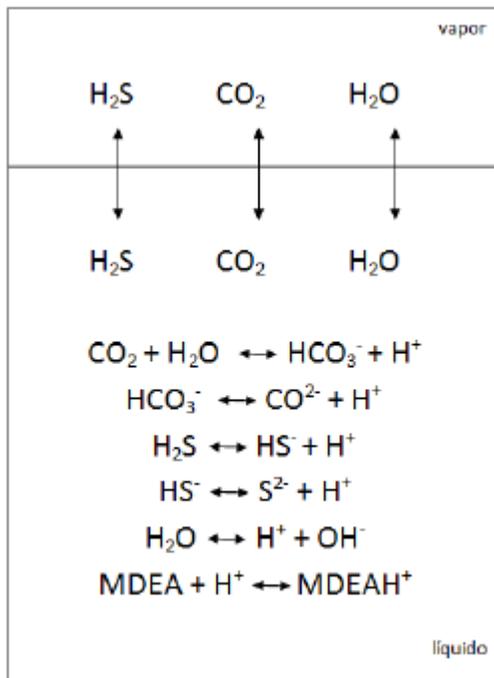


Figura 3.4

Debido a las reacciones en la fase líquida, el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno se disuelven en la fase líquida no solo de manera neutra, sino también como iones no volátiles. Esto significa que los cálculos líquido vapor requieren de una solución simultánea de las ecuaciones de equilibrio de fases, de equilibrio químico y de balances de materia.

La condición de equilibrio química da la siguiente ecuación para una reacción determinada reacción química R:

$$K_R(T) = \prod_i a_i^{v_{iR}}$$

Tenemos además las siguientes ecuaciones para la cantidad total de dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, MDEA y agua.

$$\bar{n}_{CO_2} = n_{CO_2} + n_{HCO_3^-} + n_{CO_3^{2-}}$$

$$\bar{n}_{H_2S} = n_{H_2S} + n_{HS^-} + n_{S^{2-}}$$

$$\bar{n}_{MDEA} = n_{MDEA} + n_{MDEAH^+}$$

$$\bar{n}_w = n_w + n_{HCO_3^-} + n_{CO_3^{2-}} + n_{OH^-}$$

Condición de electroneutralidad:

$$\sum_i z_i m_i = 0 \quad [2]$$

Con estas ecuaciones, a una dada temperatura y número total de moles de los componentes de la mezcla se obtiene la composición en fase líquida. Luego se puede aplicar la condición de equilibrio líquido vapor para calcular la presión total y la composición en la fase gas.

$$\phi_w^V \cdot y_w \cdot P = a_w \cdot P_w^s \cdot \phi_w^s \exp \frac{v_w(P - P_w^s)}{RT}$$

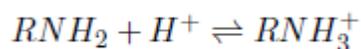
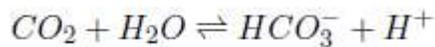
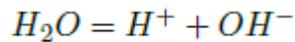
$$\phi_i^V \cdot y_i \cdot P = H_{i,w}^{(m)}(T, P_w^s) \exp \frac{v_{i,w}^\infty (P - P_w^s)}{RT} m_i \gamma_i^* \quad [2]$$

Los coeficientes de actividad se calculan a partir de la ecuación de Pitzer.

### Modelos Termodinámicos y selección de la amina.

Primero se sacan algunas conclusiones observando las reacciones que ocurren en la amina.

Para la absorción de  $\text{CO}_2$  de una amina primaria las principales reacciones que ocurren son:



Teniendo en cuenta la Ley de Henry sabemos que la concentración de equilibrio del dióxido de carbono en solución es proporcional a su presión en fase gas. Por lo tanto la hidrólisis e ionización del dióxido de carbono, la protonación de la amina y la formación de carbamatos son impulsadas a la derecha cuando aumenta la presión parcial del gas ácido. Además las reacciones de equilibrio también son sensibles a la temperatura causando un aumento de la presión de vapor de los gases ácidos con el aumento de la misma. De esta manera se pueden arrastrar los gases absorbidos aplicando calor.

Luego en base a simulaciones se analizó el comportamiento de distintas aminas primarias, secundarias y terciarias respecto de sus distintas funcionalidades. Las simulaciones fueron realizadas para cada amina manteniendo condiciones de operación idéntica y sus respectivas cargas máximas recomendadas por el simulador, ya que a mayores fracciones másicas la predicción del modelo no es tan buena. Es por esto que las aminas se encuentran en solución acuosa. Cuando se analizó los efectos de temperatura y presión se eligió un flujo mucho mayor al necesario para todas las soluciones acuosas de aminas, en este caso de 800 kmol/hr. Las simulaciones fueron realizadas con el paquete termodinámico Amine Package, muy utilizado para el endulzamiento de gas natural. El mismo permite elegir el modelo semiempírico de Kent-Eisenberg. Este es un modelo VLE que predice la presión parcial de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  en aminas primarias y secundarias. Las no idealidades, representadas por

coeficientes de actividad, se agrupan en dos pseudo constantes de equilibrio y son función de la temperatura. Se simuló un absorbedor con sus respectivas entradas de amina y biogás (en las condiciones obtenidas a partir del modelo cinético) y mediante la variación del parámetro seleccionado se analizó la composición de salida. Para sobredimensionar un poco el proceso, se utilizó un caudal de biogás de aproximadamente  $61.000 \text{ m}^3$ , medidos a  $35 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $100 \text{ kPa}$ , ya que si por cambios en el caudal entrante de lodos al reactor, el tiempo de residencia estuviese entre 15 y 20 días, aumentaría un poco el caudal de biogás respecto del previsto.

Se presentan a continuación las condiciones del Biogás a la entrada. La presión es de  $200 \text{ kPa}$  ya que como se verá más adelante es la presión elegida para operar el absorbedor.

Temperatura	$35 \text{ }^\circ\text{C}$
Presión	$200 \text{ kPa}$
Caudal molar	$100,3 \text{ kmol/hr}$
Fracción mol $\text{CH}_4$	$0,67$
Fracción mol $\text{CO}_2$	$0,33$

Tabla 3.1 Condiciones de entrada del Biogás para todas las simulaciones

Se analizaron las siguientes aminas: MEA, DEA, DGA, MDEA.

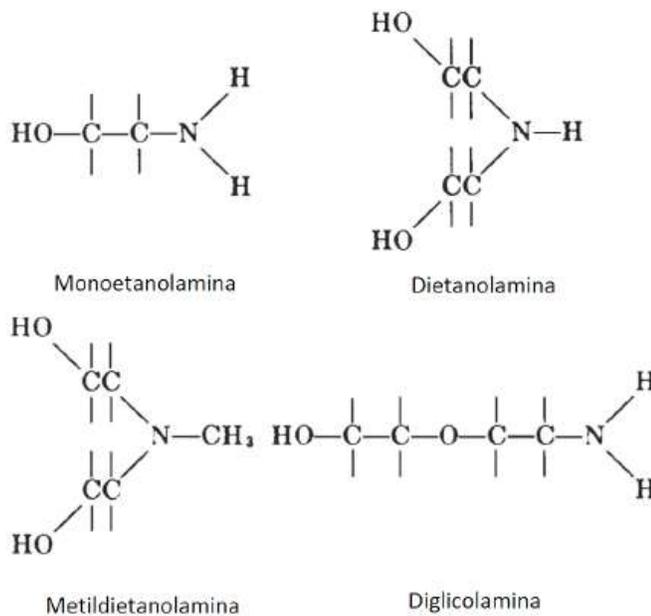


Figura 3.5

Las cargas máximas para las soluciones acuosas de amina son:

MDEA	0,49
DGA	0,69
DEA	0,49
MEA	0,29

Tabla 3.2 Fracción másica máxima recomendada por el simulador UNISIM

Las fracciones másicas difieren en 0.01 de la máxima permitida, para que en el futuro, cuando se plantee el circuito cerrado, preveer que no pase en ningún momento de la máxima. Esto puede pasar por alguna pequeña pérdida de agua en el destilador, donde esta fracción másica permitida se supera muy fácilmente.

Además:

Presión	200 kPa
Caudal molar	800 kmol/hr

Tabla 3.3 Presión y caudal molar para todas las aminas en el absorbedor simulado

Los resultados al variar la temperatura son los siguientes:

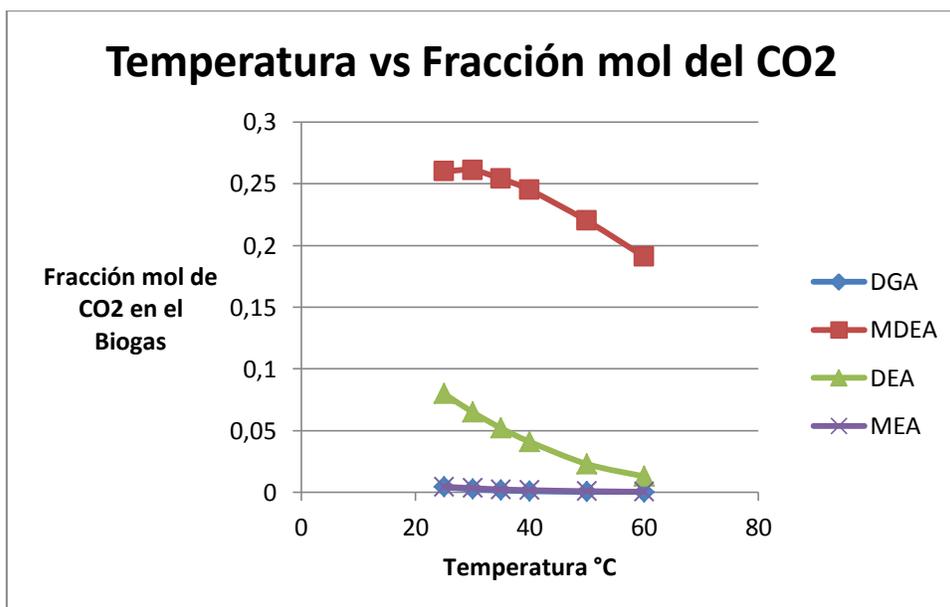


Gráfico 3.7 Fracción mol de CO<sub>2</sub> en el gas purificado a distintas temperaturas. P=200 kPa

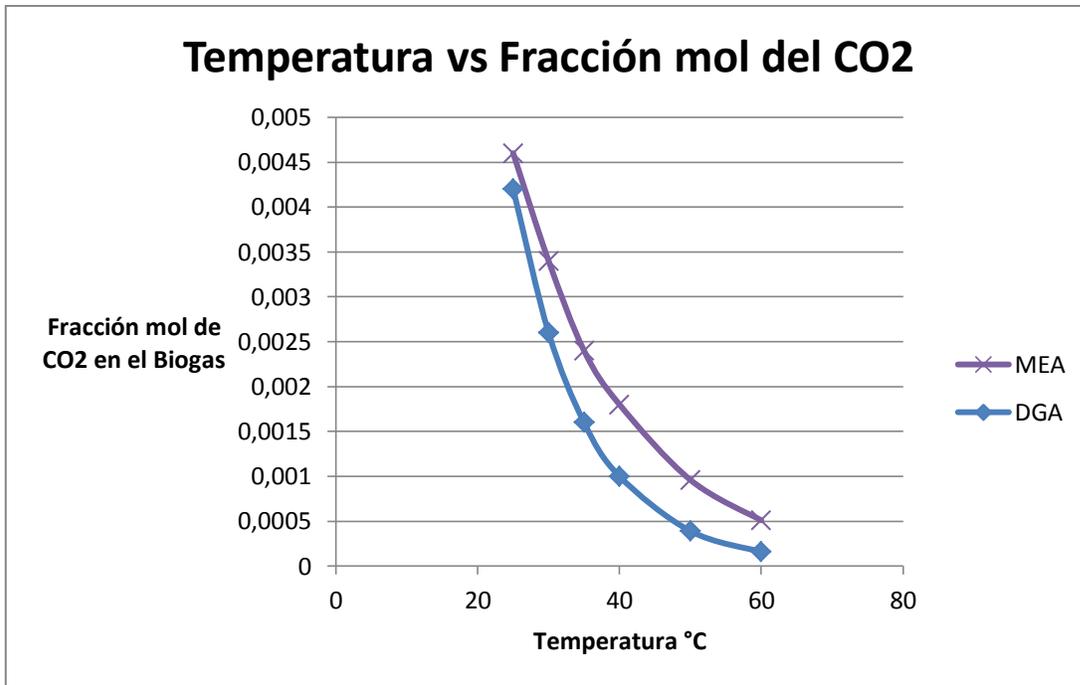


Gráfico 3.8 Fracción mol de CO<sub>2</sub> en el gas purificado a distintas temperaturas. P=200 kPa

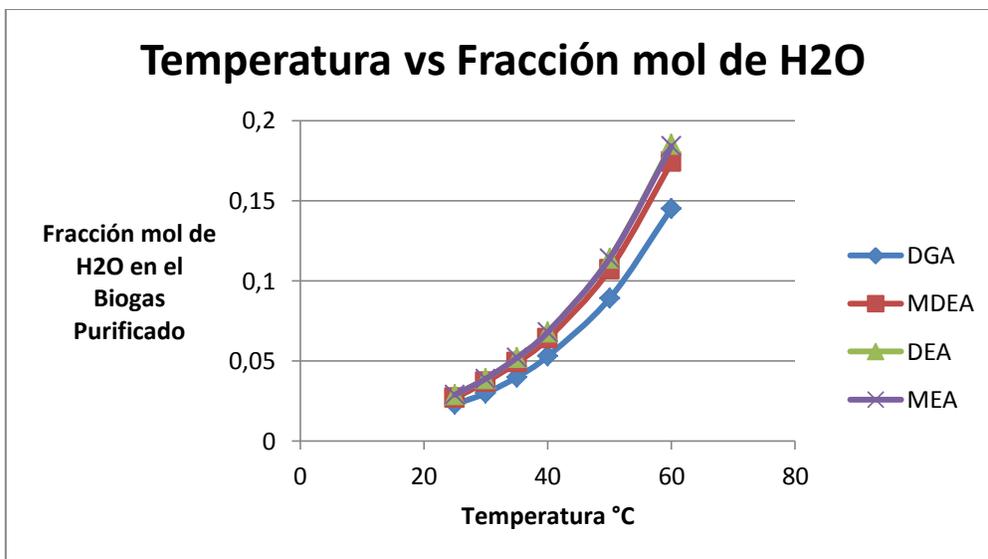


Gráfico 3.9 Concentración de agua en el gas purificado a distintas temperaturas. P= 200 kPa

Se pueden obtener las siguientes conclusiones:

- Comportamiento distinto de la MDEA respecto de las demás aminas. Esto se debe a que es una amina terciaria y por lo tanto posee una baja velocidad de reacción con  $\text{CO}_2$ .
- La concentración de  $\text{CO}_2$  en el biogás no aumenta significativamente con el aumento de la temperatura.
- Además al aumentar la temperatura aumenta la concentración de agua en el biogás por lo que disminuirá la concentración de metano en el biogás.
- Podemos observar una mejor performance de la DGA respecto de las otras. Esto se debe a no sólo que es una amina primaria, sino que además posee mayor fuerza básica que las demás y cuanto mayor es la fuerza básica mayor será la capacidad para remover gases ácidos. También al tener menor presión de vapor que las demás se puede utilizar más concentrada.

En base a los resultados analizados se concluye que la mejor amina para llevar a cabo el proceso es la DGA. Con esta se considera que podremos obtener un proceso donde se minimicen los costos obteniéndose una concentración de dióxido de carbono igual o menor a la requerida. No se ha considerado para la elección la toxicidad de cada una de las soluciones acuosas de aminas ya que, al ser un circuito cerrado, se supone que no se pierde nada de las mismas al ambiente.

#### **Análisis de los modelos termodinámicos frente a datos experimentales.**

Unisim posee un paquete termodinámico específico para aminas. El mismo permite elegir el modelo semiempírico de Kent-Eisenberg. Este es un modelo VLE que predice la presión parcial de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  en aminas primarias y secundarias. Las no idealidades, representadas por coeficientes de actividad, se agrupan en dos pseudo constantes de equilibrio y son función de la temperatura.

A continuación tenemos un gráfico donde se muestran los datos de solubilidad vs presión parcial de  $\text{CO}_2$  para datos experimentales (Martin et al. 1978) y para la predicción del modelo de Kent-Eisenberg.

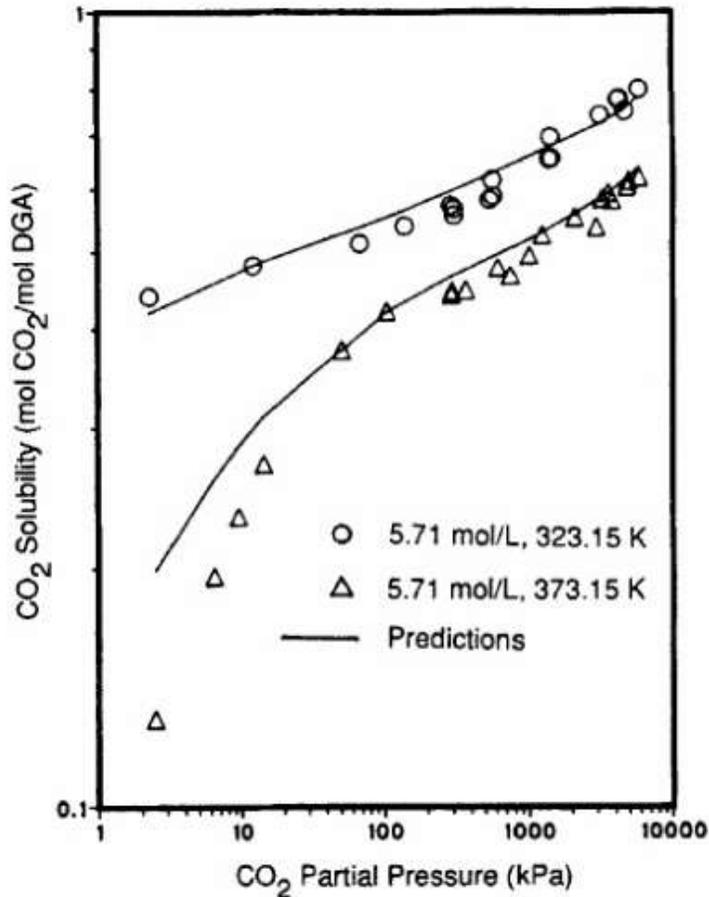
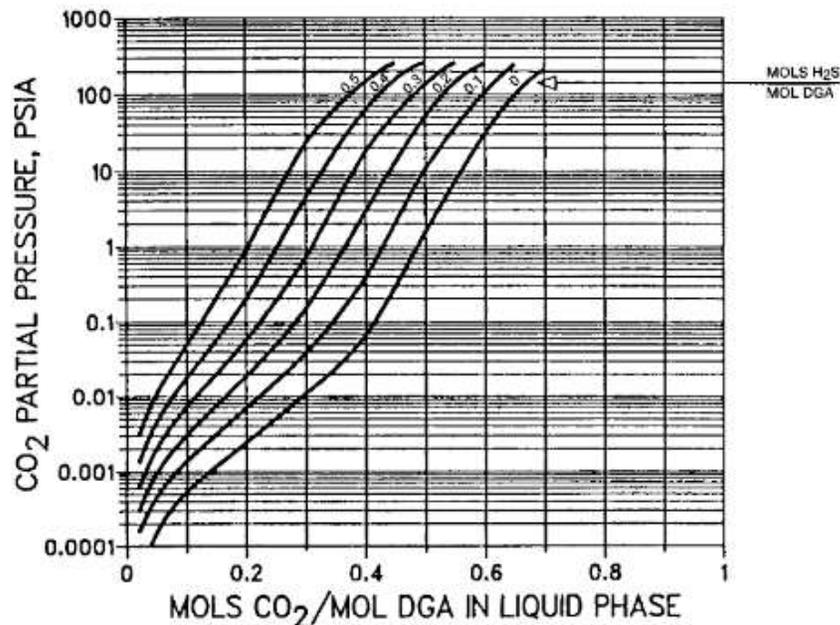


Gráfico 3.10 Martin et al. 1978. Gas Purification, Khol. 1997.

Vemos que a las menores temperaturas ambos modelos ajustan muy bien, siendo la predicción de los datos para la DGA muy buena.

### Análisis del proceso de absorción

Se requiere conocer la cantidad de amina necesaria para lograr la separación del dióxido de carbono del biogás. Como se vio anteriormente, el modelo de Kent-Eisenberg ajusta muy bien los datos experimentales por lo que se utilizarán datos experimentales obtenidos del libro Gas purification de Khol.



**Figure 2-36.** CO<sub>2</sub> partial pressure curves for the Diglycolamine agent - H<sub>2</sub>S - CO<sub>2</sub> - H<sub>2</sub>O system at 100°F, 65/35 amine-water weight ratio. (Dingman et al., 1983)

Gráfico 3.11 Gas Purification, Khol. 1997 [4].

Presión parcial de CO<sub>2</sub>=0.33\*14.6 pisa=4.84 psia

Según el gráfico la solubilidad en líquido es de 0.53 mol de CO<sub>2</sub> por cada mol de DGA en solución acuosa. Por lo tanto se necesitan 65 kmoles/hora de DGA, considerando un 100% de captura de CO<sub>2</sub>. Aunque los requisitos de ENARGAS disponen una concentración molar de 2% de CO<sub>2</sub> en el gas, se decide utilizar un 100% de remoción para el presente cálculo con motivo de lograr un pequeño sobredimensionamiento que sirva para prever futuras fluctuaciones en la cantidad de CO<sub>2</sub> en el biogás, y además poder eliminar pequeñas cantidades de H<sub>2</sub>S si las hubiera. Como la misma se encuentra en una fracción molar aproximada de a 0.24, se necesitan cerca de 275 kmoles/hora de solución (nuevamente se optó por sobredimensionar el resultado). Los resultados obtenidos son tentativos, y sirven para tener una idea preliminar de la cantidad de solución acuosa de amina requerida. En las simulaciones realizadas en UNISIM, se llegará al valor necesario para lograr la purificación, el cual difiere del calculado aquí. También se nota que el gráfico está hecho para una fracción másica levemente menor (65%) de la utilizada por nosotros en las simulaciones (69%).

Se explicitan los cálculos:

$$\left(\frac{0.53 \text{ kmol } CO_2}{1 \text{ kmol DGA}}\right)^{-1} * \frac{33 \text{ kmol } CO_2}{\text{hr}} = 62,26 \frac{\text{kmol DGA}}{\text{hr}} \rightarrow 65 \frac{\text{kmol DGA}}{\text{hr}}$$

$$\frac{65 \frac{\text{kmol DGA}}{\text{hr}}}{0.24} = 270,83 \frac{\text{kmol solución acuosa DGA}}{\text{hr}} \rightarrow 275 \frac{\text{kmol solución acuosa DGA}}{\text{hr}}$$

Se simula un absorbedor en UNISIM para de esta manera optimizar algunos de los parámetros que serán luego necesarios a la hora de simular el proceso.

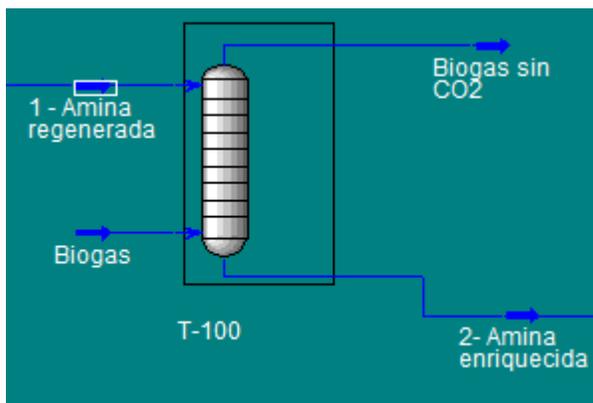


Figura 3.6 Esquema del absorbedor simulado en UNISIM

Se trabaja a 40 °C, se dispone un flujo 800 kmol/hr de solución acuosa de DGA para asegurar la carga necesaria de amina, se utilizan 20 etapas en el absorbedor, se ingresa el caudal de biogás en las condiciones mencionadas previamente y, de esta manera, se obtiene la fracción mol de CO<sub>2</sub> y de agua en el biogás purificado.

Resumen de la corriente de amina utilizada:

Columna1	DGA	Unidad
Fracción másica	0,69	
Temperatura	40	°C
Flujo	447	kmol/hora

Tabla 3.4

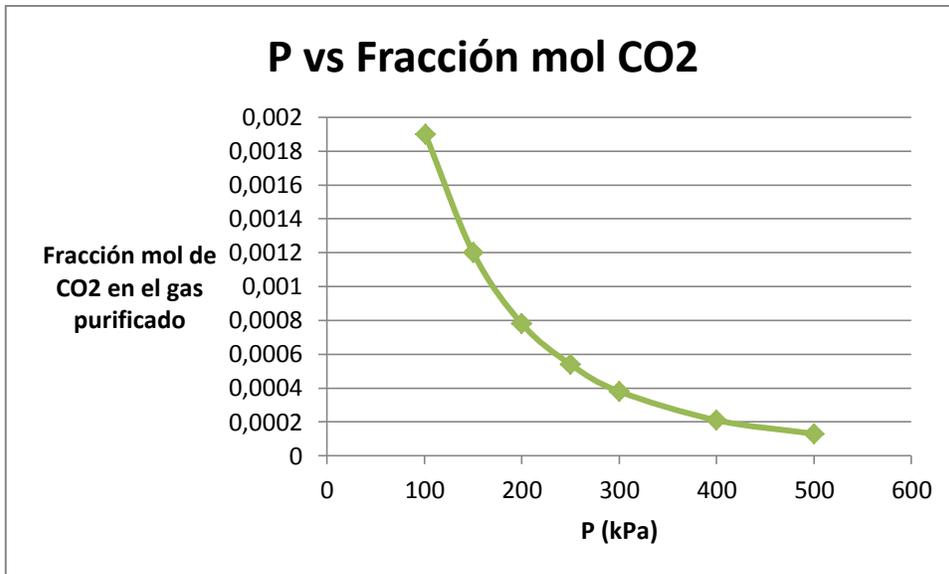


Gráfico 3.12 Fracción mol de CO<sub>2</sub> en el biogás purificado a distintas presiones del absorbedor.

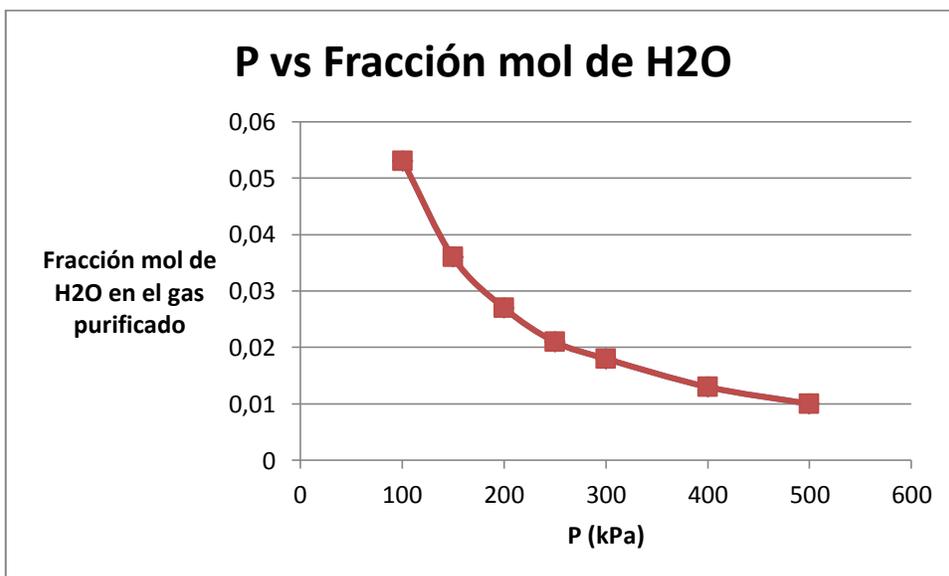


Gráfico 3.13 Fracción mol de H<sub>2</sub>O en el biogás purificado a distintas presiones del absorbedor.

Podemos sacar las siguientes conclusiones:

- A mayor presión, mayor será la pureza del biogás en  $\text{CH}_4$ .
- Luego de 200 kPa el cambio es mucho menor.

Ya que a mayor presión tendremos mayores costos operativos, se decide trabajar a 200 kPa, que es donde empieza a caer la velocidad de cambio de la fracción mol de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  en función de la presión.

A continuación, con el fin de ilustrar qué sucede cuando se disminuye a fracción másica de DGA, se presentan los siguientes resultados.

69%	Fracción másica DGA	
18930 kg/hr		
recuperación	0,999313187	kgCO <sub>2</sub> capturado/kg CO <sub>2</sub> influente
		kg/hr en 1116 kg/hr
agua	19	de biogás purificado

56%	fracción másica DGA	
15130 kg /hr		
recuperación	0,999656593	kgCO <sub>2</sub> capturado/kg CO <sub>2</sub> influente
		kg/hr en 1116 kg/hr
agua	190	de biogás purificado

Tabla 3.6

Se podría elegir una fracción másica de 0.56 (sería conveniente en cuanto a menor corrosión en los equipos) ya que se llega igualmente al nivel de recuperación de  $\text{CO}_2$  requerido, sin embargo vemos un gran diferencia en el agua que queda en el biogás purificado, y como

esta supera los límites establecidos para la concentración de agua dispuestos por ENARGAS ( $65 \text{ mg/m}^3$  medidos a  $15^\circ\text{C}$  y  $101 \text{ kPa}$ ), se decide utilizar una fracción másica de aproximadamente 0.69. Esto nos llevará a menores costos operativos a la hora de realizar una deshidratación del biogás con TEG.

#### 4. Estructura provisoria del sistema total de la planta

Se presenta a continuación un diagrama de flujo representativo del sistema provisorio a instalar en la planta. Se agregan al mismo un intercambiador de calor para que las respectivas operaciones estén a la temperatura prevista. En primera instancia, se ingresa el lodo crudo a un intercambiador de calor que permite acondicionar el flujo de entrada del biorreactor a un rango de temperatura óptima para la obtención de biogás (35°C aproximadamente).

Por el tope de la columna de absorción se obtiene el biogás sin CO<sub>2</sub> y en el fondo de la misma, el efluente se compone de amina contaminada con dióxido de carbono. La corriente de amina impura se ingresa al desorbedor posterior para poder ser reutilizada. Este último equipo posee una corriente de salida superior compuesta por gas de alta concentración en dióxido de carbono y una salida inferior dada por un flujo líquido de amina, que se recircula al absorbedor para su reutilización.



Figura 4.1

## 5. Diseño del Reactor

### Características generales del reactor:

El reactor tanque agitado continuo consta de un sistema de agitación y un depósito para el biogás. El reactor se optimizará para tener el mezclado más eficiente posible. El material previsto es hormigón de 300 mm de espesor.

### Análisis de calentamiento previo de lodos

Este paso se reserva para estudiarlo en el capítulo 8, referido a la integración energética. Esto se debe a que se tiene previsto intercambiar calor con otra corriente y el calor que se necesite restante se proveerá por una corriente de servicio.

### Agitación

Se debe plantear un sistema de agitación adecuado para mantener una mezcla lo más parecido a un mezclado ideal dentro del reactor para crear situaciones físicas, químicas y biológicas uniformes. Para esto se debe tener en cuenta ciertos ítems en cuanto al proceso en el cual estamos trabajando.

El reactor está ubicado en una planta de depuración de efluentes cloacales a la que ingresan 160 millones de litros por día. Esto significa que el sistema de agitación debe ser uno que requiera poco o nada de mantenimiento ya que parar la planta en este caso es de suma complejidad. Es por esto que se descarta una agitación mecánica con palas. Se elige por lo tanto utilizar bombas de recirculación externa. De esta manera no hay elementos dentro del digester que puedan deteriorarse. Esta recirculación consta de bombas que toman una determinada cantidad de fluido del reactor e inmediatamente lo vuelven a insertar con una cierta velocidad, de manera que provoque la turbulencia y agitación del fluido.

El sustrato es lodos primarios por lo que debe tenerse en cuenta su reología.

El reactor es muy grande, aproximadamente 112.000 metro cúbicos. A pesar de que habrá formas y disposiciones geométricas que optimicen el mezclado no serán posibles de implementar.

Para obtener la energía necesaria en agitación se estudió un trabajo realizado en la Universidad Politécnica de Madrid [8], donde se utilizó fluidodinámica computacional para caracterizar el campo de velocidades en el reactor y de esta manera obtener que zonas no están

en movimiento y calcular un valor de energía de agitación necesario con el fin de optimizar las posibles variables.

Se describe a continuación la reología utilizada para el fluido.

Los lodos digeridos poseen números de Reynolds que indican que se encuentran en la región turbulenta de transición. Siendo esto ya una complejidad, se le suma su comportamiento no newtoniano.

La elección de las ecuaciones que gobiernan la turbulencia se realizó por el autor en base a la bibliografía existente.

Las conclusiones son las siguientes:

- Método de turbulencia RAS (las ecuaciones que gobiernan el movimiento del fluido se resuelven de forma conjunto promediado) y modelo de turbulencia k-w SST.

El modelo k-w SST resulta el más económico (horas cálculo) para simular el flujo de dos fases: gas y fluido no newtoniano. A pesar de que este no es el caso de estudio, el autor decide utilizarlo para facilitar la comparación en futuros estudios donde se utilice agitación mediante recirculación del gas. Igualmente el modelo sigue siendo una buena aproximación al caso de estudio según bibliografía.

- Se modela la reología mediante la ley de la potencia propuesta por Achkari-Begduri (1992) y Wu y Chen (2008) ya que se ha estudiado para lodos con un porcentaje de sólidos de 3.5% como el que proviene de efluentes cloacales urbanos.
- La densidad del lodo se obtiene a partir de la ecuación de Landry et al. (2004).

$$\rho = 0.0367TS^3 - 2.38TS^2 + 14.6TS + 1000$$

TS es la concentración en peso del lodo.

### Análisis de resultados y extrapolación de los mismos al caso del reactor de la estación de depuración de aguas residuales en Mar del Plata.

- Se observa en los digestores de fondo plano la presencia de zonas muertas en los encuentros del muro vertical con la solera del digestor.
- El factor geométrico más importante en el diseño del digestor es la esbeltez del mismo o sea, su relación diámetro/altura. Cuanto más esbelto es menor es el porcentaje de zonas muertas.
- La diferencia anteriormente presentada se acrecenta entre digestores planos y cónicos siendo mejor la agitación en los segundos.
- El fondo cónico es mejor que el fondo plano.
- Es más importante que sea esbelto a que posea inclinación en la solera.
- Doblando el caudal de recirculación se notó una disminución significativa en el porcentaje de zonas muertas.

Se presentan los resultados en cuanto a campo de velocidades, zonas estancas y requerimiento energético.

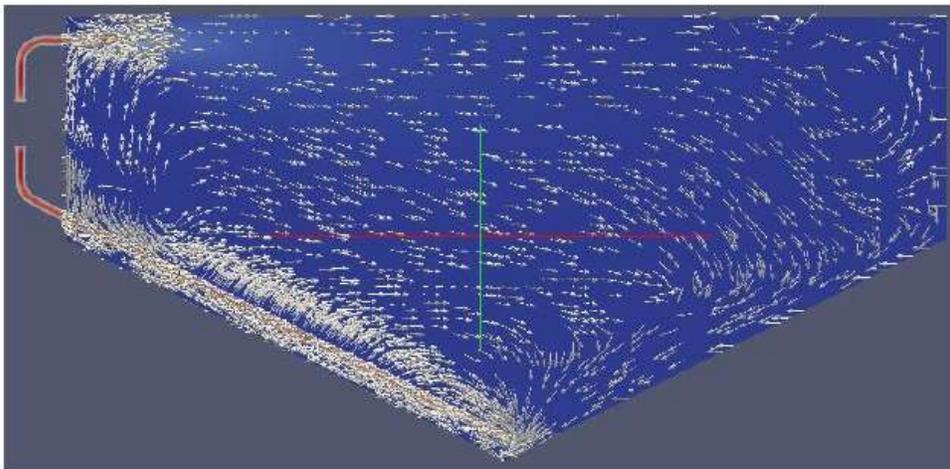


Figura 5.1 [8]

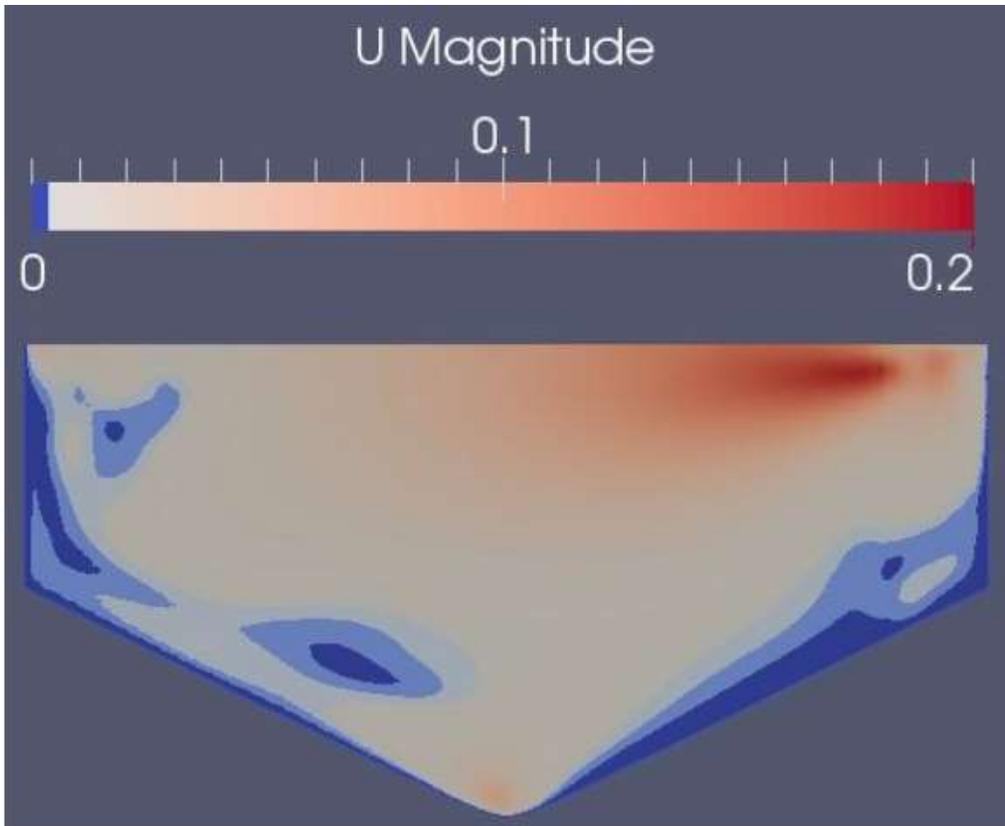


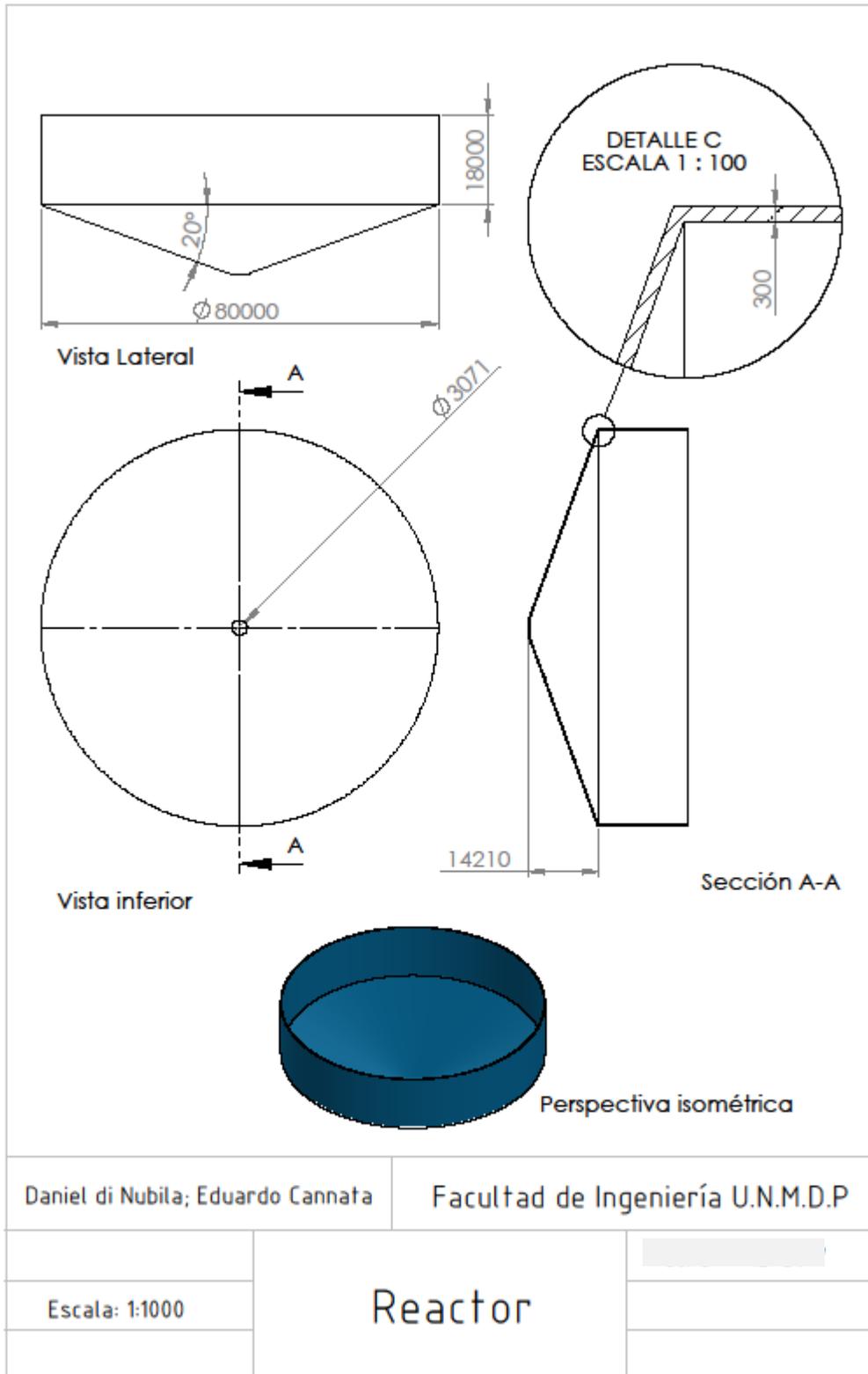
Figura 5.2 [8]

%de zonas muertas: 21%

Energía consumida: 5,11 W/m<sup>3</sup>

Con estos datos se realiza un diseño por similitud. Entonces se elige un reactor con fondo cónico, con la inclinación indicada por el autor (20 grados aproximadamente) y se diseña de manera de optimizar la relación diámetro/altura sabiendo que al ser un reactor de 112000 metros cúbicos no se llegará a una buena esbeltez.

Se adjunta en la siguiente hoja el diseño del reactor teniendo en cuenta el tiempo de residencia y la mejor disposición geométrica posible para la agitación.



### Pérdidas de calor.

Se calculan a continuación las pérdidas calóricas en las paredes y en la tapa superior del reactor. Se utiliza la siguiente expresión  $Q = U \cdot A \cdot \Delta T$ . El material para el mismo es concreto de 300 mm de espesor con aislación y el coeficiente global de intercambio es en promedio 0.7 W/m<sup>2</sup>\*°C para las paredes y 1.4 W/m<sup>2</sup>\*°C para la cubierta flotante siendo la misma de 100 mm de espesor y 0.62 para el cono que se encuentra bajo tierra. Los coeficientes mencionados se toman de bibliografía [4], y al ser coeficientes globales tienen en cuenta tanto el efecto de transferencia de calor debido a los fluidos correspondientes, al ambiente y al concreto.

Los cálculos correspondientes se realizan suponiendo una temperatura ambiente de 7°C (Promedio de la temperatura de Mar del Plata en invierno).

Cálculos de pérdida de calor:

Dt= diámetro del tanque.

Ht=altura de tanque total.

Hs=altura del tanque expuesta al ambiente.

He=altura de tanque enterrada.

Dt=80 m    Hs= 20 m    Ht=34m    He=14m

A partir del diseño del reactor que se realizó previamente se obtuvo el área total que corresponde a 15.000 metros cuadrados. Luego el área calculando el área del cilindro y la tapa por diferencia tenemos la del cono.

$$A_{\text{suplateral}} := 2 \cdot 3.1440 \cdot 20 = 5.024 \times 10^3$$

$$A_{\text{cono}} := 15000 - A_{\text{techo}} - A_{\text{suplateral}} = 4.952 \times 10^3$$

$$A_{\text{techo}} := 3.1440 \cdot 40 = 5.024 \times 10^3$$

Se considera el calor específico del lodo igual al del agua y como ya fue mencionado anteriormente, la temperatura ambiente es de 7°C, para tener en cuenta el peor de los casos. La temperatura del lodo en el reactor es de 35 °C.

$$Q_{\text{pared}} := 0.7 A_{\text{suplateral}} \cdot (35 - 7) = 9.847 \times 10^4 \quad \text{Watts}$$

$$Q_{\text{techo}} := 1.4 A_{\text{techo}} \cdot (35 - 7) = 1.969 \times 10^5 \quad \text{Watts}$$

$$Q_{\text{bajotierra}} := 0.62 A_{\text{cono}} \cdot (35 - 7) = 8.597 \times 10^4 \quad \text{Watts}$$

$$Q_{\text{total}} := Q_{\text{bajotierra}} + Q_{\text{techo}} + Q_{\text{pared}} = 3.814 \times 10^5 \quad \text{Watts}$$

$$\frac{Q_{\text{total}}}{1000} = 381.378 \text{ KW}$$

Si tenemos en cuenta la cantidad de fango que hay dentro del reactor, que además continuamente entra a 35 °C, la pérdida de calor no es significativa.

### Sistema de control para el biorreactor

El comportamiento de la población de microbios en un biorreactor es muy complejo y como es de esperarse, la misma depende de numerosos parámetros. Por lo tanto un control automático de las variables llevará a una operación mucho más eficiente.

Los parámetros analizados dependen de las características del sustrato, los sensores disponibles y la tecnología del digestor. Estos pueden ser catalogados de acuerdo a la fase de donde provienen. Por una cuestión de practicidad no se eligen parámetros pertenecientes a la fase sólida ya que los mismos implican operación manual. En nuestro caso se mide pH y temperatura. La temperatura es importante para mantener la reacción en su etapa mesofílica y el pH debe ser siempre próximo a 7, ya que es el óptimo para la reacción. Además se censa el caudal de biogás a la salida pero no se lleva a cabo su control.

## Sistema de control Térmico

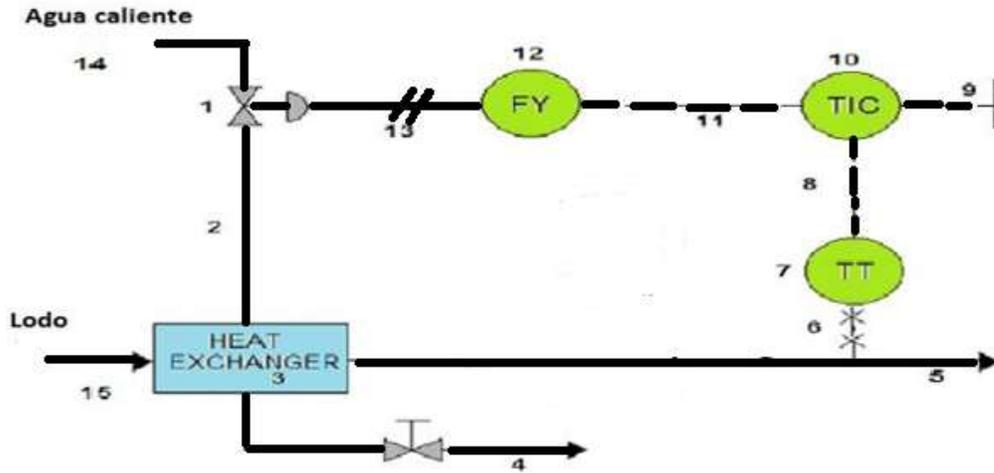


Figura 5.3

1. Elemento final de control (Válvula de control).
2. Variable manipulada o señal actuante (caudal de agua caliente)..
3. Proceso (Intercambiador de calor).
4. Salida del agua del intercambiador.
5. Variable controlada (temperatura del lodo) y posterior entrada al reactor.
6. Señal de temperatura (Bulbo y Capilar).
7. Transmisor de temperatura.
8. Variable medida de naturaleza eléctrica.
9. Set Point, punto de referencia.
10. Controlador.
11. Señal correctiva (Eléctrica) 12. Convertidor Corriente/Presión.
13. Señal correctiva (Neumática).
14. Agente de control (Agua caliente).
15. Producto de entrada al proceso (lodo)

El sistema mostrado, permite controlar la temperatura del lodo que sale del intercambiador (5). Para esto se utiliza un sensor que mide la temperatura en la corriente de

salida del intercambiador (6) e informa de este valor al transmisor de temperatura (7) que traduce la señal en un lenguaje digital apropiado. La señal generada se dirige al controlador de temperatura (8) que compara dicho valor con la temperatura deseada del lodo que ingresa en la corriente (15) y calcula la acción de control enviando una señal correctiva (11) al convertidor (12) y generándose una señal neumática (13). Dicha señal se transmite hacia la válvula de control (1), que es el instrumento final de control y permite actuar sobre la variable manipulada, (que es el flujo de vapor). Se regula de esta manera la cantidad de vapor que entra al intercambiador.

## Control de pH

En principio el sistema posee un pH de 7,4 y no sería necesario un control de pH. Sin embargo, ya que se sabe que puede haber fluctuaciones en el flujo de entrada debido a la naturaleza del sustrato y los factores poblacionales a los que se atiene, se decide estudiar este tipo de control, ya que se considera importante que bajo ninguna circunstancia ocurra una inhibición de este tipo.

El pH de un medio de cultivo tiene un efecto importante sobre el crecimiento celular y cambia con el producto metabólico que se desarrolla en el medio de fermentación. En determinados productos químicos tales como ácidos orgánicos, aminoácidos y fermentaciones antibióticas, un pequeño cambio en el pH puede causar una gran caída en la productividad. Por lo tanto, se requiere un control del grado de acidez durante el curso de la fermentación.

La medición del pH se basa en el estándar absoluto de las propiedades electroquímicas del electrodo estándar de hidrógeno. La parte básica del electrodo es una membrana de vidrio muy delgada (0,2-0,5 mm), que reacciona con agua para formar una capa de gel hidratada de sólo 50-500 Å de espesor. Esta capa existe en ambos lados de la membrana y es esencial para el correcto funcionamiento y mantenimiento del electrodo. Los iones de hidrógeno, que existen dentro de la capa, son móviles y cualquier diferencia entre las actividades iónicas en cada lado de la membrana conduce al establecimiento de un potencial dependiente del pH. Se mantiene un potencial constante en la superficie interior de la membrana de vidrio llenando el tubo del electrodo con una solución buffer de composición estable. Generalmente se utiliza un electrodo Ag / AgCl como salida eléctrica de este sistema.

A medida que el pH del fluido de proceso varía, provoca un cambio en el potencial en la superficie externa de la membrana. Para medir esto, es necesario un electrodo de referencia,

que debe tener contacto directo con el líquido del proceso para mantener la continuidad eléctrica del sistema. El potencial total medido por el electrodo con respecto a los iones de hidrógeno viene dado por la ecuación de Nernst:

$$E = E_o + \frac{R.T}{F} \cdot \ln[a_{H^+}]$$

Donde E es el potencial medido en voltios, E<sub>o</sub> es el potencial de electrodo estándar en voltios, R es la constante de gas, F es la constante de Faraday, T es la temperatura absoluta y a<sub>H<sup>+</sup></sub> es la actividad del ion hidrógeno. El segundo término de la ecuación de Nernst está relacionado con el pH, con una constante de proporcionalidad en lugar de la actividad iónica. Los términos potenciales se traducen a pH, utilizando la siguiente relación:

$$E = E_o - K \cdot [pH - pH_o]$$

Donde K es la constante de proporcionalidad y pH<sub>o</sub> es el pH de referencia o base. A temperatura ambiente (298 K), el valor para K es de aproximadamente 59,15 mV por unidad de pH.

El electrodo de referencia posee un voltaje predecible y reproducible de 0,28 V aproximadamente y es utilizado como patrón, para determinar el pH de una solución determinada. Un esquema de control de pH típico para un birreactor, se presenta a continuación. Nótese que el sistema de control se encuentra provisto de un controlador encargado de regular el flujo de las soluciones alcalinas y ácidas responsables de mantener la neutralidad de la mezcla. Las soluciones son bombeadas al tanque utilizando diferentes conductos.

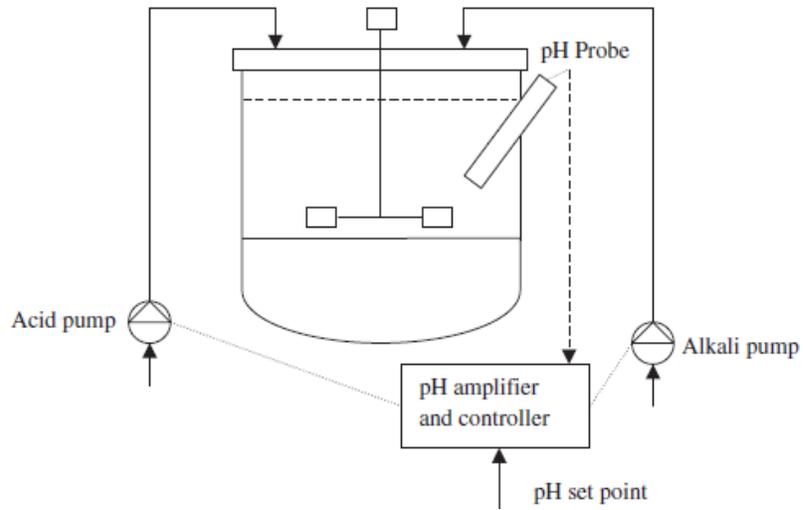


Figura 5.4



Se debe tener en cuenta antes que nada que las variables que pueden llegar a ser optimizadas son:

- Temperatura del gas a la entrada del absorbedor
- Temperatura de la amina a la entrada
- Temperatura del reboiler
- Temperatura del condensador (o relación de reflujo)
- Caudal de circulación del solvente
- Presión en el absorbedor
- Presión en el destilador

En la fuente [1], se indica que la temperatura óptima de entrada de la amina y del biogás se encuentra entre 30 y 40 °C. Se elige que el biogás entre al absorbedor a la misma temperatura con que sale del reactor (35 °C), para lo que es necesario enfriarlo luego de comprimirlo, y además fijar como temperatura de la amina 40 °C para no incurrir en mayores gastos energéticos a la hora de enfriarla.

Los datos de las corrientes de entrada son las siguientes:

VARIABLES/CORRIENTE	Biogás al abs	Amina regenerada
Temperatura °C	35	40
Caudal kgmol/hr	100,3	443,9
Presión	200	200
Fracción mol CH <sub>4</sub>	0,67	0
Fracción mol de CO <sub>2</sub>	0,33	0,02
Fracción mol de DGA	0	0,278
Fracción mol de H <sub>2</sub> O	0	0,7

Tabla 5.1

Se destaca que las condiciones y composición perteneciente a la corriente Biogás al absorbedor serán las utilizadas para cada una de las pruebas que se presentarán más adelante, las cuales permitieron elegir los parámetros de operación. Además de los resultados presentados aquí se utilizaron los resultados obtenidos en el análisis termodinámico del capítulo 3.

La corriente de amina regenerada posee  $\text{CO}_2$  ya que no es posible regenerarla completamente. A continuación se presentan para la etapa de absorción las condiciones de cada corriente con sus caudales, como así también las composiciones de cada una. Los parámetros del proceso fueron elegidos en el capítulo de análisis termodinámico mencionado anteriormente.

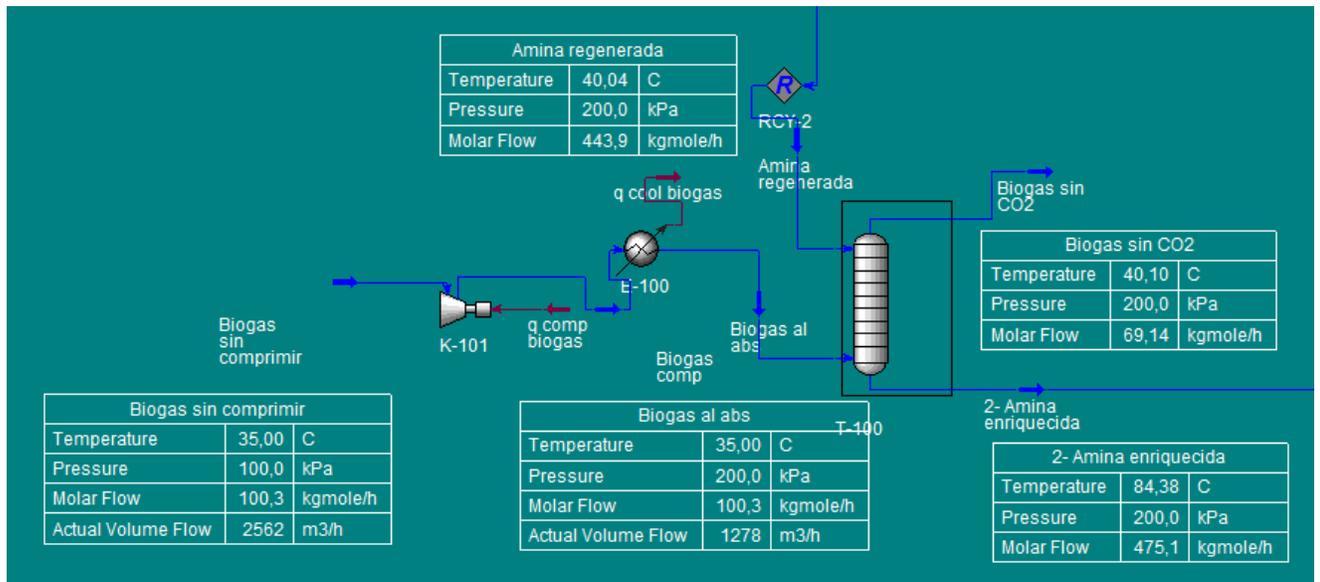


Figura 6.2

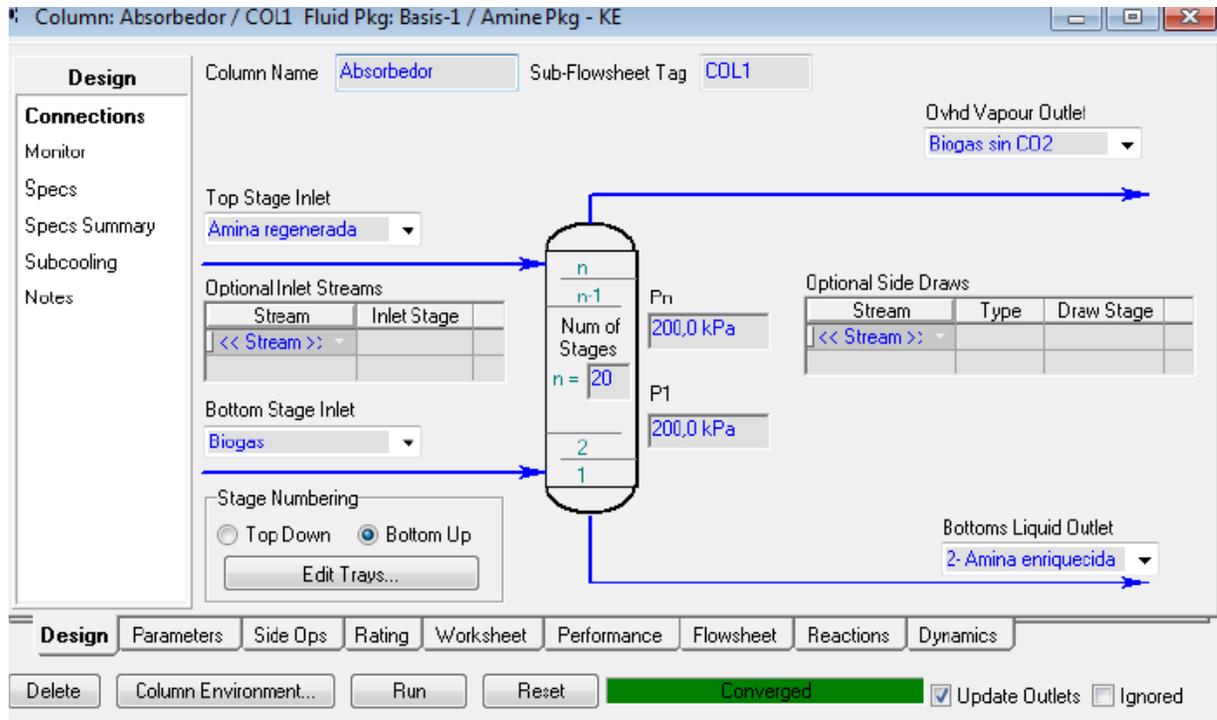


Figura 6.3

Y se tienen las siguientes composiciones:

Biogás al abs	Fracción molar
Metano	0,67
H2O	0
CO2	0,33
DGA	0

Tabla 6.2

Biogás sin CO2	Fracción molar
Metano	0,971895
H2O	0,026651
CO2	0,001439
DGA	0,000015

Tabla 6.3

6-Amina Reg	Fracción másica
Metano	0
H2O	0,294784
CO2	0,020565
DGA	0,684651

Tabla 6.4

2-Amina enriquecida	Fracción másica
Metano	0,000006
H2O	0,272704
CO2	0,090213
DGA	0,637077

Tabla 6.5

Las etapas del absorbedor se eligieron en base al resultado de las simulaciones presentadas en el siguiente gráfico. Se decide utilizar 20 etapas para una máxima recuperación. La corriente de amina utilizada es la siguiente:

Columna1	DGA	Unidad
Fracción másica	0,69	
Presión	200	kPa
Temperatura	40	°C
Flujo	447	kmol/hora

Tabla 6.6

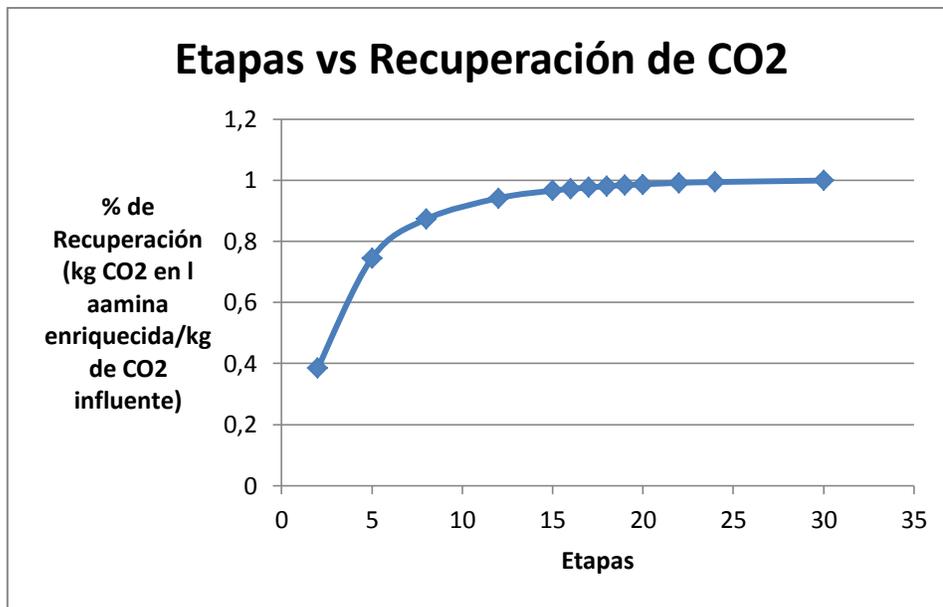


Gráfico 6.1

Se procede a analizar la eliminación del CO<sub>2</sub> de la solución acuosa de amina, con el fin de recircular esta última.

Como pudo apreciarse, la amina posee una gran solubilidad a presiones bajas de CO<sub>2</sub>. Esto es algo muy útil, pero posee una contraparte: un alto requerimiento energético para el proceso inverso. El desorbedor necesario para realizar esto, se opera como una columna de destilación. En esta columna se tiene una corriente de servicio de alta temperatura (en general vapor a bajas presiones) cuyo objeto es recuperar el CO<sub>2</sub> de la amina. Esta corriente adhiere calor sensible a la solución de amina, invierte la reacción del absorbedor, y asegura la fuerza impulsora necesaria para que ocurra la reacción de desorción. Este calor en el desorbedor es aplicado en el reboiler.

La amina que contiene el CO<sub>2</sub> fluye hacia abajo y se regenera en el fondo, mientras que el vapor y el dióxido de carbono fluyen hacia arriba. El vapor transfiere el calor necesario a la amina y arrastra el CO<sub>2</sub>. En la cabeza de la torre se tiene un condensador que se simula como reflujo completo (condensador con un venteo donde sólo se provee el suficiente enfriamiento para condensar la corriente de reflujo). La mayoría del vapor es condensado y devuelto a la torre en forma de reflujo. El CO<sub>2</sub> se mantiene en fase gas. Ya que se pierde un poco de vapor de agua que abandona el desorbedor por cabeza, luego es necesario adherir el agua de compensación faltante.

Ya que el reboiler presenta el mayor gasto energético del proceso, se debe tratar de elegir los parámetros de manera tal que minimicen este gasto. A continuación se presenta como

se eligió la presión óptima del destilador en base a los gastos energéticos del reboiler mencionados. Se simuló el destilador y se analizó, para un mismo porcentaje de regeneración de amina, cómo varía la energía del reboiler con la presión de la torre. La corriente que ingresa es la de amina enriquecida (2-amina enriquecida).

2-Amina enriquecida	
CH4 - fracción másica	0,000006
H2O – fracción másica	0,272704
CO2 – fracción másica	0,090213
DGA – fracción másica	0,637077
Flujo molar kmol/hr	475,1
Presión kPa	200
Temperatura °C	84,34

Tabla 6.7 Esta corriente es la utilizada para todas las pruebas en el destilador

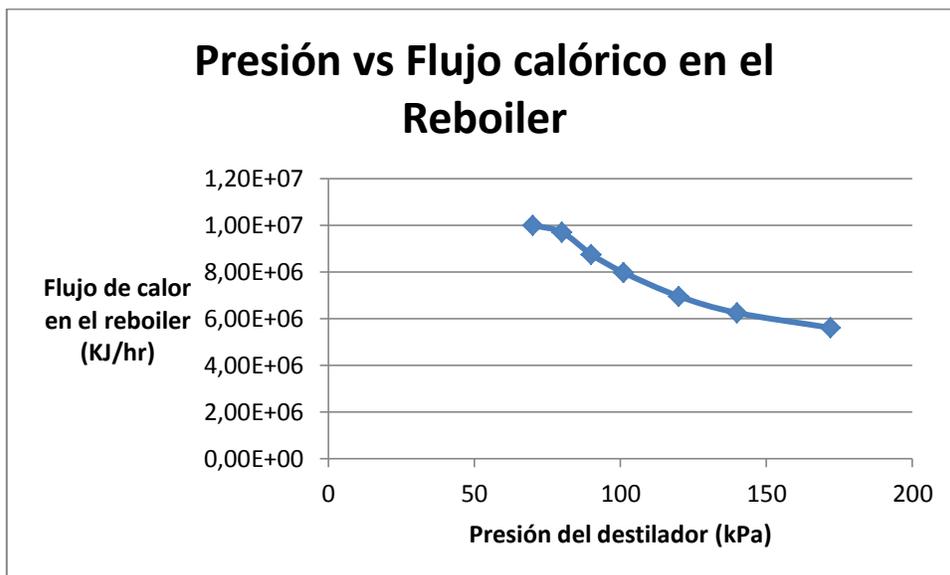


Gráfico 6.2 Presión en el destilador frente al gasto energético del reboiler

También se debe tener en cuenta que la temperatura en el reboiler no debe ser mayor a 125 °C ya que es la temperatura de descomposición de la amina. Además se encontró (Gas Purification, Khol 1997) [1], que la relación de reflujo óptimo está entre 1.5 y 3. Una relación de reflujo lo más baja posible también significa menor gasto energético en el condensador.

Como es de suponerse, a mayor porcentaje de CO<sub>2</sub> eliminado, se requiere más calor en el reboiler. Esto puede verse en el gráfico que se muestra a continuación.

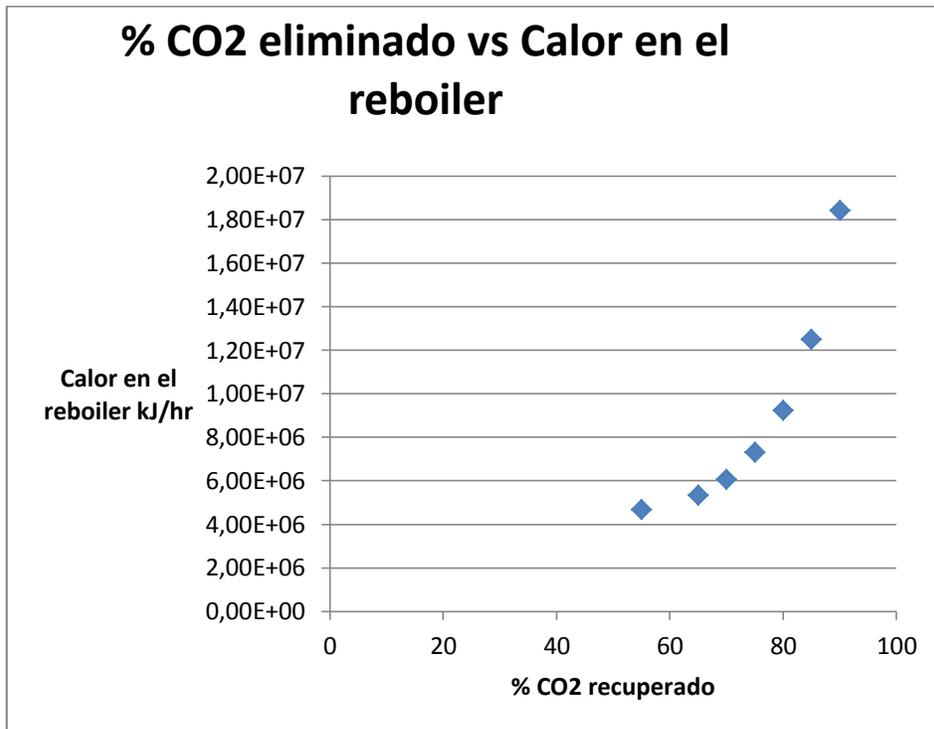


Gráfico 6.3

Se puede ver que eliminando cantidades de dióxido mayores 78% los gastos energéticos aumentan mucho más rápido. Con este porcentaje de recuperación se tiene una temperatura de 124 °C en el reboiler y una relación de reflujo de 1.74. Esta relación de reflujo se condice con los datos encontrados en bibliografía mencionados anteriormente.

Otro detalle importante es que se notó que a medida que se ingresa la amina enriquecida más cerca del condensador el proceso se volvía más eficiente en cuanto aprovechamiento energético. Es por eso que se lleva la amina enriquecida hacia el plato que se encuentra inmediatamente debajo del condensador, en el tope del destilador.

Se investigó las mejoras posibles al proceso para disminuir los requerimientos energéticos. Se encontró que los mismos siempre están enfocados a bajar el consumo de calor del reboiler, el cual representa uno de los mayores gastos energéticos de la planta. En base al paper Energy and Economic analysis of improved Absorption configurations of CO<sub>2</sub> Capture de Lars Erik Oi et al [9] se verificó que de las posibles mejoras, la que mejor resultados da es la recompresión de vapor. La misma consiste en descomprimir inicialmente la corriente de DGA regenerada, llevarla a un separador y de esta manera la fase líquida recircularla y la fase vapor comprimirla para de esta manera enviar nuevamente al reboiler. La variable que controlaba prácticamente la eficiencia de la recompresión es la caída de presión que se genera en la válvula de expansión. De esta manera se graficaron distintas caídas de presión junto con la labor que representaba cada una para el reboiler.

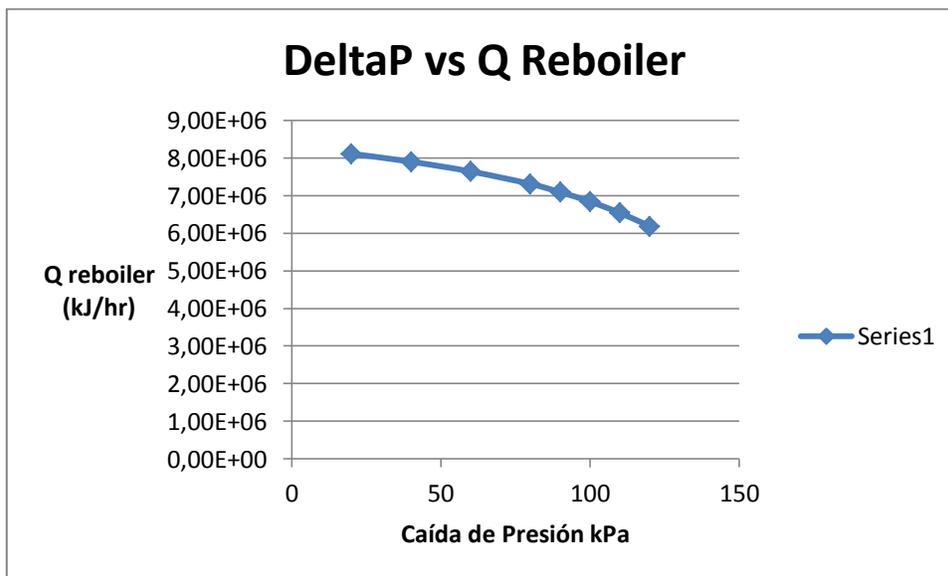


Gráfico 6.4

Luego de 120 kPa se encontraron problemas con la convergencia.

Por lo tanto la caída de presión debe ser la máxima posible.

Se comparan las labores del reboiler para el proceso estándar y con recompresión de vapor:

Proceso estándar	Recompresión de vapor	unidad
8,27E+06	6,57E+06	KJ/hr
5,69	4,26	MJ/KgrCO <sub>2</sub>

**Tabla 6.8 Comparación Proceso estándar vs recompresión de vapor**

Vemos que se reduce considerablemente el calor en el reboiler. La segunda fila equivale a los megajoules gastados en el reboiler por cada kg de CO<sub>2</sub> recuperado en el proceso. Se destaca que con la recompresión de vapor se logra ahorrar 1.43 MJ/kg de CO<sub>2</sub> recuperado.

De esta manera llegamos a las siguientes variables operativas para el destilador y para el absorbedor.

Variable	Valor
Presión absorbedor kPa	200
Presión destilador kPa	172
Etapas absorbedor	20
Etapas destilador	20
	Reflujo
Tipo de condensador	Completo
Relación de reflujo	1,73
Q Reboiler KJ/hr	6,56E+06
Q Condensador KJ/hr	3,10E+06
Temperatura Condensador °C	69,2
Temperatura Reboiler °C	124

**Tabla 6.9 Variables operativas**

A continuación se pueden ver las condiciones y flujos de todas las corrientes involucradas para el desorbedor con la mejora tecnológica en la simulación final.

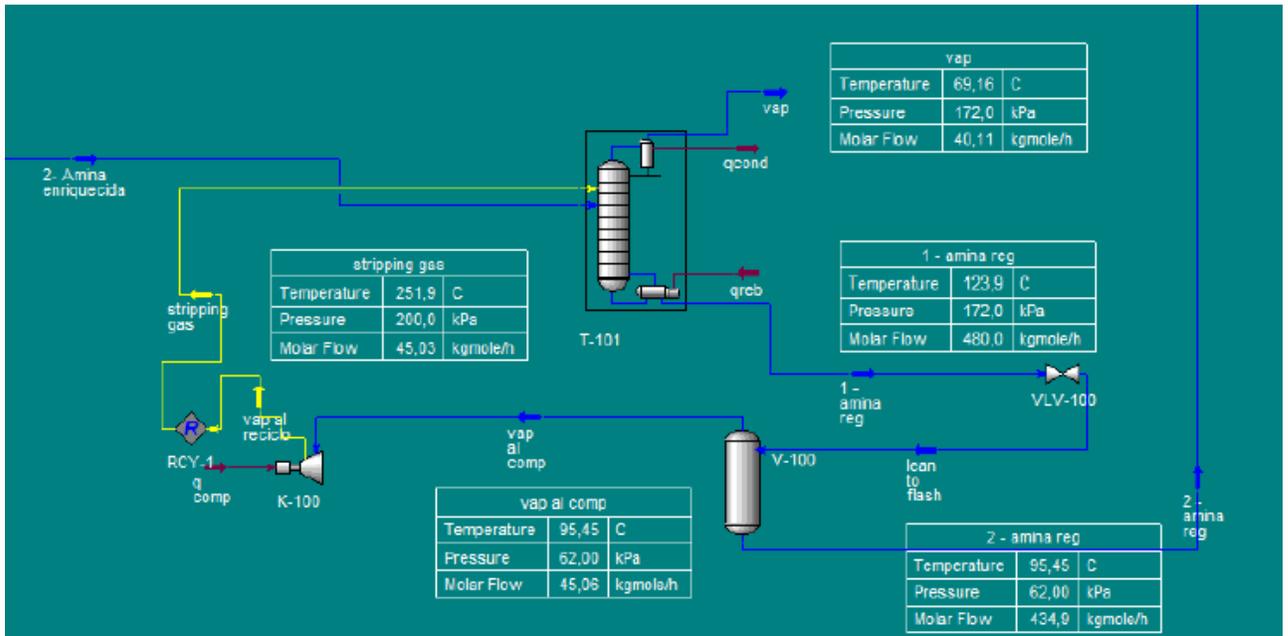


Figura 6.4

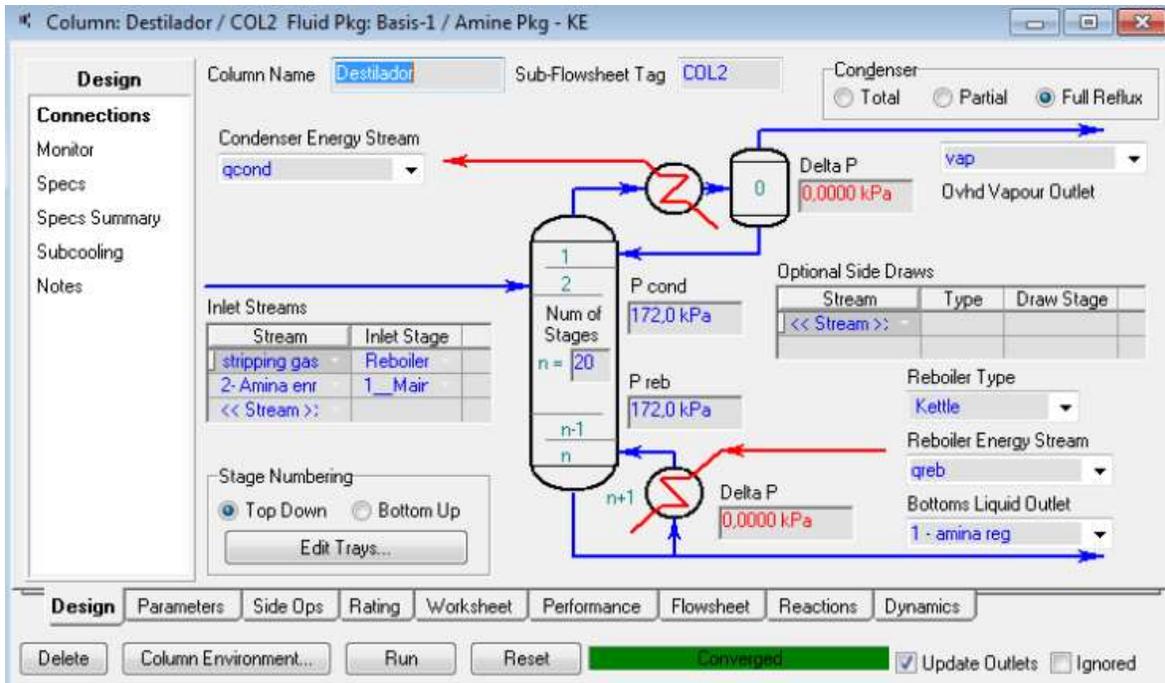


Figura 6.5

vap	Fracción molar
Metano	0,000191
H2O	0,17642
CO2	0,823388
DGA	0,000001

Tabla 6.10

1 - amina reg	Fracción másica
Metano	0
H2O	0,317358
CO2	0,020771
DGA	0,661871

Tabla 6.11

2-Amina Reg	Fracción másica
Metano	0
H2O	0,28879
CO2	0,020688
DGA	0,690522

Tabla 6.12

Vap al comp	Fracción molar
Metano	0
H2O	0,988422
CO2	0,009499
DGA	0,002079

Tabla 6.13

Vap al reciclo	Fracción molar
Metano	0
H2O	0,98838
CO2	0,009542
DGA	0,002079

Tabla 6.14

Para finalizar con los componentes necesarios para el proceso tenemos un mixer y un intercambiador de calor para enfriar la amina que sale del separador de 95,45 °C nuevamente a 40 °C. En el mixer se provee tanto del agua de recomposición como amina de recomposición. Para esto se utiliza un spreadsheet donde se realizó un balance de masa para calcular tanto la amina como el agua faltantes. Se requieren 0.11 kg/hora de amina y 160 kg/hora de agua. En las siguientes figuras tenemos tanto las corrientes como las composiciones.

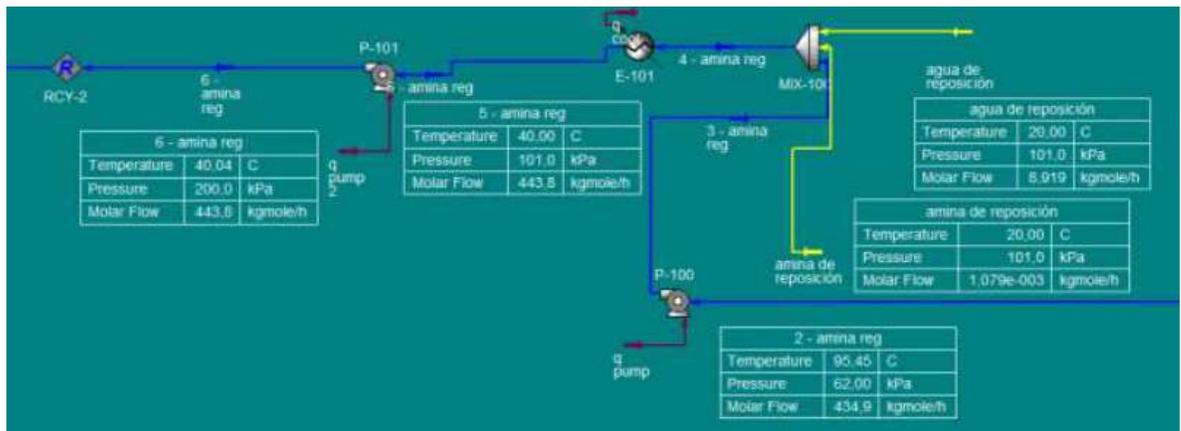


Figura 6.6

amina de reposición	Fracción másica
Metano	0
H2O	0
CO2	0
DGA	1

Tabla 6.15

Metano	0
H2O	1
CO2	0
DGA	0

Tabla 6.16

En la siguiente tabla se resume los detalles de la corriente final de Biogás sin CO<sub>2</sub>

Variable	Biogás sin CO <sub>2</sub>
Temperatura °C	40,1
Presión kPa	200
Composición	
molar CH <sub>4</sub>	0,9718
Composición	
molar CO <sub>2</sub>	0,001439
Composición	
molar de H <sub>2</sub> O	0,02651
Composición	
molar DGA	0,000015
Flujo kgmol/hr	69,14

Tabla 6.17

Como puede verse, la corriente posee una fracción molar de agua mayor a la máxima permitida (0.00008). Es por esto que se propone sumar al proceso una deshidratación con Trietilenglycol.

En las tabla siguiente se puede ver las dimensiones resultantes de los absorbedores y destiladores resultado de utilizar la función tray sizing.

Circuito DGA	
Diámetro absorbedor metros	0,76
Alto absorbedor metros	9
	Torre
Tipo	empacada
Diámetro destilador m	0,91
Alto destilador m	12
Tipo	Torre de platos

Tabla 6.18 Dimensionamiento de equipos

Más específicamente:

Packing Results	
Section	Section_1
Internals	Packed
Section Diameter [m]	0,7620
Max Flooding [%]	38,66
X-Sectional Area [m2]	0,4560
Section Height [m]	9,217
Section DeltaP [kPa]	0,9421
DP per Length [kPa/m]	0,1251
Flood Gas Vel. [m3/h-m2]	7284
Flood Gas Vel. [m/s]	2,023
Est. # Pieces of Packing	208482
Est. Mass of Packing [kg]	2017,6
Est. Packing Cost (US\$)	
HETP [m]	0,4608
HETP Correlation	Frank
Packing Correlation	Robbins
Packing Type	Ballast Rings (

Figura 6.7 Absorbedor

Tray Results	
Section	Section_1
Internals	Sieve
Section Diameter [m]	0,9144
Max Flooding [%]	60,10
X-Sectional Area [m2]	0,6567
Section Height [m]	12,19
Section DeltaP [kPa]	10,06
Number of Flow Paths	1
Flow Length [mm]	635,0
Flow Width [mm]	834,4
Max DC Backup [%]	24,04
Max Weir Load [m3/h-m]	35,29
Max DP/Tray [kPa]	0,506
Tray Spacing [mm]	609,6
Total Weir Length [mm]	658,0
Weir Height [mm]	50,80
Active Area [m2]	0,5298

Figura 6.8 Desorbedor

A modo de ilustración, se calculó en UNISIM cual es la cantidad límite de  $H_2S$  que permite el sistema sin que su supere el límite permitido de  $6 \text{ mg/m}^3$ . Se presenta a continuación las composiciones máximas de entrada y salida.





concentración en peso de 99.5% como la requerida por este proceso. Como stripping gas se utiliza la corriente de CO<sub>2</sub> que abandona el regenerador de DGA.

Además, el TEG se repone en un mezclador y la cantidad necesaria es calculada por un balance de masa en la planta que se realiza con el spreadsheet correspondiente.

Se presentan a continuación gráficos y las corrientes de entrada que fueron utilizadas para su realización. Se hicieron a partir de simular un absorbedor en UNISIM.

Columna1	Biogás sin CO2	TEG
flujo molar	69,15	
fracción mol CH4	0,971759	0
fracción mol CO2	0,001451	0,000465
Fracción mol H2O	0,026775	0,002454
Fracción mol TEG	0	0,004399
Fracción mol DGA	0,000015	0,992681

Tabla 6.21

La corriente de TEG no es fracción mol 1 en TEG debido a que se decidió utilizar para las pruebas una corriente que sea similar a una posible corriente regenerada. La misma no es TEG puro ya que no puede ser regenerada completamente.

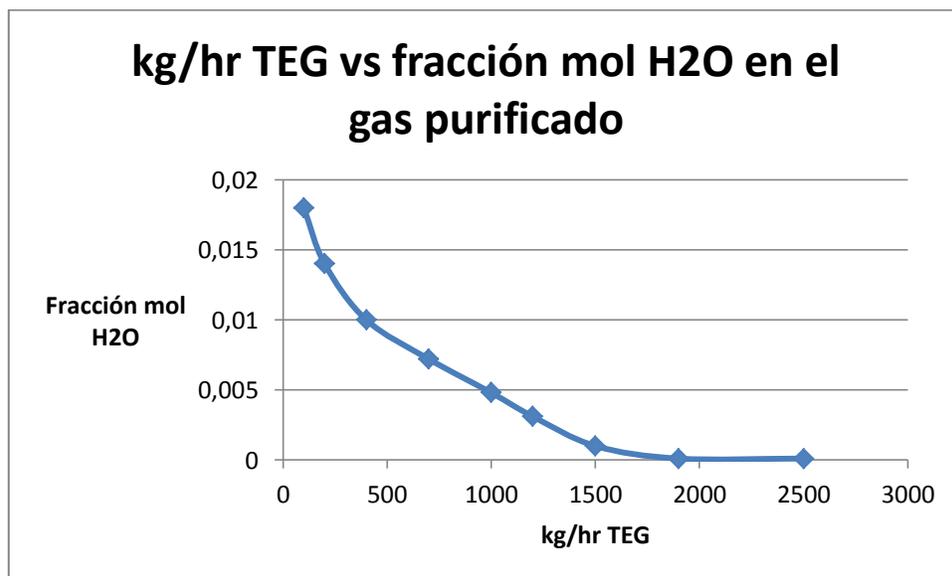
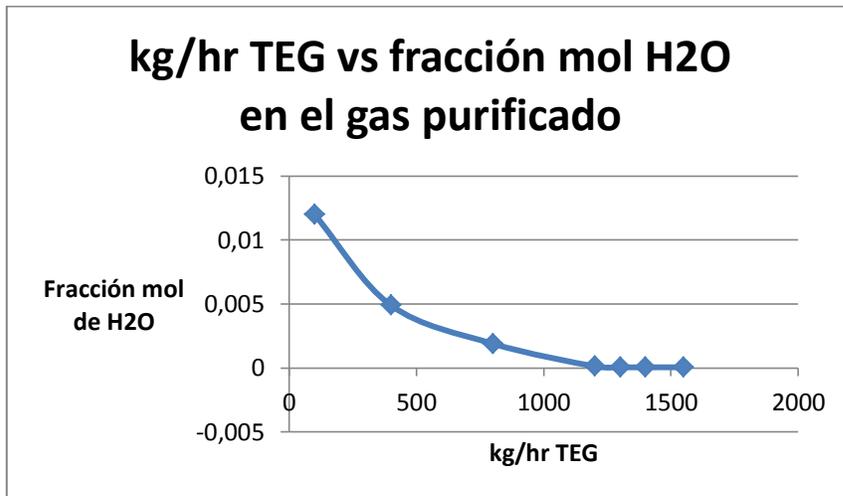


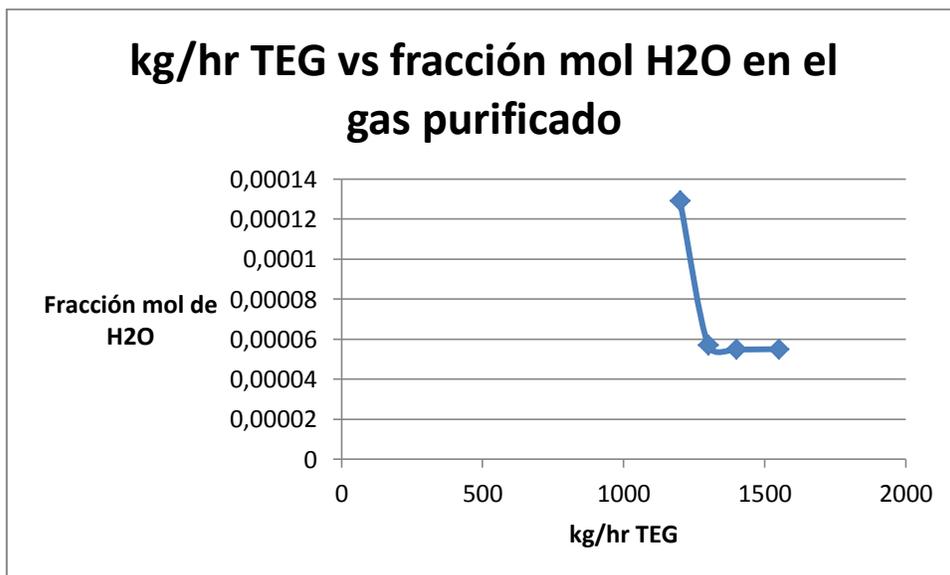
Gráfico 6.5 Caudal de TEG vs fracción mol en el biogás deshidratado. 101 kPa

La prueba correspondiente para realizar este gráfico fue realizada con una presión de absorbedor de 101 kPa. Presenta el problema que no se llega a la fracción molar requerida sino nada más hasta 0.0001. Por lo tanto en el siguiente gráfico se utiliza una presión de 200 kPa.



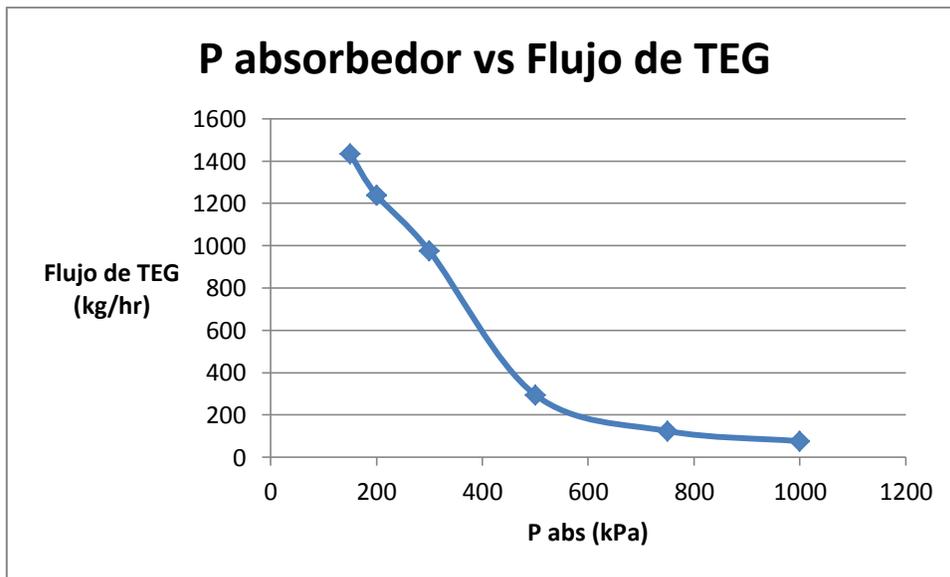
**Gráfico 6.6 Caudal de TEG vs fracción mol en el biogás deshidratado. 200 kPa**

Es importante remarcar la tendencia de a mayor flujo mayor recuperación de H<sub>2</sub>O. Vemos a continuación que en este caso sí se llegó a la fracción mol necesaria focalizando en los últimos valores.



**Gráfico 6.9 Caudal de TEG vs fracción mol en el biogás deshidratado. 200 kPa**

El siguiente gráfico se utiliza para definir las condiciones de operación del absorbedor.



**Gráfico 6.8 Presión vs Caudal necesario para llegar a 0.00008 fracción mol de H<sub>2</sub>O en el Biogás deshidratado.**

A mayor presión mayores costos operativos, al igual que a mayor caudal. Por lo tanto se elige una presión que permita un caudal lo suficientemente bajo y que no sea esta presión demasiado grande. Se considera 500 kPa una presión razonable, ya que no es una presión demasiado alta y vemos en el gráfico que a partir de la misma la curva toma una velocidad de cambio mucho más lenta.

Luego se presentan los datos de las corrientes que competen a la absorción y las composiciones de las mismas.

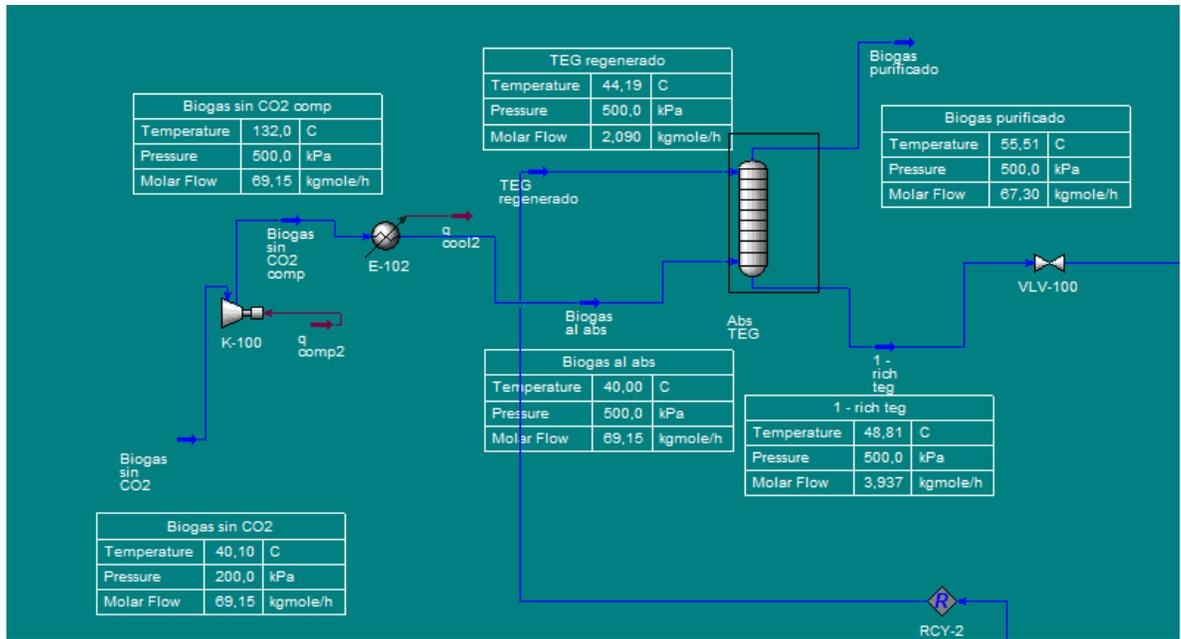


Figura 6.10

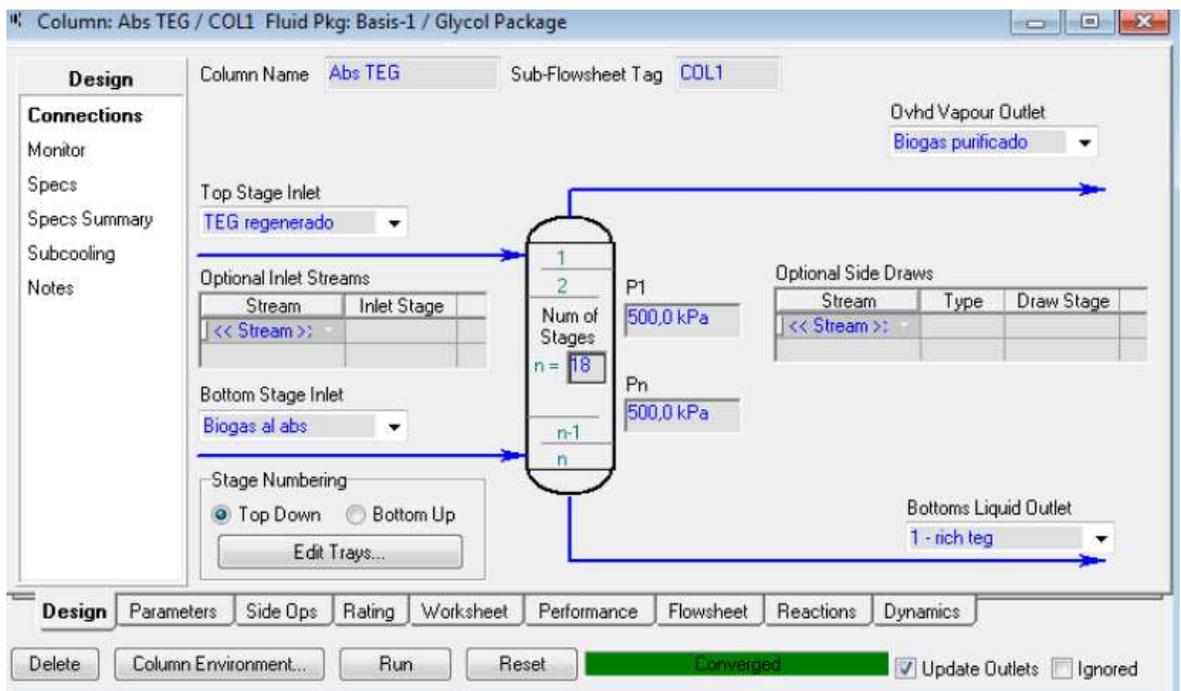


Figura 6.11

Biogás Purificado	Fracción molar
Metano	0,998412
CO2	0,001505
H2O	0,00008
DGA	0
TEG	0,000003

Tabla 6.22

7-TEG regenerado	Fracción másica
Metano	0
CO2	0,000137
H2O	0,000294
DGA	0,000269
TEG	0,999300

Tabla 6.23

1-rich TEG	Fracción másica
Metano	0,000007
CO2	0,000004
H2O	0,096269
DGA	0,000558
TEG	0,903163

Tabla 6.24

De los demás elementos se aclara lo siguiente en base a distintas pruebas realizadas y a bibliografía:

- Debido a la gran diferencia entre los puntos de ebullición del TEG y el agua, se puede lograr una gran separación con una columna relativamente corta.
- En el reboiler del destilador se vaporiza el agua y luego los gases se ventean. Se decide para esto usar un condensador de reflujo completo, donde todo el líquido condensado vuelva a la columna.
- A menor relación de reflujo, menor gasto en el condensador.
- Se encontró en bibliografía que la temperatura de la fase líquida en el reboiler para una alta recuperación de TEG varía entre 204 y 206 °C.
- Cuanto más cerca de la temperatura del reboiler ingresa al destilador la corriente de TEG enriquecida, menor gasto en el reboiler y más puro el TEG regenerado.

- Para lograr la regeneración propuesta se debe trabajar por debajo de la presión atmosférica.
- A menor presión del par de regeneración Destilador-Absorbedor, menor gasto energético del reboiler.
- Como stripping gas se utiliza el  $\text{CO}_2$  proveniente del destilador del circuito de aminas.
- El Biogás sin  $\text{CO}_2$  a la entrada del absorbedor debe ser comprimido y luego enfriado, ya que a mayor temperatura del mismo se vuelve menos eficiente la absorción.

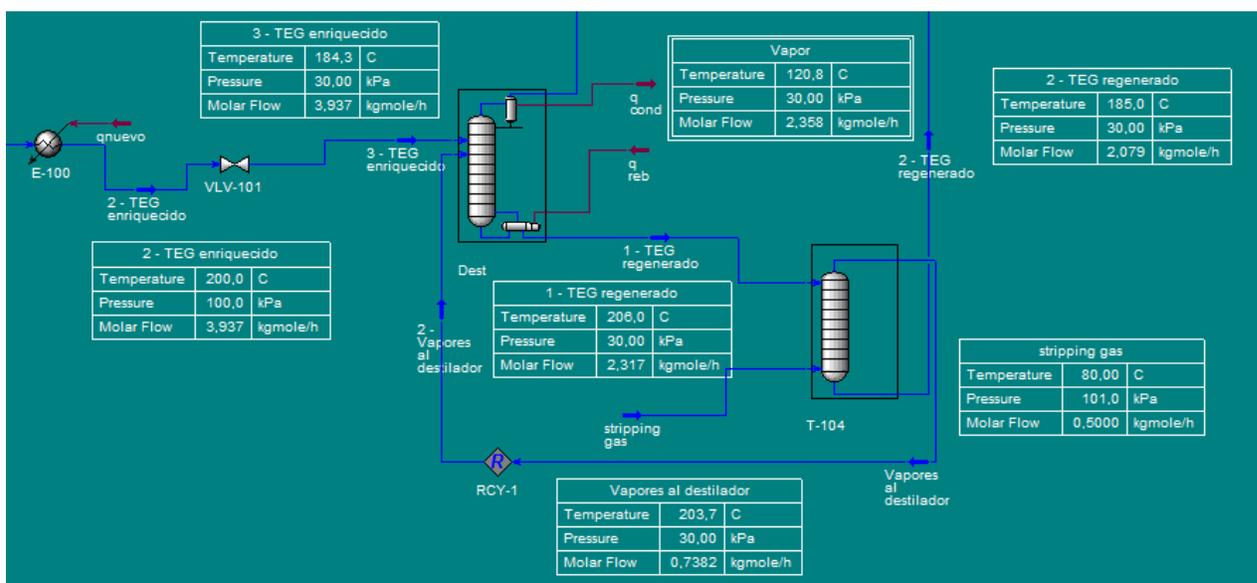


Figura 6.12

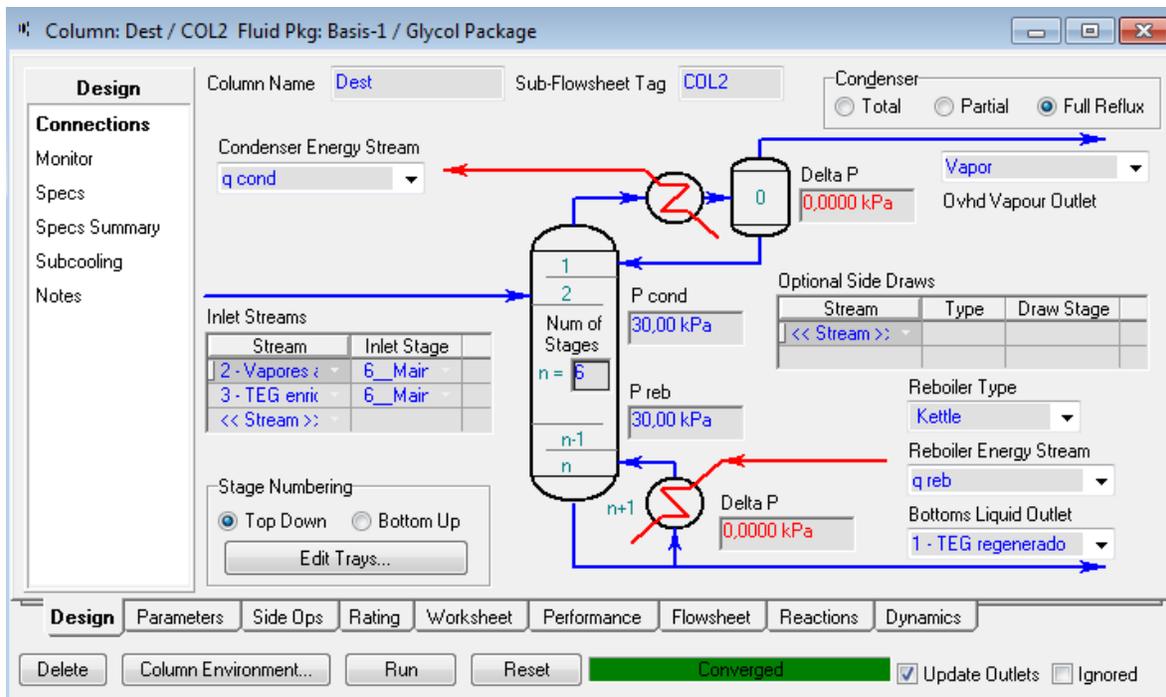


Figura 6.13

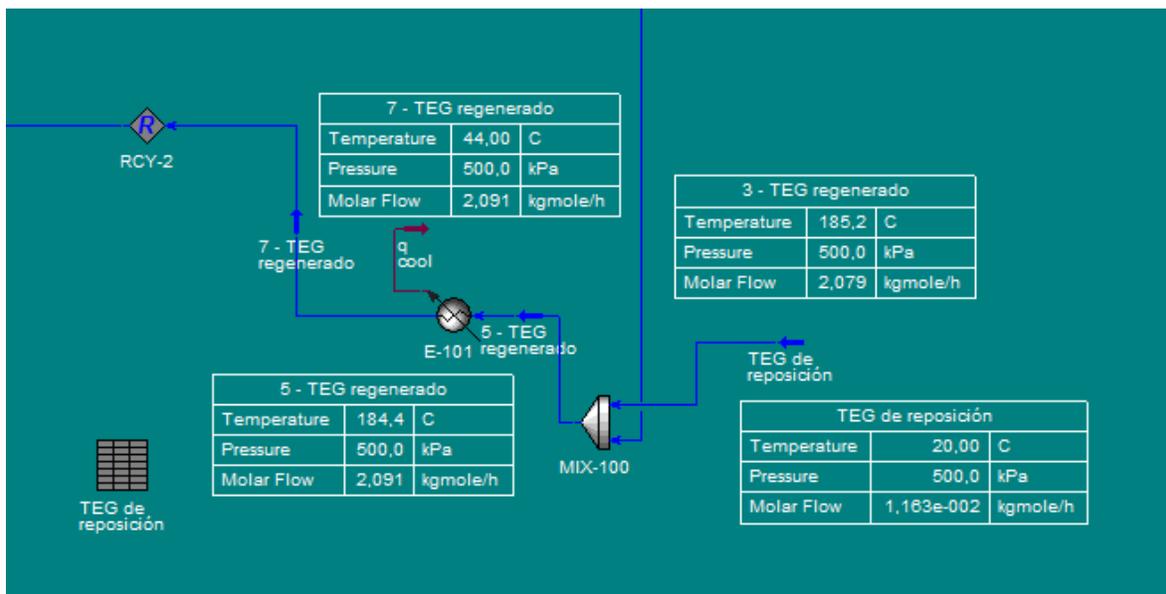


Figura 6.14

Vapor	Fracción molar
Metano	0,000060
CO2	0,194709
H2O	0,799981
DGA	0,000397
TEG	0,004856

Tabla 6.25

1-TEG regenerado	Fracción másica
Metano	0
CO2	0.000001
H2O	0,001963
DGA	0,000417
TEG	0,997619

Tabla 6.26

stripping gas	Fracción molar
Metano	0
CO2	0,92
H2O	0,08
DGA	0
TEG	0

Tabla 6.27

Vapores al destilador	Fracción molar
Metano	0
CO2	0,621871
H2O	0,097886
DGA	0,000702
TEG	0,279542

Tabla 6.28

2-TEG regenerado	Fracción másica
Metano	0
CO2	0,000138
H2O	0,000295
DGA	0,000284
TEG	0,999282

Tabla 6.29

TEG reposición	Fracción molar
Metano	0
CO2	0
H2O	0
DGA	0
TEG	1

Tabla 6.30

Se tienen las siguientes variables operativas.

Variable	Valor
Presión Absorbedor kPa	500
Etapas	18
Caudal TEG regenerado m <sup>3</sup> /hr	0,2799
Temp TEG entrada abs °C	44
Temp TEG salida abs °C	48,81
Temp Biogás entrada abs °C	40
Temp Biogás salida abs °C	55,45
Presión Destilador kPa	30
Etapas	6
Fracción másica del 2 -TEG regenerado	0,999282
Temp condensador °C	121
Temp reboiler °C	206
Q reboiler kj/hr	2,028E+04
Q condensador kj/hr	4,355E+04
Presión Absorbedor del stripping gas kPa	30

Tabla 6.31

Además el destilador es reflujo completo, como se mencionó antes, y la relación de reflujo es 0.157.

Las características del Biogás Purificado son las siguientes:

Variable	Valor
Temperatura °C	55,45
Presión kPa	500
Fracción mol CH <sub>4</sub>	0,998412
Fracción mol CO <sub>2</sub>	0,001505
Fracción mol H <sub>2</sub> O	0,00008
Fracción mol TEG	0,000003
Fracción mol DGA	0
Flujo molar kgmol/hr	67,3

Tabla 6.32

Nuevamente se dimensionaron los equipos con la función Tray Sizing que provee UNISIM.

Circuito TEG	
Diámetro absorbedor m	0,45
Alto absorbedor m	8,2
	Torre
Tipo	empacada
Diámetro destilador m	0,3
Alto destilador m	2,72
	Torre
Tipo	empacada
Diámetro absorbedor 2	0,45
Alto absorbedor 2	4,5
	Torre
Tipo	empacada

Tabla 6.33 Tabla de dimensiones de los equipos para el circuito TEG.

Más específicamente:

Packing Results	
Section	Section_1
Internals	Packed
Section Diameter [m]	0,4572
Max Flooding [%]	31,63
X-Sectional Area [m2]	0,1642
Section Height [m]	8,230
Section DeltaP [kPa]	0,5879
DP per Length [kPa/m]	8,741e-002
Flood Gas Vel. [m3/h-m2]	7127
Flood Gas Vel. [m/s]	1,980
Est. # Pieces of Packing	67014
Est. Mass of Packing [kg]	648,5
Est. Packing Cost (US\$)	
HETP [m]	0,4572
HETP Correlation	Frank
Packing Correlation	Robbins
Packing Type	Ballast Rings (

**Ilustración 6.15 Absorbedor**

Packing Results	
Section	Section_1
Internals	Packed
Section Diameter [m]	0,3048
Max Flooding [%]	22,56
X-Sectional Area [m2]	7,297e-002
Section Height [m]	2,729
Section DeltaP [kPa]	0,1005
DP per Length [kPa/m]	4,508e-002
Flood Gas Vel. [m3/h-m2]	2,155e+004
Flood Gas Vel. [m/s]	5,986
Est. # Pieces of Packing	9876
Est. Mass of Packing [kg]	95,6
Est. Packing Cost (US\$)	
HETP [m]	0,4548
HETP Correlation	Frank
Packing Correlation	Robbins
Packing Type	Ballast Rings (

**Ilustración 6.16 Destilador**

El diámetro del destilador es el mínimo que presenta UNISIM para dimensionamiento.



Para el destilador se elige un condensador de reflujo completo. Este es un parámetro del gasto energético en el condensador. Se analiza lo que respecta a los gastos en el condensar y a la relación de reflujo resultante de bajar la temperatura del biogás a la entrada y de aumentar la presión en el destilador. Se tiene como parámetro para la convergencia del destilador una recuperación de metano del 99.9%.

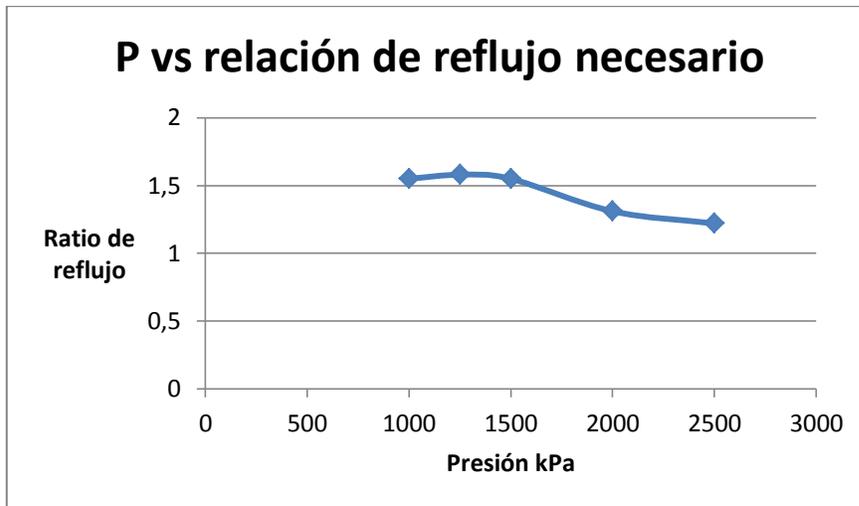


Gráfico 6.9

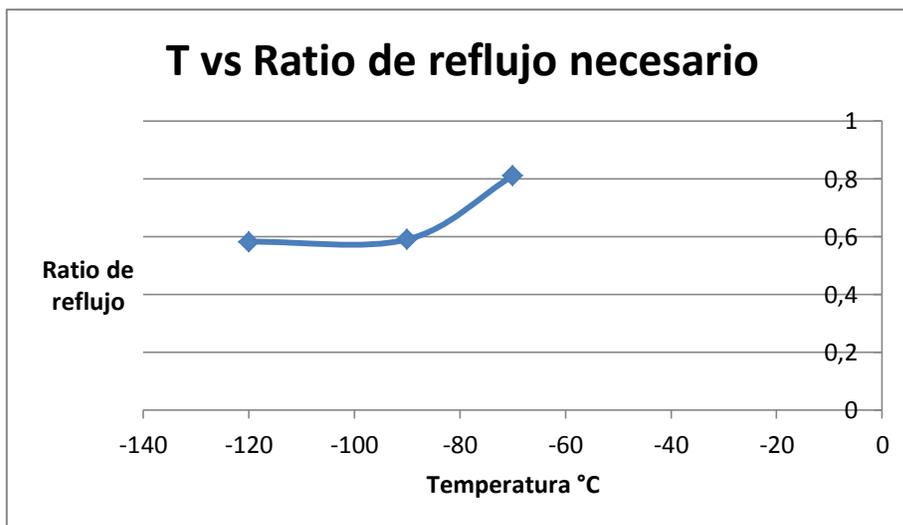


Gráfico 6.10

Como vemos tanto al aumentar la presión como disminuir la temperatura del biogás se opera a favor del ahorro energético en el destilador. Sin embargo como veremos a continuación la tendencia frente al calor entregado por el reboiler es la contraria.

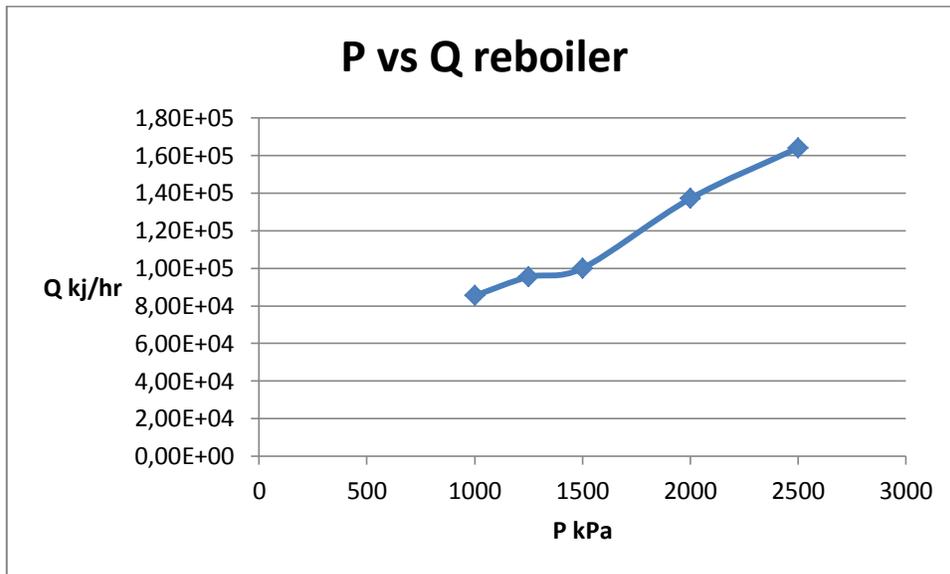


Gráfico 6.18

Con la temperatura ocurre lo mismo. Sin embargo el aumento no es tan significativo como para resignar la alta recuperación que como veremos se logra.

Se presenta a continuación los parámetros del destilador y las características de la corriente purificada.

Variable	Valor
Presión Destilador kPa	2550
Etapas	24
Relación de reflujo	0,582
Temp reboiler °C	-10,79
Temp Condensador °C	-100,9
Q Reboiler kj/hr	8,60E+05
Fracción mol metano en el Biogás purificado	0,999728
Fracción mol de CO <sub>2</sub> en el Biogás purificado	0,000272
Caudal molar del biogás purificado kmol/hr	67,21

Ilustración 6.29 Variables operativas. Corrientes de Biogás Purificado.

Además podemos ver la performance del destilador en un gráfico Composición vs Posición

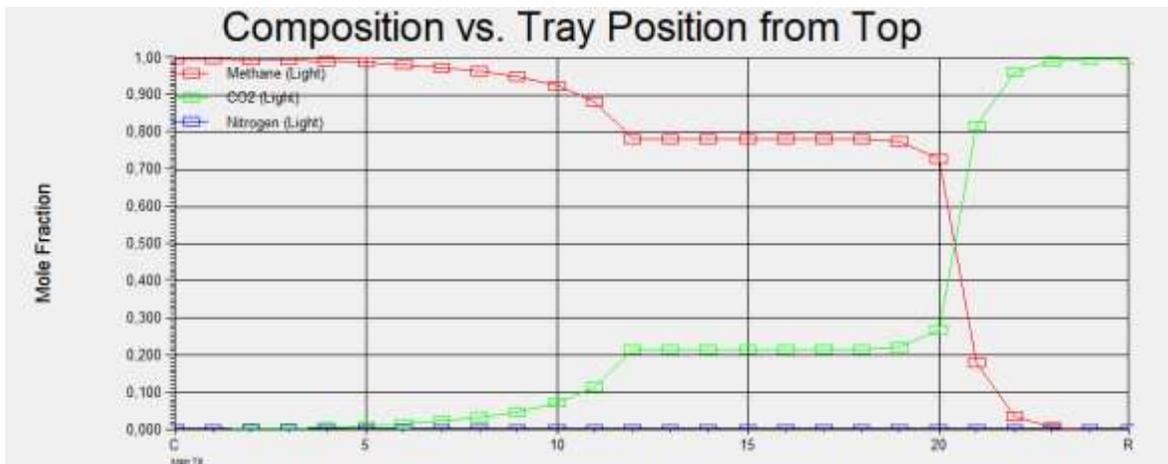


Figura 6.19

Se nota que como se mencionó antes, trabajar a estas presiones y temperaturas es costoso operativamente, por lo que no resulta conveniente a pesar de la alta recuperación presentada.

## 7. Definición de Equipos Auxiliares

### Cámara para depósito de sólidos.

También llamado desarenador, sirve para remover partículas inorgánicas para prevenir tanto daños en las bombas como su acumulación en los digestores. Debido a que la eficiencia en la transferencia de masa decrece con el contenido de sólidos inorgánicos suspendidos y esto afecta directamente en la velocidad de conversión del sustrato, se considera importante incluir los desarenadores.

Su principio de funcionamiento es el mismo que el de un sedimentador, diseñado para separar la materia inorgánica más pesada (gravedad específica cerca de 2.65) y pasar a través de la materia orgánica más liviana. Esto quiere decir que la velocidad de sedimentación debe no ser tan baja como para que la materia orgánica sedimente ni tan alta como para que la materia inorgánica no llegue a sedimentar.

#### Diseño

Como vemos a continuación, la cámara cuenta con 4 zonas.

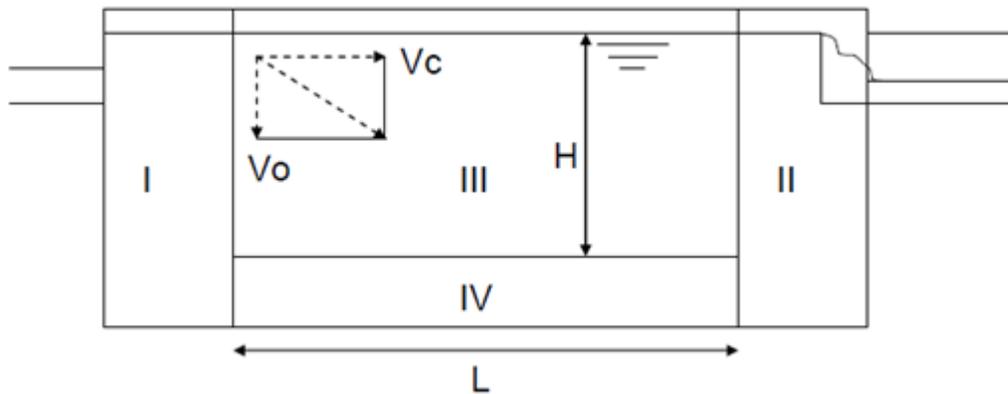


Figura 7.1

Zona 1: Entrada de los residuos cloacales municipales.

Zona 2: Salida de los residuos luego de remoción de las partículas inorgánicas.

Zona 3: Zona de sedimentación.

Zona 4: Zona de acumulación de la materia inorgánica.

L: largo

H: altura de la zona de sedimentación

V: velocidad horizontal del agua a tratar

$V_o$ : velocidad de sedimentación de la partícula más pequeña que se requiere sedimentar.

El diámetro de partícula más pequeña a separar en esta etapa puede variar de 0.15 a 0.2 mm. Esta velocidad puede ser expresada como flujo o como descarga por unidad de área de tanque (en inglés overflowrate). Si la velocidad de una partícula es mayor a  $V_o$ , la misma sedimenta.

Se utiliza el parámetro  $V_c$  (velocidad crítica) definido como la velocidad máxima necesaria para que no ocurra la resuspensión de partículas. Para su cálculo se utiliza la siguiente fórmula (Rao and Dutta, 2007):

$$V_c = \sqrt{\left[ \frac{8\beta}{f} g(S-1)D \right]}$$

$\beta$ : 0.06 para material pegajoso y no uniforme.

F: factor de Darcy-Weisbach, 0.03 para este tipo de partículas.

G: aceleración de la gravedad

S: gravedad específica de las partículas a remover (aproximadamente 2.65)

D: diámetro de la partícula

Para partículas de 0.2 mm  $V_c$  es igual a 0.228 m/seg.

La velocidad de sedimentación  $V_s$  depende tanto de las características de la partícula como las del fluido. Si asumimos partículas esféricas tenemos que:

$$V_s = \sqrt{\left[ \frac{4}{3} \frac{g}{C_D} (S-1) D \right]}$$

$C_d$  es el coeficiente de arrastre de Newton y se define como:

$$\frac{24}{R} + \frac{3}{\sqrt{R}} + 0.34 \quad 0.3 < R < 10^4$$

$$24 / R \quad R < 0.3$$

R: número de Reynolds

Si tenemos a  $C_d$  en su expresión más simple llegamos a la ley de Stoke:

$$V_s = \frac{g}{18} \left[ \frac{S-1}{\nu} \right] D^2$$

De lo contrario se debe proceder a iterar para encontrar  $V_s$ .

El diseño óptimo de este tipo de cámaras requiere un tiempo de retención de entre 30 y 60 segundos. Se muestra a continuación que si se realizan los cálculos para una sola cámara no se cumple tal requisito, por lo tanto se deben diseñar varias por separado con el mismo método que se ilustra para uno. La técnica consiste en repetir los cálculos para un tercio del agua municipal tratada y si no resulta, realizarlo para 4 y así sucesivamente.

Para una cámara:

Para tratar 160.000 m<sup>3</sup> de residuos cloacales municipales comenzaremos con la ley de Stokes y luego se verifica con el número de Reynolds. La viscosidad cinemática se aproxima a  $1.14 \cdot 10^{-2}$  cm<sup>2</sup>/seg .

$$V_s = 3.155 \text{ cm/seg}$$

A esta velocidad Re es mayor a 0.3 por lo tanto se utiliza mediante Mathcad un proceso iterativo con 3.15 cm/seg como valor semilla.

$$V_s := 3.15 \frac{\text{cm}}{\text{s}} \quad S_s := 2.65 \quad D := 0.02 \text{ cm} \quad g_g := 981 \frac{\text{cm}}{\text{s}^2}$$

$$\mu := 1.14 \cdot 10^{-2} \frac{\text{cm}^2}{\text{s}} \quad C_d := 10 \quad \text{Rey} := 5$$

Dado

$$V_s = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{g_g}{C_d} \cdot (S_s - 1) \cdot D}$$

$$C_d = \frac{24}{\text{Rey}} + \frac{3}{\sqrt{\text{Rey}}} + 0.34$$

$$\text{Rey} = \frac{V_s \cdot D}{\mu}$$

$$\text{sol} := \text{Find}(V_s, C_d, \text{Rey}) = \begin{pmatrix} 2.031 \\ 8.663 \\ 3.564 \end{pmatrix}$$

Por lo tanto  $V_s = 2.031$  cm/seg

Se calcula la velocidad crítica según la ecuación 1 y resulta  $V_c = 22.759$  cm/seg

Considerando que 160000 m<sup>3</sup>/día equivalen a 1.852 m<sup>3</sup>/seg y la velocidad de sedimentación, podemos calcular el área de la sección transversal:

$$A=1.852/0.22759=8.137 \text{ m}^2.$$

Si el ancho fuese de 2 metros, la altura por lo tanto debería ser de 4.159 m.

Como el tiempo de retención  $L/V_c$  debe ser igual a  $H/V_s$  despejando se puede llegar a que  $L/H=V_s/V_c$ . De esta manera para una altura de 4.159 metros la longitud teórica es de  $(22.759/2.031)*4.159=46.605$  metros

Se agregan dos metros extra para entrada y salida, entonces  $L=48.605$  metros. El volumen total será:  $V=46.605*6.359*2=592.722 \text{ m}^3$

El tiempo de retención es entonces  $592.722/1.852= 320.044$  segundos.

Para 3 cámaras:

$$V_s=2.031 \text{ cm/seg}$$

$$V_c=22.759 \text{ cm/seg}$$

$Q=0.617 \text{ m}^3/\text{seg}$  (se trata un tercio del caudal total en cada cámara)

$$A=0.617/0.22759= 2.71 \text{ m}^2$$

Ancho=1 m

Altura=2.71 m

$$(22.759/2.031)*2.71=30.368 \text{ metros}$$

Se agregan nuevamente 2 metros extra, entonces:  $L=32.368$  metros

$$V=32.368*2.71*1=87.717$$

$$\text{Tiempo de retención}=87.717/0.617=142.67 \text{ seg}$$

Para 5 cámaras

$$Q=0.37 \text{ m}^3/\text{seg} \text{ (se trata un quinto del caudal total en cada cámara)}$$

$$A=0.37/0.22759= 1.626 \text{ m}^2$$

$$\text{Ancho}=2 \text{ m}$$

$$\text{Altura}=0.813 \text{ m}^2$$

$$(22.759/2.031)*0.813=9.11 \text{ metros}$$

*Se agregan nuevamente 2 metros extra, entonces:  $L=11.11$  metros*

$$V=11.11*0.813*2=18.065$$

$$\text{Tiempo de retención}=18.065/0.37=48.824 \text{ seg}$$

Las partículas inorgánicas deben ser lavadas para su posterior disposición. Se resume entonces:

Cantidad de cámaras	5
Ancho (metros)	2
Alto (metros)	0,813
Largo (metros)	11,11

**Tabla 7.1 Dimensiones Cámaras**

## Sedimentador

Luego de eliminar las partículas inorgánicas se debe obtener a partir del agua residual remanente lodos primarios. Es muy difícil estimar la cantidad de partículas inorgánicas que pudiera haber presente en los residuos, sin embargo no debería presentar un porcentaje alto y como además los flujos que llegan a la planta pueden aumentar con facilidad, se considera adecuado trabajar con un flujo de 160.000 m<sup>3</sup> de residuos cloacales sin partículas inorgánicas. Ya que es un flujo muy grande debido al gran contenido de agua y que el sustrato debe estar un tiempo prolongado en un reactor continuo lo que se propone es una sedimentación primaria. Se removerá gran parte de la materia orgánica para ser dirigida al biorreactor y el agua afluyente se podrá llevar a otro tratamiento.

La teoría en la que se basa la sedimentación es la misma que se vio anteriormente. Se utilizará el método recomendado por la fuente [4]. Los tiempos de retención recomendados van de 1.5 a 2.5 horas aproximadamente.

Para definir la velocidad crítica en sedimentadores usaremos nuevamente la ecuación estudiada por Shields (1936) y Camp (1946) (Ecuación 1). En este caso la remoción de materia orgánica resulta efectiva para un diámetro de partícula de 0.1 mm y gravedad específica de 1.05. Así obtenemos  $V_c=2.801$  cm/seg para que no halla resuspensión.

<b>Type of solids (sludge)</b>	<b>Specific gravity</b>
Primary only:	
Medium-strength wastewater	1.03
From combined sewer system	1.05
Primary and waste-activated sludge	1.03
Primary and trickling filter humus sludge	1.03
Scum	0.95

Tabla 7.2 [4]

Del mismo libro tenemos los siguientes valores recomendados para el diseño de sedimentadores.

Item	U.S. customary units			SI units		
	Unit	Range	Typical	Unit	Range	Typical
<b>Primary sedimentation tanks followed by secondary treatment</b>						
Detention time	h	1.5-2.5	2.0	h	1.5-2.5	2.0
Overflow rate						
Average flow	gal/ft <sup>2</sup> -d	800-1200	1000	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> -d	30-50	40
Peak hourly flow	gal/ft <sup>2</sup> -d	2000-3000	2500	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> -d	80-120	100
Weir loading	gal/ft-d	10,000-40,000	20,000	m <sup>3</sup> /m-d	125-500	250
<b>Primary settling with waste activated-sludge return</b>						
Detention time	h	1.5-2.5	2.0	h	1.5-2.5	2.0
Overflow rate						
Average flow	gal/ft <sup>2</sup> -d	600-800	700	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> -d	24-32	28
Peak hourly flow	gal/ft <sup>2</sup> -d	1200-1700	1500	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> -d	48-70	60
Weir loading	gal/ft-d	10,000-40,000	20,000	m <sup>3</sup> /m-d	125-500	250

Tabla 7.3 [4]

Tanque rectangular	Valor	
	Intervalo	Intervalo
Profundidad	3 – 4,5 m	3,6 m
Longitud	15 – 90 m	25 – 45 m
Anchura	3 – 25 m	5 – 10 m
Velocidad de los rascadores	0,02 – 0,05 r/min	0,03 r/min

Tabla 7.4 Intervalo de valores recomendados para sedimentadores [4].

Utilizando valores típicos y con el parámetro overflow rate (caudal de derrame) podemos calcular el área de sección transversal de nuestro sedimentador a partir del flujo total.

Se prosigue en Mathcad.

1) Se calcula en base al flujo y caudal de derrame el área requerida

$$Q := 16000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \qquad \text{Long} := \frac{\text{Area}}{\text{ancho}} = 88.889$$

$$\text{OR} := 40 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{d}}$$

$$\text{Area} := \frac{Q}{\text{OR}} = 4 \times 10^3$$

Al ser un valor demasiado grande se trabaja con 5 sedimentadores

2) Se determina la longitud del tanque

ancho de cada sedimentador: 9 metros

$$\text{ancho} := 5 \cdot 9 \text{ m}$$

$$\text{Long} := \frac{\text{Area}}{\text{ancho}} = 88.889$$

3) Se calcula el tiempo de retención en base al volumen del tanque y flujo diario. Se supone una altura de 4 metros

$$\text{alt} := 4$$

$$\text{vol} := 4 \cdot [5 \cdot (9 \cdot 90)] = 1.62 \times 10^4$$

$$\text{OR}_{\text{real}} := \frac{Q}{5 \cdot (6 \cdot 133)} = 40.1$$

$$\text{retencion} := \frac{\text{vol} \cdot 24}{Q} = 2.43 \text{ horas}$$

estamos dentro de los parámetros estándar (entre 1.5 y 2.5 horas)

4) Se calcula nuevamente la velocidad para que las partículas no refloten

$$\begin{aligned} k &:= 0.0\% & d &:= 100 \cdot 10^{-6} & gg &:= 9.8\% \\ ss &:= 1.0\% & f &:= 0.0\% \end{aligned}$$

$$V_h := \sqrt{\frac{8 \cdot k \cdot (ss - 1) \cdot gg \cdot d}{f}} = 0.028 \quad \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Comparo con la velocidad de flujo

$$V_v := \frac{Q}{5 \cdot (9 \cdot 4)} \cdot \frac{1}{243600} = 0.01$$

La velocidad es menor que la de resuspensión como se pretendía.

Cantidad de sedimentadores	5
Ancho (metros)	9
Longitud (metros)	90
Alto (metros)	4

Tabla 7.5 Dimensiones Sedimentadores

### Diagrama de Cañerías e instrumentación.

Con el fin de seleccionar las cañerías, bombas y componentes se realizó un diagrama de cañerías e instrumentación. Se eligió este método ya que, debido a la complejidad y dimensión de la estación de depuración de aguas residuales, este serviría como criterio para las respectivas elecciones.

Se adjunta el diagrama y una breve explicación de la función que cumple cada uno de los componentes en la planta:

Inicialmente el pozo húmedo 1 recibe los efluentes de la red cloacal y provee un pulmón. Se puede apreciar un bypass hacia un colector marítimo en caso de quedar la planta fuera de servicio. El colector 1 será el encargado de recibir los efluentes provenientes de las bombas del pozo húmedo para luego ser distribuido uniformemente entre los desarenadores.. Los demás colectores cumplen funciones similares. Todos los colectores tienen también un bypass al colector marítimo. Las válvulas que se emplean para controlar el flujo son solenoides y, en el caso de las válvulas que permiten la entrada desde los colectores hasta las desarenadores y sedimentadores respectivamente, son válvulas solenoides de compuerta. Las válvulas poseen el mismo diámetro que las cañerías. Para el diámetro se tuvo en cuenta la recomendación de la fuente<sup>1</sup> que si la velocidad de flujo excedía los 1.8 m/s se puede optar por un diámetro de cañería mayor a 0.2 metros. Luego de tener esta velocidad como parámetro se verificó los diámetros comerciales. El flujo de solución acuosa de aminas es de aproximadamente 20 m<sup>3</sup>/hr y el de TEG de 0,3 m<sup>3</sup>/hr. Las condiciones son las establecidas en el capítulo 6. Los caudales del tratamiento primario son los vistos también en capítulos anteriores. Las bombas se eligieron en cuanto a flujo y requerimiento de altura. Tanto las bombas y las

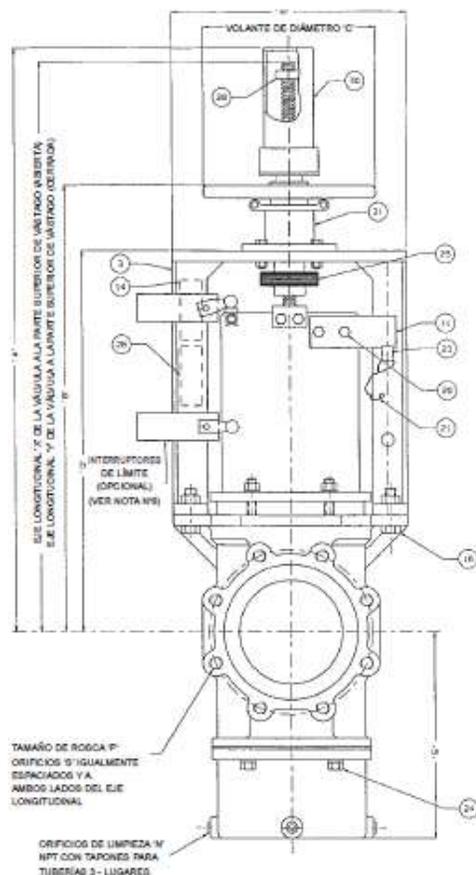
válvulas son específicas de tratamiento de aguas residuales municipales y lodos, en el caso particular. Además de las válvulas de control de flujo tenemos en el diagrama válvulas de servicio, ubicadas a la entrada y salida de cada equipo, cuya función es permitir el fácil mantenimiento de los mismos. Todo el tratamiento primario está equipado con bombas situadas de a pares, esto es así para prever que esa parte de la planta no deje de funcionar por mantenimiento de las bombas o una posible falla. En el circuito de purificación esto no es así ya que de fallar, se puede dirigir el biogás sin purificar a un generador que esté preparado para ser utilizado con biogás sin purificar. En cuanto al reactor, el mismo posee una purga de lodos donde se los dirige a un depósito y de esta manera pueden ser retirados diariamente. La planta cuenta con un circuito de tratamiento de agua para proveer el agua de servicio necesaria. La misma se produce a partir de un filtro ciclónico y un posterior tratamiento de floculación. El depósito de agua filtrada posee una válvula flotador que indica cuando se debe volver a llenar el mismo. El agua tratada se utiliza en la caldera y en los mixer. Por último se pueden apreciar tanto los compresores utilizados para los capítulos de purificación como compresores para almacenar CO<sub>2</sub> y biogás purificado a altas presiones. A continuación podemos ver los componentes seleccionados.



**Figura 7.2 Válvula solenoide.**

DN	NPS	Cara a cara l1	h1*	h2	f	Pletina según ISO 5211		Arcada		Salida eje cuadrado		Salida eje biplano			Abatimiento mariposa			
						n°	h4	a	b	∇ s	h3	s	Ø Z	h3	e1	e2	e3	e4
50	2	43	165	53	21,5	F05	5	55	105	-	-	11	14	24	23	0	33	4
65	2 ½	46	175	60	23	F05	5	55	105	-	-	11	14	24	41	6	48	9
80	3	46	185	68	24	F05	5	55	105	-	-	11	14	24	59	13	61	15
100	4	54	200	82	27	F05	5	55	105	-	-	14	18	24	78	18	81	21
125	5	57	225	92	28,5	F07	5	73	125	-	-	14	18	30	99	27	103	30
150	6	57	240	117	28,5	F07	5	73	125	-	-	17	22	32	127	39	131	43
200	8	62	290	153	34,5	F10	5	95	145	-	-	19	25	35	177	62	175	59
250	10	70	335	182	38	F12	5	120	190	25	45	-	-	-	225	82	230	80
300	12	80	365	230	42	F12	5	120	190	27	45	-	-	-	265	96	266	98
350	14	92	435	307	47,5	F14	5	135	210	30	55	-	-	-	308	112	311	116
400	16	102	465	332	56,5	F14	5	135	210	36	55	-	-	-	359	133	358	132
450	18	114	530	371	61	F16	8	160	250	40	65	-	-	-	418	155	418	160
500	20	127	560	398	65,5	F16	8	160	250	40	65	-	-	-	455	167	455	175
600	24	154	660	455	77	F25	8	275	320	50	65	-	-	-	546	201	546	211
650	26	Rogamos nos consulten																

Figura 7.3



• Rango de tamaños de 2" a 54"

Figura 7.4 Válvula de compuerta

# BOAX-B

PS 10 bar: DN 40 to 1000  
PS 16 bar: DN 40 to 600  
Design to  
EN 593 and ISO 10631



## BOAX-B APSAD



ND max. 300

Figura 7.5 Válvulas de servicio.



## PNW, SNW – Vertical tubular casing pumps

Technical Data	PNW	SNW	
Max. capacity	2.5	2.4	m <sup>3</sup> /s
	39,600	38,000	gpm
Max. discharge head	10	50	m
	33	164	ft
Max. fluid temperature	60	60	°C
	140	140	°F
Max. speed	1,450	1,450	rpm

Figura 7.6 Bomba sumergible



## VT / VT1 Hydraulique "F"

VT1F  
100–250

1450 1/min.

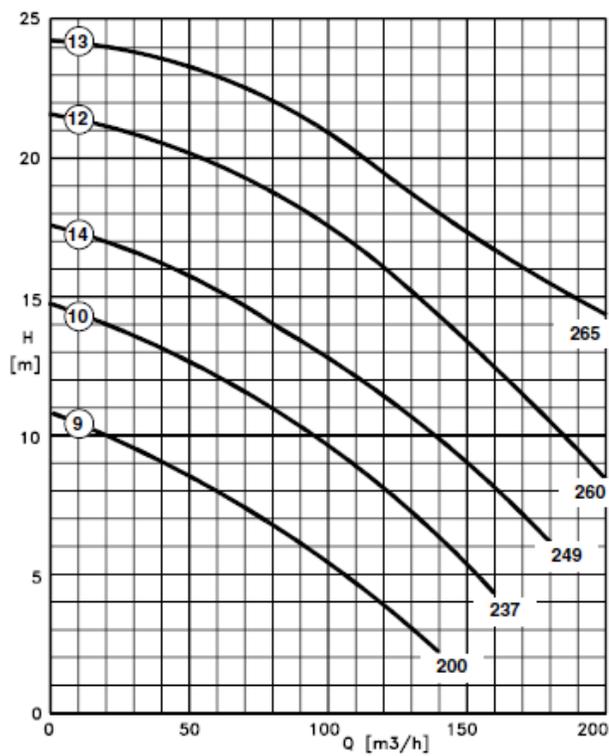


Figura 7.7 Bomba sumergible

Para las líneas de purificación con aminas y TEG se selecciona la bomba Goulds 3299 diseñada para proceso químicos de alta carga y corrosivos.

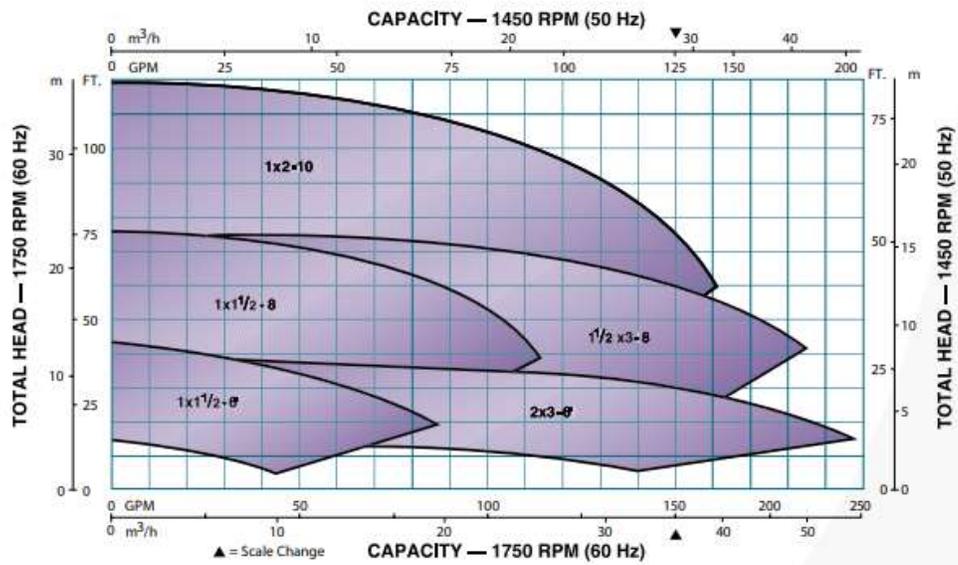


Figura 7.8 Bomba para circuitos de purificación

Para la recirculación de lodos se utiliza el modelo KWP provisto por la empresa KSB.



### Operating Data

		Standard sizes	Supplementary sizes
Pump sizes	DN	40 up to 250	up to 800
Capacity	Q	up to 1300 m <sup>3</sup> /h	11000 m <sup>3</sup> /h
Head	H	up to 100 m	80 m
Operating pressure	p	up to 10 bar	

Figura 7.9

### Selección de Caldera:

Una caldera es una máquina o dispositivo para generar vapor a través de una transferencia de calor a presión constante y superior a la atmosférica. A partir de este equipo se produce el vapor necesario para utilizarlo como fuente de calor para el calentamiento de fluidos, durante el funcionamiento de la planta.

Uno de esos equipos es el intercambiador de calor, en donde el vapor se utiliza para acondicionar los lodos a 35 °C en la entrada del biorreactor (como se presenta en el capítulo 5). Por último se considera también el calor de los reboiler utilizados en la absorción con aminas y en el circuito de deshidratación.

## Características de las calderas acuotubulares

Son aquellas calderas en las que el fluido de trabajo (agua) se desplaza por el interior de los tubos durante su calentamiento y los gases de combustión circulan por el exterior de los mismos. Son de aplicación cuando se requiere una presión de trabajo alta (por encima de los 22 bar) y grandes capacidades de vapor como en el caso tratado. Además presentan una evaporación rápida, en comparación con la humotubulares, debido a las pequeñas cantidades de agua contenida en los tubos y por lo tanto son afectadas por la diferencia de consumo de vapor y alimentación de agua.

También se puede mencionar que la circulación de agua en este tipo de caldera, alcanza velocidades considerables con lo que se consigue una transmisión eficiente del calor y ello explica la elevada capacidad de producción de vapor (con respecto a las humotubulares).

Los principales parámetros que se deben tener en cuenta a la hora de seleccionar una caldera son los siguientes:

- Producción de vapor.
- Tipo de caldera.
- Presión de operación.
- Temperatura de trabajo.

## Selección

Para calcular la producción de vapor, se partió de los requerimientos calóricos de los 3 procesos descritos anteriormente:

$Q_1 = \text{Calor del intercambiador de calor} = 20.350.000 \text{ KJ/h}$

$Q_2 = \text{Calor del reboiler utilizado en absorción con aminas} = 6.566.000 \text{ KJ/h}$

$Q_3 = \text{Calor del reboiler utilizado en absorción con TEG} = 101.600 \text{ KJ/h}$

$Q_{\text{total}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 27.018.000 \text{ KJ/h}$

Se considera que la siguiente caldera cumple con los requisitos:

Caldera de vapor de tres pasos de humos UL-S



Se presentan a continuación las especificaciones de la misma.

Figura 7.10

Modelo	UL-S
Fluido	Vapor saturado – alta presión
Tipo	Generador de vapor pirotubular, 3 pasos y horizontal
Producción	de 1.250 a 28.000 kg/h
Presión de diseño	hasta 30 bar
Temperatura máx.	hasta 235 °C
Combustibles	Gas, gasóleo, fuel-oil

Tabla 7.9

A esta presión y temperatura la entalpía del vapor es de 2603 KJ/kg, por lo que son necesarios 10.379 kg/h de vapor. Vemos que está dentro del rango de producción de la caldera.

## 8. Integración energética. Red de intercambiadores de calor. Balance energético

### Método Pinch

El “método Pinch” fue introducido a fines de la década de 1970, por Linnhoff y Vredeveld para representar un conjunto nuevo de métodos termodinámicos que garantizan un nivel de energía mínimo en el diseño de redes de intercambiadores de calor.

El método tiene 2 objetivos principales, el primero es el ahorro económico al reducir el uso de corrientes auxiliares, como el consumo de combustibles para generar vapor (que usan las corrientes calientes) y el uso de menor electricidad al procesar el agua de enfriamiento (que usan las frías). La manera de realizarlo es mediante el intercambio de calor directamente entre las corrientes frías y calientes, y para ello debe haber una fuerza impulsora ( $T_c > T_f$ ) y una concordancia entre calores intercambiados ( $Q_c = Q_f$ ). Y segundo, determinar la red de intercambiadores de calor, es decir la cantidad de intercambiadores de calor y su disposición con mínima área de transferencia de calor. Se busca entonces minimizar los costos de capital y los costos de energía.

### Implementación del método Pinch

El punto de partida para la aplicación del método es identificar todas las corrientes de los equipos de la planta que tengan algún intercambio de calor, que son los enfriadores y calentadores, y luego clasificarlas de acuerdo sus requerimientos energéticos, es decir en corrientes frías (aquellas que necesitan ser calentadas) y corrientes calientes (aquellas que necesitan ser enfriadas).

A continuación, se utiliza la herramienta informática “Online Pinch Analysis Tool”, que permite obtener las curvas compuestas de las corrientes frías y calientes. Para cada corriente definida en dicho programa se tienen en cuenta, las siguientes variables: la temperatura de entrada al equipo, la temperatura de salida y el calor puesto en juego. El método Pinch, trabaja en intervalos de temperatura, en donde se suman los calores de las corrientes involucradas en ese rango.

Finalmente el programa construye el gráfico de temperatura vs carga energética (Kj/h) de las curvas compuestas frías y calientes. De ser necesario una de las curvas se puede desplazar horizontalmente para mejorar la integración energética. Así es posible encontrar un  $\Delta T_{\min}$  que sea suficiente para que haya una fuerza impulsora, dicho valor suele variar entre 5 y 20 °C. Cuanto más se alejen las curvas, es decir cuando el  $\Delta T_{\min}$  sea cada vez mayor, se requerirá equipos más chicos pero se necesitará una mayor cantidad de corrientes auxiliares y habrá costos operativos más altos. Por esta razón se suele definir un  $\Delta T_{\min}$  óptimo de 10 °C. Dicho punto de mayor proximidad se denomina como punto Pinch. Una vez definido el mismo, se pueden calcular los requerimientos mínimos de corrientes auxiliares, tanto para calentar como para enfriar las corrientes de proceso debido a que es imposible realizar tales intercambios por medio de corrientes de proceso.

El método trabaja individualmente los procesos que ocurren a mayor y menor temperatura que la del punto Pinch, donde la diferencia de temperatura entre las corrientes es mínima.

Existen tres principios de diseño para lograr una red de intercambio con el mínimo requerimiento de energía:

- Para temperatura por encima del punto Pinch, no se debe remover calor.
- Para temperatura por debajo del punto Pinch, no se debe entregar calor.
- No se debe transferir calor a través del punto Pinch.

### Diseño de la red de intercambiadores

Tanto el reactor como el destilador son equipos críticos en el proceso si nos referimos a su demanda energética. Si alguno de estos equipos mencionados se los incluye dentro de la integración energética y se los hace intercambiar calor con otra corriente de proceso puede haber problemas al momento de plantear el sistema de control. Esto es así, pues para controlar un equipo necesito ser capaz de manipular las variables de las corrientes de servicio, sin embargo si en lugar de ello se utilizan las corrientes de proceso que tienen variables definidas, las posibilidades de manipular dichas variables son más limitadas y se dificulta el planteo de un buen sistema de control, como se mencionó. Por lo tanto se debe evaluar por un lado el potencial de integración energética y la necesidad de control para ver si es conveniente incluir dichos equipos en la integración.

Los reactores son casos particulares que por lo general en la mayoría de los procesos químicos son equipos con un alto calor puesto en juego, es decir con un alto potencial de integración energética, pero en nuestro caso el biorreactor que produce biogás tiene un calor de reacción despreciable ya que hay pérdidas de calor (por convección, radiación, conducción), intercambio de calor entre lodos y gas, calentamiento de materia prima, entonces no se justifica integrarlos energéticamente con corrientes de proceso, debido a su bajo potencial energético y no se incluirán en el análisis pinch.

Cabe mencionar que si se llegara a integrar el reactor sería mediante una operación auto-térmica, donde se utiliza el propio calor del mismo para precalentar los reactivos y esto nos permitiría realizar un aprovechamiento energético, pero debe tenerse precaución ya que se está generando una corriente de reciclo, y ello en cierto sentido implica un mezclado de la corriente de entrada con la de salida y este mezclado en un TAC opera de manera no isotérmica y hay problemas energéticos importantes, inestabilidad y múltiples estados estacionarios.

Para realizar el análisis, se decidió definir la temperatura de la corriente fría de lodos a 20 °C, la cual sería la temperatura promedio en verano, lo que significa también el menor potencial energético de esta corriente. Al final del análisis se recalcula todo para la situación en que esta corriente se encuentre inicialmente a 7 °C para tener una idea del calor que se necesitaría en invierno para calentarla y cual sería la temperatura final de la corriente.

Datos de las corrientes ingresadas:

Stream Data				
ID	Source Temperature	Target Temperature	Heat Load	Thermal Capacity
1	132.00	40.00	281200.0000	3.056522E+3
2	94.63	40.00	3253000.0000	5.954604E+4
3	20.00	35.00	10780000.0000	7.186667E+5
4	101.60	35.00	267000.0000	4.009009E+3
5	48.84	200.00	228000.0000	1.508336E+3
6	184.80	44.19	123600.0000	8.790271E+2

Figura 8.1 Corrientes ingresadas en el programa

Donde las corrientes son:

1. Biogás sin CO<sub>2</sub> comp (circuito TEG)
2. 4 – amina reg

3. Lodos primarios
4. Biogás comp (Circuito DGA)
5. 1- TEG enriquecido
6. 5- TEG regenerado

Se aclara lo siguiente:

- Se toma la temperatura de los lodos primarios como 20 °C suponiendo el peor de las temperaturas promedio, la cual sucede en verano, ya que este sería para la integración el peor de los casos.
- Los nombres de las corrientes son equivalentes a los presentados en el capítulo 6 de simulación del proceso de purificación.

Entonces se obtienen las curvas compuestas combinadas en un gráfico de temperatura (°C) vs carga energética (kj/h):

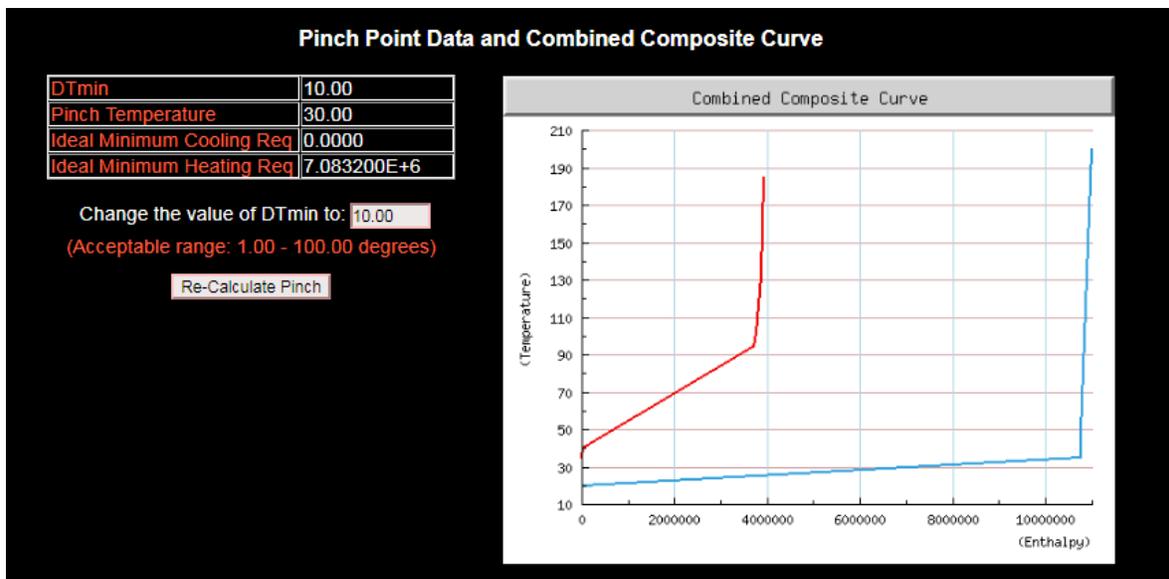


Figura 8.2 Curvas compuestas caliente y fría

Como se ve en la figura, la curva caliente compuesta es de color rojo y la curva compuesta fría es de color azul. Se puede que las curvas se encuentran distanciadas a más de 10 °C en todo el rango de carga energética, lo cual implica que no existe un punto Pinch verdadero.

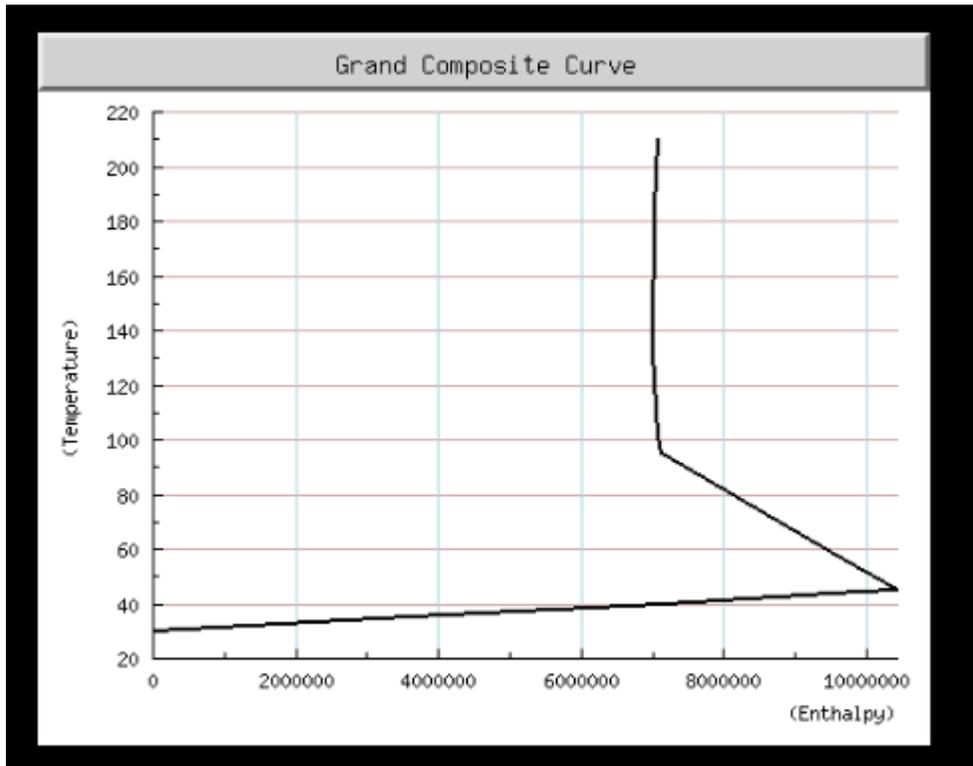


Figura 8.3 Gran Curva Compuesta

Analizando la gran curva compuesta, se observa de la figura 3 que en 30 °C se toca el eje de la temperatura, y esa es la temperatura umbral, o “punto pinch”.

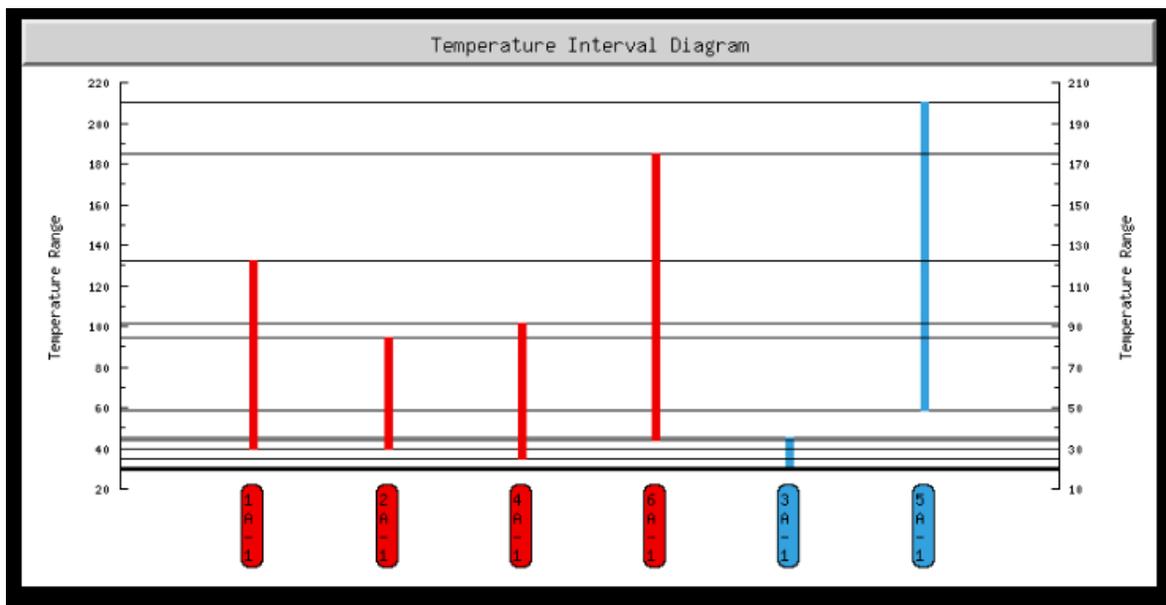


Figura 8.4 Diagrama de rejillas de todas las corrientes calientes (rojo) y frías (azul)

De la figura se ve que están todas las corrientes por encima de la temperatura umbral, o “punto pinch”.

Hot Streams Above the Pinch										
Stream ID	Overall Load	Overall Capacity	# of substreams	Substream ID	Min Temp	Max Temp	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch	Action
1A	281200.0000	3.056522E+3	1	1A-1	40.00	132.00	281200.0000	3.056522E+3	N	Split This Stream
Reset this stream and remove all substreams.										
2A	3253000.0000	5.954604E+4	1	2A-1	40.00	94.63	3253000.0000	5.954604E+4	N	Split This Stream
Reset this stream and remove all substreams.										
4A	267000.0000	4.009009E+3	1	4A-1	35.00	101.60	267000.0000	4.009009E+3	N	Split This Stream
Reset this stream and remove all substreams.										
6A	123600.0000	8.790271E+2	1	6A-1	44.19	184.80	123600.0000	8.790271E+2	N	Split This Stream
Reset this stream and remove all substreams.										

Figura 8.5 Corrientes calientes por encima del punto Pinch

Cold Streams Above the Pinch										
Stream ID	Overall Load	Overall Capacity	# of substreams	Substream ID	Min Temp	Max Temp	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch	Action
3A	10780000.0000	7.186667E+5	1	3A-1	20.00	35.00	10780000.0000	7.186667E+5	Y	Split This Stream
Reset this stream and remove all substreams.										
5A	228000.0000	1.508336E+3	1	5A-1	48.84	200.00	228000.0000	1.508336E+3	N	Split This Stream
Reset this stream and remove all substreams.										

Figura 8.6 Corrientes frías por encima del punto Pinch

Se procede de esta manera a emparejar las corrientes.

**You have chosen to cool this hot stream located above the pinch.**

Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch
1A-1	40.00	132.00	281200.0000	3.056522E+3	N

**Choose from the following available cold streams that are above the pinch.**

Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch	Select
3A-1	20.00	35.00	10780000.0000	7.186667E+5	Y	<input checked="" type="radio"/>

Figura 8.7

**You have chosen to cool this hot stream located above the pinch.**

Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch
2A-1	40.00	94.63	3253000.0000	5.954604E+4	N

**Choose from the following available cold streams that are above the pinch.**

Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch	Select
3A-1	20.39	35.00	10498800.0000	7.186667E+5	N	<input type="radio"/>

Figura 8.8

**You have chosen to cool this hot stream located above the pinch.**

Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch
4A-1	35.00	101.60	267000.0000	4.009009E+3	N

**Choose from the following available cold streams that are above the pinch.**

Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch	Select
3A-1	24.92	35.00	7245800.0000	7.186667E+5	N	<input type="radio"/>

Figura 8.9

**You have chosen to cool this hot stream located above the pinch.**

Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch
6A-1	44.19	184.80	123600.0000	8.790271E+2	N

**Choose from the following available cold streams that are above the pinch.**

Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch	Select
3A-1	25.29	35.00	6978800.0000	7.186667E+5	N	<input type="radio"/>

Figura 8.10

Finalmente vemos que la corriente 1-TEG enriquecida no puede ser emparejada con el fin de calentarla:

**You have chosen to warm this cold stream located above the pinch.**

Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Load	Thermal Capacity	Contacts Pinch
5A-1	48.84	200.00	228000.0000	1.508336E+3	N

**Choose from the following available hot streams that are above the pinch.**

No feasible streams found for matching.

Temperature Interval Matching

Figura 8.11

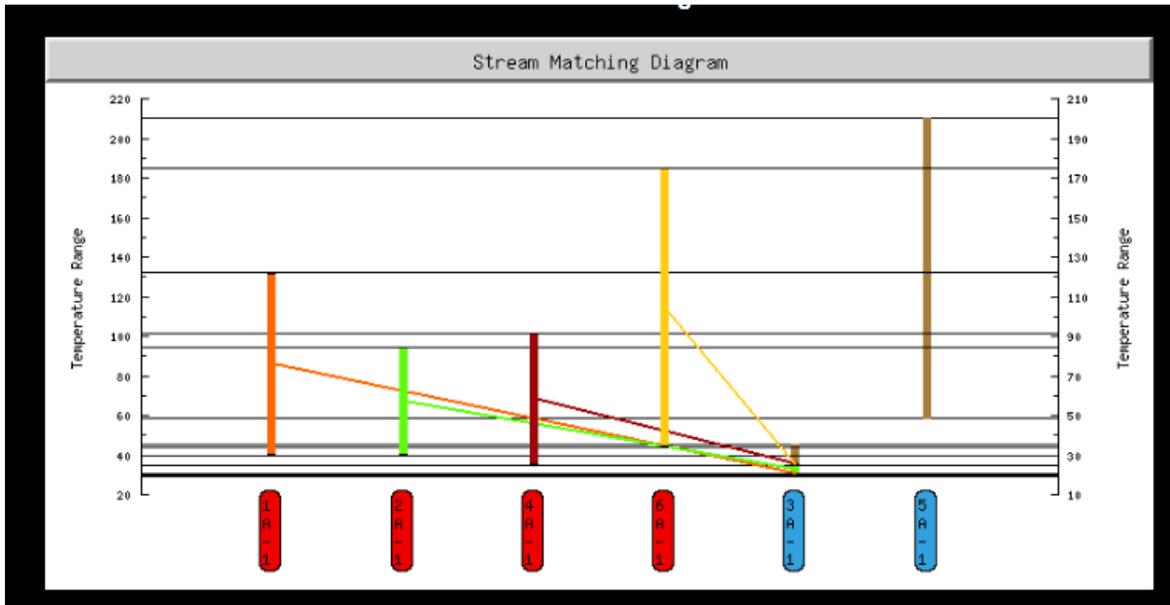


Figura 8.12 Diagrama de cómo se conectan las corrientes frías y calientes entre sí.

Así queda la red de intercambiadores de calor:

Heat Exchangers				
ID	Heat Exchanger Data			
1A	Heat Exchanger Load	281200.0000	Log Mean Temp Diff.	53.2836
	Heat Exchanger Location		Above the Pinch	
	Cold Substream Data		Hot Substream Data	
	Substream ID	3A-1	Substream ID	1A-1
	Inlet Temp	20.00	Inlet Temp	132.00
	Outlet Temp	20.39	Outlet Temp	40.00
	Thermal Capacity	7.186667E+5	Thermal Capacity	3.056522E+3

Figura 8.13

ID	Heat Exchanger Data			
2A	Heat Exchanger Load	3253000.0000	Log Mean Temp Diff.	39.5013
	Heat Exchanger Location		Above the Pinch	
	Cold Substream Data		Hot Substream Data	
	Substream ID	3A-1	Substream ID	2A-1
	Inlet Temp	20.39	Inlet Temp	94.63
	Outlet Temp	24.92	Outlet Temp	40.00
	Thermal Capacity	7.186667E+5	Thermal Capacity	5.954604E+4

ID	Heat Exchanger Data			
3A	Heat Exchanger Load	267000.0000	Log Mean Temp Diff.	32.7210
	Heat Exchanger Location		Above the Pinch	
	Cold Substream Data		Hot Substream Data	
	Substream ID	3A-1	Substream ID	4A-1
	Inlet Temp	24.92	Inlet Temp	101.60
	Outlet Temp	25.29	Outlet Temp	35.00
	Thermal Capacity	7.186667E+5	Thermal Capacity	4.009009E+3

ID	Heat Exchanger Data			
4A	Heat Exchanger Load	123600.0000	Log Mean Temp Diff.	65.8767
	Heat Exchanger Location		Above the Pinch	
	Cold Substream Data		Hot Substream Data	
	Substream ID	3A-1	Substream ID	6A-1
	Inlet Temp	25.29	Inlet Temp	184.80
	Outlet Temp	25.46	Outlet Temp	44.19
	Thermal Capacity	7.186667E+5	Thermal Capacity	8.790271E+2

Figura 8.14, 8.15, 8.16

Finalmente tenemos la temperatura final de los lodos y el calor final necesario.

Hot Utilities Needed (Cold Streams to be Heated)				
Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Thermal Capacity	Load
3A-1	25.46	35.00	7.186667E+5	6855200.0000
5A-1	48.84	200.00	1.508336E+3	228000.0000
Total Heating Utility Required				7083200.0000
Ideal Heating Utility Required				7083200.0000

Figura 8.17

Si los lodos ingresasen a 7°C (temperatura promedio más baja del invierno) el resultado final sería:

Hot Utilities Needed (Cold Streams to be Heated)				
Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Thermal Capacity	Load
5A-1	48.84	200.00	1.508336E+3	228000.0000
6A-1	12.47	35.00	7.178571E+5	16175200.0000
Total Heating Utility Required				16403200.0000
Ideal Heating Utility Required				16403200.0000
Return to Top				
Cold Utilities Needed (Hot Streams to be Cooled)				
Substream ID	Min Temperature	Max Temperature	Thermal Capacity	Load
Total Cooling Utility Required				0.0000
Ideal Cooling Utility Required				0.0000

Figura 8.18

De todos modos, la caldera fue diseñada teniendo en cuenta que fuera necesario aumentar la temperatura de los lodos desde los 7°C (temperatura promedio más fría en invierno). También se nota que al no poder ser integrada la corriente de TEG enriquecida, se debería considerar que tal vez no es necesario elevar tanto su temperatura.

A continuación se calculan las áreas requeridas para los reboiler y condensares de los destiladores, primero para el desorbedor del circuito de DGA y luego para el regenerador de TEG. Se considera como una aproximación que las temperaturas de los fluidos de servicio cambian muy poco por lo que el DTML se reduce a  $(T_{\text{servicio}}-t)$ . Los valores de U fueron tomados de bibliografía (Intercambiadores de Calor – Eduardo Cao).

Variable	Valor	Unidad
Temperatura del Vapor	235	°C
Temperatura reboiler (t)	124	°C
U	1200	W/(m <sup>2</sup> *K)
(T-t)	111	°K
Calor Reboiler	1823	KW
Área	13.68	m <sup>2</sup>

Tabla 6.1 Reboiler desorbedor DGA

Variable	Valor	Unidad
Temperatura agua de servicio	20	°C
Temperatura condensador (t)	69,2	°C
U	825	W/(m <sup>2</sup> *K)
(T-t)	49,2	°K
Calor condensador	861,5	KW
Área	21,22	m <sup>2</sup>

Tabla 8.2 Condensador desorbedor DGA

Variable	Valor	Unidad
Temperatura agua de servicio	20	°C
Temperatura condensador (t)	121	°C
U	825	W/(m <sup>2</sup> *K)
(T-t)	101	°K
Calor condensador	12,1	KW
Área	0,14	m <sup>2</sup>

Tabla 8.3 Condensador destilador TEG

Aquí podemos ver un condensador cuyos requerimientos son extremadamente bajos debido a su baja relación de reflujo y los bajos caudales que maneja.

Variable	Valor	Unidad
Temperatura agua de servicio	235	°C
Temperatura reboiler (t)	206	°C
U	1200	W/(m <sup>2</sup> *K)
(T-t)	29	°K
Calor reboiler	5,635	KW
Área	0,16	m <sup>2</sup>

Tabla 8.4 Reboiler destilador TEG

Se nota que el área es extremadamente pequeña. Esto se debe en parte a que el vapor que se utiliza es el de la misma caldera que para calentar los lodos, el cual requiere un vapor a muy alta temperatura. Se debería tener en cuenta diseñar una fuente alternativa de calor para este caso.

Para los demás intercambiadores, se calcula el área requerida. Se sabe que la ecuación para intercambiadores (la misma que utilizada anteriormente) es:

$$Q=U*A*DTML$$

Simulando los intercambiadores, UNISIM nos provee mediante la pestaña performance, los valores de U\*A. Utilizando valores de coeficientes globales de bibliografía podemos de esta manera calcular las áreas requeridas.

#### 1. Intercambiador Biogás sin CO<sub>2</sub> comprimido/lodos

U*A	5300 kJ/(h*C)
U	477 KJ/(h*m2*K)
A	11,1 m2

Tabla 8.5

#### 2. Intercambiador 4-amina reg/lodos

U*A	84900 kJ/(h*C)
U	1800 KJ/(h*m2*K)
A	47,16 m2

Tabla 8.6

#### 3. Biogás comprimido/lodos

U*A	8000 kJ/(h*C)
U	477 KJ/(h*m2*K)
A	16,77 m2

Tabla 8.7

#### 4. 5-TEG regenerado/Lodos

U*A	1900 kJ/(h*C)
U	1800 KJ/(h*m2*K)
A	1,05 m2

Tabla 8.8

## 5. Intercambiador Lodos/Vapor. Caudal de vapor: 8000 kg vapor/hr

U*A	91000	kJ/(h*C)
U	9900	kJ/(h*m2*K)
A	9.19	m2

Tabla 8.9

Finalmente para la corriente 1-TEG enriquecida que no pudo ser integrada, se la calienta con vapor de la caldera y se tiene:

U*A	2530	kJ/(h*C)
U	3240	kJ/(h*m2*K)
A	0,78	m2

Tabla 8.10

Esta área resulta muy pequeña ya que el caudal mínimo que entrega la caldera es de 1250 kg/h.

Las corrientes con un área cercana a 10 m<sup>2</sup> o menor, pueden intercambiar calor en un intercambiador de doble tubo. Para los intercambiadores 2 y 3 se necesitarán intercambiadores de tubo y coraza. Los mismos se diseñan en un software y se presentan los resultados a continuación.

- Intercambiador 4-amina reg/lodos

Se podrán observar dos diferencias importantes que resultan de utilizar el módulo mencionado. La primera es la temperatura de salida de los lodos, y la segunda el área de intercambio requerida. La denominación AES fue elegida por sus ventajas en cuanto a limpieza.

Heat Exchanger Specification Sheet							
1	Company:						
2	Location:						
3	Service of Unit:			Our Reference:			
4	Item No.:			Your Reference:			
5	Date:	Rev No.:	Job No.:				
6	Size :	625 - 3000	mm	Type:	AES	Horizontal	Connected in: 1 parallel 1 series
7	Surf/unit(eff.)	77.1	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	77.1 m <sup>2</sup>

Figura 8.19

PERFORMANCE OF ONE UNIT						
9	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side		
10	Fluid name	Aqua		DGA		
11	Fluid quantity, Total	48,2222		5,2778		
12	Vapor (In/Out)	kg/s	0	0	0,1701	0
13	Liquid	kg/s	48,2222	48,2222	4,9629	5,1331
14	Noncondensable	kg/s	0	0	0,1447	0,1447
15						
16	Temperature (In/Out)	°C	20,39	25,5	94,64	40,21
17	Bubble / Dew point	°C	/	/	-114,21 / 591,1	-115,16 / 590,53
18	Density Vapor/Liquid	kg/m <sup>3</sup>	/ 997,97	/ 996,77	0,87 / 833,74	1,54 / 871,94
19	Viscosity	mPa-s	/ 0,9923	/ 0,88	0,0103 / 2,7672	0,0145 / 9,3858
20	Molecular wt, Vap				31,36	42,03
21	Molecular wt, NC				44,01	44,01
22	Specific heat	kJ/(kg-K)	/ 4,046	/ 4,043	1,485 / 3,381	0,92 / 3,235
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	/ 0,6047	/ 0,6122	0,0232 / 0,3275	0,0183 / 0,3007
24	Latent heat	kJ/kg			2119,6	1479,8
25	Pressure (abs)	bar	1,01	0,8913	1,01	0,95157
26	Velocity (Mean/Max)	m/s	0,54 / 0,56		3,92 / 9,19	
27	Pressure drop, allow./calc.	bar	0,2	0,1187	0,1101	0,05843
28	Fouling resistance (min)	m <sup>2</sup> -K/W	0		0	0
29	Heat exchanged	1106			MTD (corrected)	40,72
30	Transfer rate, Service	352,4	Dirty	358,1	Clean	358,1
						W/(m <sup>2</sup> -K)

Figura 8.20

La corriente 4-amina reg se propone que intercambie calor a presión atmosférica para seguir el planteamiento del proceso propuesto en el capítulo 6. La corriente de amina que sale del desorbedor es descomprimida antes de entrar al separador, luego se la lleva a 1 atm para ser mezclada con la amina y el agua de compensación y de esta manera luego de intercambiar calor se la vuelve a comprimir.

CONSTRUCTION OF ONE SHELL										Sketch							
			Shell Side				Tube Side										
33	Design/Vacuum/test pressure	bar	3	/	/	3	/	/									
34	Design temperature	°C	65				130										
35	Number passes per shell		1				2										
36	Corrosion allowance	mm	3.18				3.18										
37	Connections	In mm	1	203.2	/	-	1	203.2	/			-					
38	Size/Rating	Out	1	254	/	-	1	152.4	/			-					
39	Nominal	Intermediate	1	/	-	1	/	-									
40	Tube #:	464	OD:	19.05	Tks. Average	2.11	mm	Length:	3000			mm	Pitch:	23.81	mm	Tube pattern:	30
41	Tube type:	Plain	Insert:	None			Fin#:	#/m				Material:	Carbon Steel				
42	Shell	Carbon Steel	ID	625	OD	645	mm	Shell cover	Carbon Steel								
43	Channel or bonnet	Carbon Steel					Channel cover	Carbon Steel									
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel					Tubesheet-floating	Carbon Steel									
45	Floating head cover	Carbon Steel					Impingement protection	None									
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental			Cut(%d)	33.75	H Spacing: c/c	325	mm						
47	Baffle-long	-	Seal Type					Inlet	575.21			mm					
48	Supports-tube	U-bend	0					Type									
49	Bypass seal					Tube-tubesheet joint	Expanded only (2 arooves)(App.A 'i')										
50	Expansion joint	-	Type					None									
51	RhoV2-Inlet nozzle	2237	Bundle entrance	672			Bundle exit	672		kg/(m-s <sup>2</sup> )							
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe			Tube side	Flat Metal Jacket Fibe											
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe															
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class	R - refinery service										
55	Weight/Shell	2620.7	Filled with water	3774.4			Bundle	1446.9		kg							

Figura 8.21

4	Design (Sizing)	PERFORMANCE OF ONE UNIT										
		Shell Side				Tube Side		Heat Transfer Parameters				
6	<b>Process Data</b>	<b>In</b>	<b>Out</b>	<b>In</b>	<b>Out</b>			Total heat load	kW		1106	
7	Total flow	kg/s	48,2222			5,2778			Eff. MTD/ 1 pass MTD	°C 40,72 / 41,83		
8	Vapor	kg/s	0	0	0,3149	0,1447			Actual/Reqd area ratio - fouled/clean	1,02 / 1,02		
9	Liquid	kg/s	48,2222	48,2222	4,9629	5,1331						
10	Noncondensable	kg/s	0		0,1447			<b>Coef./Resist.</b>	W/(m <sup>2</sup> -K) m <sup>2</sup> -K/W		%	
11	Cond./Evap.	kg/s	0		0,1701			Overall fouled	358,1	0,00279		
12	Temperature	°C	20,39	25,5	94,64	40,21			Overall clean	358,1	0,00279	
13	Bubble Point	°C			-114,21	-115,16			Tube side film	388	0,00258	92,29
14	Dew Point	°C			591,1	590,53			Tube side fouling	0	0	0
15	Vapor mass fraction		0	0	0,06	0,03			Tube wall	21446,5	5E-05	1,67
16	Pressure (abs)	bar	1,01	0,8913	1,01	0,95157			Outside fouling	0	0	0
17	DeltaP allow/cal	bar	0,2	0,1187	0,1101	0,05843			Outside film	5932,3	0,00017	6,04
18	Velocity	m/s	0,51	0,51	9,19	2,49						

Figura 8.22

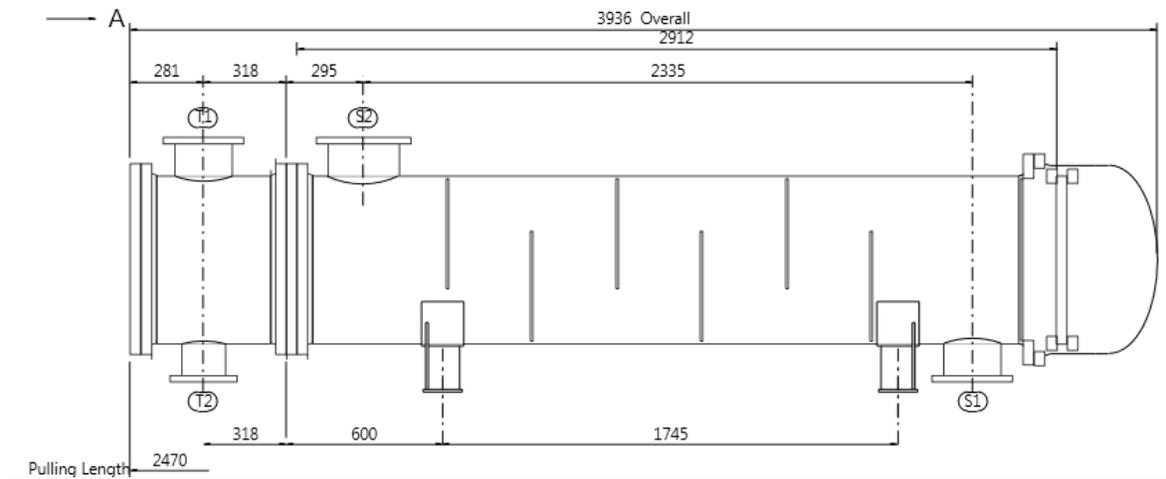


Figura 8.23

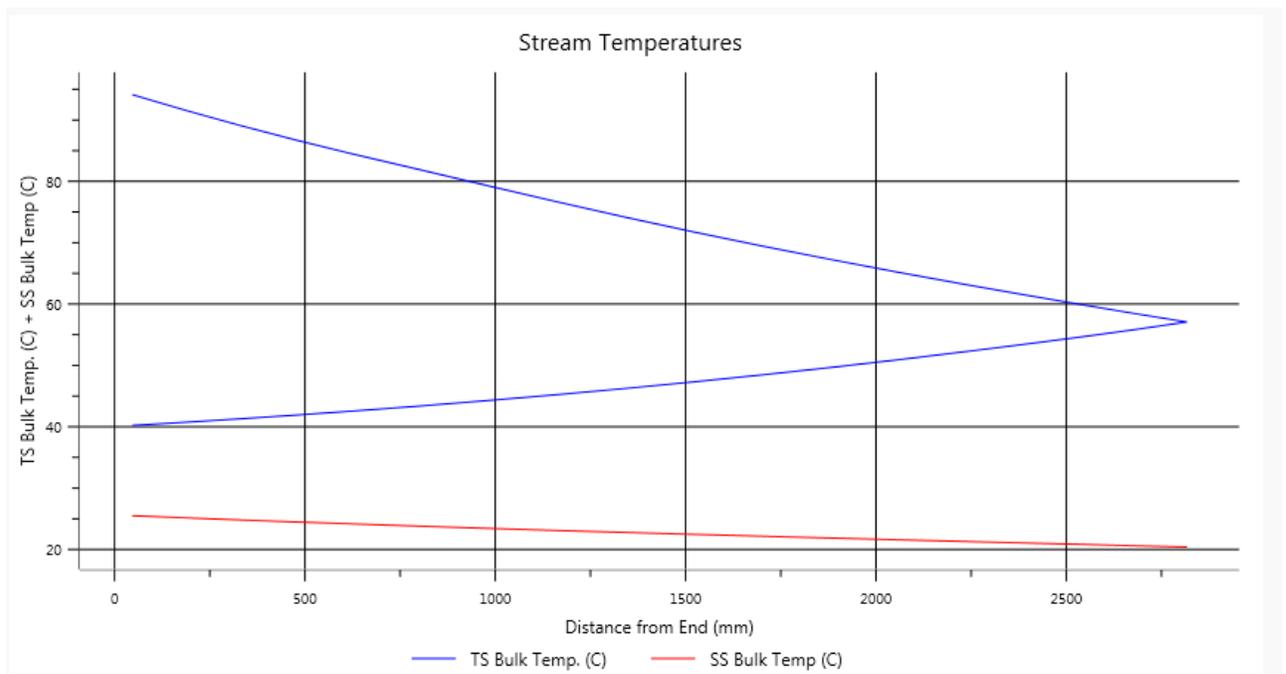


Figura 8.24

- Intercambiador Biogás comprimido/lodos

Heat Exchanger Specification Sheet							
1	Company:						
2	Location:						
3	Service of Unit:			Our Reference:			
4	Item No.:			Your Reference:			
5	Date:		Rev No.:		Job No.:		
6	Size : 483 - 1219,2 mm		Type: AES Horizontal		Connected in: 1 parallel 1 series		
7	Surf/unit(eff.) 11,4 m <sup>2</sup>		Shells/unit 1		Surf/shell(eff.) 11,4 m <sup>2</sup>		

Figura 8.25

PERFORMANCE OF ONE UNIT					
		Shell Side		Tube Side	
9	Fluid allocation				
10	Fluid name				
11	Fluid quantity, Total	48,2222		0,7	
12	Vapor (In/Out)	0	0	0,7	0,7
13	Liquid	48,2222	48,2222	0	0
14	Noncondensable	0	0	0	0
15					
16	Temperature (In/Out)	24,92	25,29	101,6	35
17	Bubble / Dew point	/	/	/	/
18	Density Vapor/Liquid	/ 997,22	/ 997,14	1,7 /	1,91 /
19	Viscosity	/ 0,8907	/ 0,8829	0,016 /	0,0137 /
20	Molecular wt, Vap			25,27	25,27
21	Molecular wt, NC				
22	Specific heat	/ 4,042	/ 4,042	1,688 /	1,669 /
23	Thermal conductivity	/ 0,6114	/ 0,6119	0,0386 /	0,0309 /
24	Latent heat				
25	Pressure (abs)	1,01	0,86729	2	1,75078
26	Velocity (Mean/Max)	0,97 / 1,03		47,33 / 51,52	
27	Pressure drop, allow./calc.	0,20684	0,14271	0,20684	0,24922
28	Fouling resistance (min)	0		0	0 Ao based
29	Heat exchanged	75,1	MTD (corrected)		32,61 °C
30	Transfer rate, Service	201,2	Dirty 271,7	Clean 271,7	W/(m <sup>2</sup> -K)

Figura 8.26

CONSTRUCTION OF ONE SHELL										Sketch						
32			Shell Side				Tube Side									
33	Design/Vacuum/test pressure	bar	3,44738 / /				3,44738 / /									
34	Design temperature	°C	65,56				137,78									
35	Number passes per shell		1				4									
36	Corrosion allowance	mm	3,18				3,18									
37	Connections	In	mm	1	202,72	/	-	1	102,26	/		-				
38	Size/Rating	Out	1 254,51 / -				1 90,12 / -									
39	ID	Intermediate	/ -				/ -									
40	Tube #:	190	OD:	19,05	Tks. Average	2,11	mm	Length:	1219,2	mm		Pitch:	23,81	mm	Tube pattern:	30
41	Tube type:	Plain	Insert:	None				Fin#:	#/m				Material:	Carbon Steel		
42	Shell	Carbon Steel	ID	488,95	OD	508	mm	Shell cover	Carbon Steel							
43	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	Carbon Steel							
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel						Tubesheet-floating	Carbon Steel							
45	Floating head cover	Carbon Steel						Impingement protection	None							
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single seamental			Cut(%d)	25,99	H Spacing: c/c	177,8	mm					
47	Baffle-long	-	Seal Type							Inlet	414,34	mm				
48	Supports-tube	U-bend	0			Type										
49	Bypass seal							Tube-tubesheet joint	Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')							
50	Expansion joint	-				Type	None									
51	RhoV2-Inlet nozzle	2239	Bundle entrance	720			Bundle exit	720			kg/(m-s <sup>2</sup> )					
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe				Tube side	Flat Metal Jacket Fibe									
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe														
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1						TEMA class	R - refinery service							
55	Weight/Shell	935,3	Filled with water	1308,9			Bundle	326,2			kg					

Figura 8.27

1	Size	488,95	X	1219,2	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1	parallel	1	series	
2	Surf/Unit (gross/eff/finned)	13,9		/	11,4	/	m <sup>2</sup>		Shells/unit	1				
3	Surf/Shell (gross/eff/finned)	13,9		/	11,4	/	m <sup>2</sup>							
4	Rating / Checking	PERFORMANCE OF ONE UNIT												
5		Shell Side				Tube Side				Heat Transfer Parameters				
6	<b>Process Data</b>	In		Out		In		Out		Total heat load	kW		75,1	
7	Total flow	kg/s		48,2222		0,7				Eff. MTD/ 1 pass MTD	°C		32,61 / 32,76	
8	Vapor	kg/s		0		0,7		0,7		Actual/Reqd area ratio - fouled/clean			1,35 / 1,35	
9	Liquid	kg/s		48,2222		0		0						
10	Noncondensable	kg/s		0		0				<b>Coef./Resist.</b>	W/(m <sup>2</sup> -K) m <sup>2</sup> -K/W		%	
11	Cond./Evap.	kg/s		0		0				Overall fouled	271,7		0,00368	
12	Temperature	°C		24,92		25,29		101,6		Overall clean	271,7		0,00368	
13	Bubble Point	°C								Tube side film	283,8		0,00352	95,76
14	Dew Point	°C								Tube side fouling	0		0	
15	Vapor mass fraction	0		0		1		1		Tube wall	21437,5		5E-05	1,27
16	Pressure (abs)	bar		1,01		0,86729		2		Outside fouling	0		0	
17	DeltaP allow/cal	bar		0,20684		0,14271		0,20684		Outside film	9153,3		0,00011	2,97
18	Velocity	m/s		1,03		1,03		51,52		45,92				

Figura 8.28

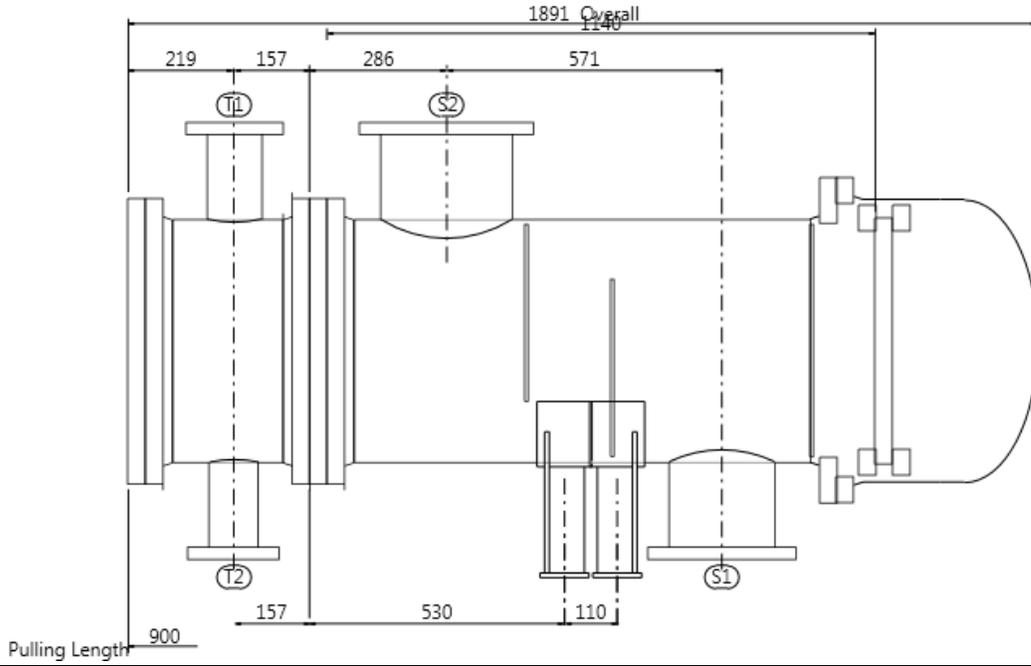


Figura 8.29

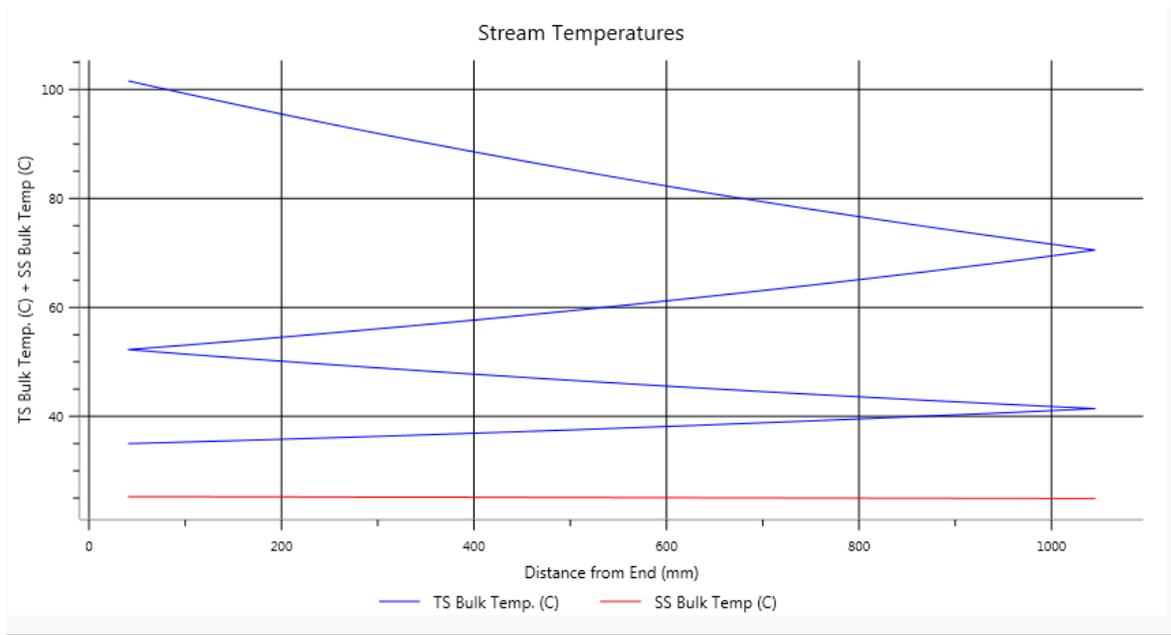


Figura 8.30

En este caso podemos ver que el área resultó menor a la esperada.

## 9. Gestión Ambiental.

### Introducción.

A la Estación de Residuos cloacales que proponemos llegan alrededor de 160000 m<sup>3</sup> de efluentes por día. El fin principal de la misma es la producción de biogás y la depuración de las aguas para su vuelco sin contaminar la fuente de agua. En este capítulo se propone un diseño alternativo de la planta. Este consta de un solo tren de sedimentadores, un proceso de reactores aeróbicos, un sedimentador secundario, un reactor anaeróbico y una estación de secado mediante filtros. De los sedimentadores primarios van los lodos directo al reactor anaeróbico donde se mezclan con los lodos que salen de la sedimentación secundaria la cual está planteada acoplada al proceso aeróbico. De esta manera el objetivo es obtener mediante el proceso aeróbico un agua menos contaminada de compuestos solubles con el objetivo de utilizarla para irrigación, de los lodos que salen del reactor anaeróbico se propone disponerlos como bioabono luego de su secado y finalmente del reactor anaeróbico también se obtiene biogás.

### Estrategia.

En un principio los residuos pasan por un sedimentador primario. Los lodos que se obtienen van directo al reactor anaeróbico y lo demás se utiliza para tratar el agua reduciendo de esta manera sus compuestos solubles. Por lo tanto en la siguiente etapa las aguas residuales entran a los reactores para llevar a cabo el proceso de lodos activados. Se elige este proceso ya que no sólo resulta económico frente a otros sino también porque no incorpora compuestos adicionales que resultan dañinos al medio ambiente. Luego se recurre a un sedimentador secundario en el cual se recirculan los lodos a los reactores previos y lo que se desecha del sedimentador va directo al reactor anaeróbico para sumarse a los lodos primarios.

### Tratamiento aeróbico y sedimentador secundario.

Para esta etapa se recurrió, para el caso del tratamiento aeróbico, a la implementación en simulink del modelo ASM1 aplicado a 5 reactores en serie. Luego para el sedimentador secundario, como herramienta de diseño, se utilizó el punto de operación.

## Marco Teórico

El proceso de lodos activados consta esencialmente de 3 componentes: un tanque de aireación (birreactor), un clarificador para separar los lodos activados, y un RAS (retorno de lodos activados) para recircular los lodos provenientes del clarificador al aireador. De esta manera la concentración de compuestos biodegradables presentes en el influente son reducidos debido a los procesos biológicos en el tanque de aireación. La eficiencia del proceso puede ser controlada por distintas variables como el tiempo de residencia, la cantidad de lodos activados recirculados o la cantidad de oxígeno provista. Además de los tanques de aireación, como se muestra en el esquema a continuación, se seleccionaron reactores anóxicos (donde no se provee oxígeno) ya que los mismos proveen la proliferación de bacteria denitrificante.

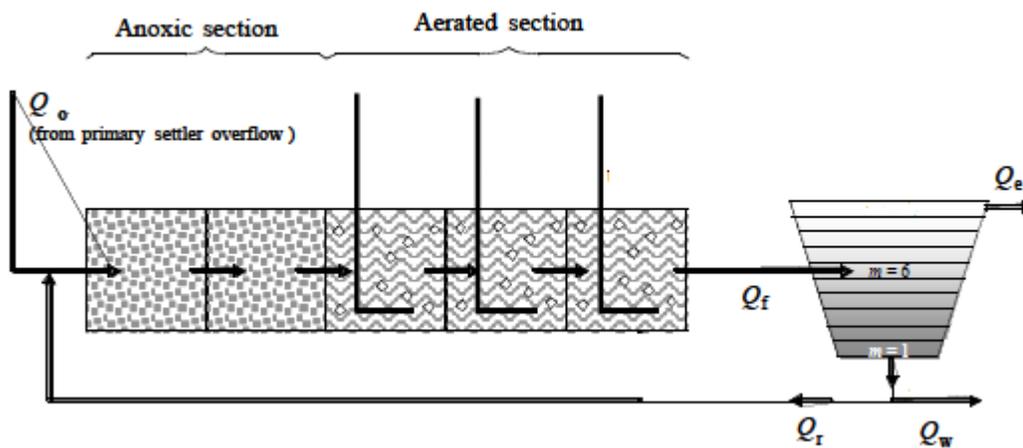


Figura 9.1 Esquema del Proceso [6]

El modelo ASM1 fue el elegido para representar las reacciones biológicas que ocurren en los reactores. Se presenta a continuación en forma de matriz los procesos que involucra la cinética de cada uno de los compuestos. Esta forma de matriz, muy común a este tipo de modelos, facilita la visualización de los mismos.

j	Process	Component → i														Process Rate, $\rho_j$ [ $ML^{-3}T^{-1}$ ]		
		↓	↓	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		13	
1	Aerobic growth of heterotrophs		$\frac{1}{Y_H}$					1										$\mu_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{B,H}$
2	Anoxic growth of heterotrophs		$-\frac{1}{Y_H}$					1										$\mu_H \left( \frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \times \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_h X_{B,H}$
3	Aerobic growth of autotrophs																	$\mu_A \left( \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left( \frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right) X_{B,A}$
4	'Decay' of heterotrophs																	$b_H X_{B,H}$
5	'Decay' of autotrophs																	$b_A X_{B,A}$
6	Ammonification of soluble organic nitrogen																	$k_{A,NO} X_{B,H}$
7	'Hydrolysis' of entrapped organics																	$k_b \frac{X_{B,H}/X_{B,H}}{K_X + (X_S/X_{B,H})} \left[ \left( \frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) + \eta_h \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right]$
8	'Hydrolysis' of entrapped organic nitrogen																	$\rho_H (X_{NB}/X_S)$
Observed Conversion Rates [ $ML^{-3}T^{-1}$ ]				$r_i = \sum_j x_{ij} \rho_j$														
Stoichiometric Parameters:				Kinetic Parameters:														
Heterotrophic yield: $Y_H$				Heterotrophic growth and decay: $\mu_H, K_S, K_{O,H}, K_{NO}, b_H$														
Autotrophic yield: $Y_A$				Autotrophic growth and decay: $\mu_A, K_{NH}, K_{O,A}, b_A$														
Fraction of biomass yielding particulate products: $f_P$				Correction factor for anoxic growth of heterotrophs: $\eta_h$														
Mass N/Mass COD in biomass: $i_{XB}$				Ammonification: $k_A$														
Mass N/Mass COD in products from biomass: $i_{XP}$				Hydrolysis: $k_b, K_X$														
				Correction factor for anoxic hydrolysis: $\eta_h$														
				Alkalinity – Molar units														
				Particulate biodegradable organic nitrogen [M(N)L <sup>-3</sup> ]														
				Soluble biodegradable organic nitrogen [M(N)L <sup>-3</sup> ]														
				NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + NH <sub>3</sub> nitrogen [M(N)L <sup>-3</sup> ]														
				Nitrate and nitrite nitrogen [M(N)L <sup>-3</sup> ]														
				Oxygen (negative COD) [M(-COD)L <sup>-3</sup> ]														
				Particulate products arising from biomass decay [M(COD)L <sup>-3</sup> ]														
				Active autotrophic biomass [M(COD)L <sup>-3</sup> ]														
				Active heterotrophic biomass [M(COD)L <sup>-3</sup> ]														
				Slowly biodegradable substrate [M(COD)L <sup>-3</sup> ]														
				Particulate inert organic matter [M(COD)L <sup>-3</sup> ]														
				Readily biodegradable substrate [M(COD)L <sup>-3</sup> ]														
				Soluble inert organic matter [M(COD)L <sup>-3</sup> ]														

Tabla 9.1 Matriz de procesos

Este modelo matemático resulta sumamente útil ya que incorpora los eventos que ocurren en su mayoría y resulta resoluble numéricamente con un cierto esfuerzo. Las variables involucradas en el modelo son las siguientes:

SI: Materia orgánica soluble inerte.

SS: sustrato biodegradable

XI: Materia orgánica inerte particulada

XS: sustrato lentamente biodegradable

XBH: Biomasa activa heterótrofa

XBA: Biomasa activa atótrofa

XP: Productos particulados que provienen del decaimiento de la biomasa

SO: Oxígeno

SON: Nitrógeno de nitrato y nitrito

SNH: nitrógeno orgánico soluble biodegradable.

XND: nitrógeno orgánico particulado biodegradable.

SALK: Alcalinidad.

Para los parámetros de los que dependen los procesos que son función de la temperatura se utilizó la siguiente expresión en función de la misma. Como ejemplo se presenta la expresión para  $b_H$ . Las demás son análogas.

$$b_{HT} = b_H \cdot \exp\left(\left(\frac{\ln\left(\frac{b_H}{0.2}\right)}{5}\right) \cdot (T_{as} - 15)\right)$$

Los parámetros a la temperatura referencia de 15 grados son los siguientes:

Estequiométricos.

Parameter	Unit	Value
$Y_A$	g cell COD formed.(g N oxidized) <sup>-1</sup>	0.24
$Y_H$	g cell COD formed.(g COD oxidized) <sup>-1</sup>	0.67
$f_P$	dimensionless	0.08
$i_{XB}$	g N.(g COD) <sup>-1</sup> in biomass	0.08
$i_{XP}$	g N.(g COD) <sup>-1</sup> in particulate products	0.06

Tabla 9.2 Parámetros cinéticos

Parameter	Unit	Value
$\mu_H$	$d^{-1}$	4.0
$K_S$	$g\ COD.m^{-3}$	10.0
$K_{O,H}$	$g\ (-COD).m^{-3}$	0.2
$K_{NO}$	$g\ NO_3-N.m^{-3}$	0.5
$b_H$	$d^{-1}$	0.3
$\eta_g$	dimensionless	0.8
$\eta_h$	dimensionless	0.8
$k_h$	$g\ slowly\ biodegradable\ COD.(g\ cell\ COD \cdot d)^{-1}$	3.0
$K_X$	$g\ slowly\ biodegradable\ COD.(g\ cell\ COD)^{-1}$	0.1
$\mu_A$	$d^{-1}$	0.5
$K_{NH}$	$g\ NH_3-N.m^{-3}$	1.0
$b_A$	$d^{-1}$	0.05
$K_{O,A}$	$g\ (-COD).m^{-3}$	0.4
$k_a$	$m^3.(g\ COD.d)^{-1}$	0.05

Tabla 9.3 Parámetros cinéticos

Los balances de masa utilizados son los correspondientes a un CSTR para cada componente. En el reactor 1 se debe tener en cuenta el reciclo y que en los demás reactores el caudal que entra es el influente inicial más el del reciclo.

Como ejemplo se realiza el balance de masa para el reactor 1, componente SI.

$$\frac{dS_s}{dt} = \frac{1}{V_{as1}} * (Q_{i0} * S_{sinfluyente} + Q_r * S_{sreciclo} - (Q_{i0} + Q_r) * S_{s1} + r_{Ss} * V_{as1})$$

En el caso de los tanques aireados con oxígeno se debe agregar el término  $K_{Lj} * V_{asj} * (S_{O_{sat}} - S_{Oj})$  calculando  $S_{O_{sat}}$  en función de la temperatura como se verá en la implementación.  $K_{Lj}$  es el coeficiente de transferencia para el oxígeno.

### Método del punto de operación.

Este es como se ve a continuación un método gráfico.

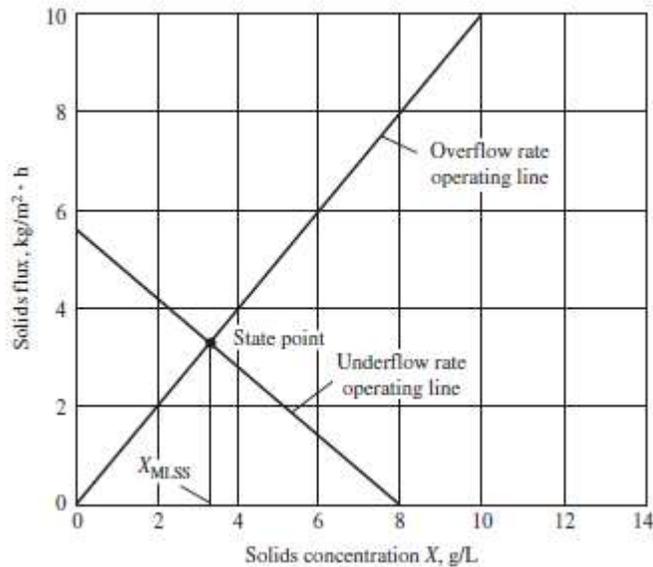


Gráfico 9.1 Fuente [10]

Como vemos el eje horizontal representa la concentración de sólidos y el vertical el flujo de sólidos en  $\text{kg/m}^2 \cdot \text{hora}$ . La recta de pendiente positiva (overflow rate operating line) representa el flujo a través de clarificador. A medida que aumenta la concentración de MLSS (mixed liquors suspended solids) también aumenta el flujo. La pendiente de es el flujo influente dividido el área de sedimentador. La recta de pendiente negativa se denomina underflow line. Su intersección con la ordenada al origen es la carga de sólidos y su intersección con el eje horizontal es la concentración esperada a la salida de los lodos (underflow). A esto se le adhiere un componente más, la curva de sedimentación. La misma se obtiene analizando en una determinada cantidad de tiempo qué volumen ocupan los lodos sedimentados en un volumen total. De aquí se obtiene el índice SVI el cual es una medida de la facilidad con la que sedimentan los lodos y con el que se modela la curva de sedimentación. Un SVI de 100 corresponde por ejemplo a lodos que sedimentan con cierta facilidad. En general para diseñar se utiliza un SVI de 250.

El punto de operación se obtiene como se ve en el diagrama mediante la intersección de las dos rectas. Para asegurar la clarificación el punto debe caer dentro de la curva de sedimentación. Además para asegurar un correcto engrosamiento toda la curva underflow debe caer dentro de la curva de sedimentación. Se utilizó para la tarea una implementación en Excel hecha por la organización del distrito Central Davis.

### Implementación

Para el modelo ASM1 se utilizó la plataforma simulink. En un principio se usó como guía y referencia los resultados estacionarios de la implementación llevada a cabo por “The COST simulation Benchmark” para asegurarnos que el modelo se comportaba correctamente y los resultados eran fiables. En el manual citado el sedimentador secundario está modelado matemáticamente, para reemplazar esto aplicamos los valores de concentración de estado estacionario del reciclo obtenidos del manual y se verificaron los resultados de estado estacionario a la salida del último reactor aeróbico nuestro. Se tuvo en cuenta que los tiempos de residencia recomendados para el agua oscilan entre 9 y 15 horas.

Se explica a continuación mediante capturas como se realizó el modelo en simulink.

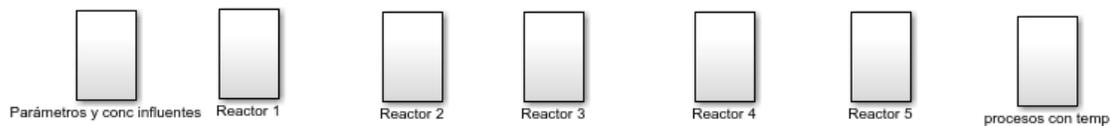


Figura 9.2

En la captura vemos los subsistemas en los que se basa la implementación. En el primero tenemos los parámetros y concentraciones influentes, en cada uno de los reactores se encuentra el sistema de ecuaciones diferenciales que representa las variaciones en concentración de cada uno de los componentes y en el último los parámetros que dependen de la temperatura.



Figura 9.3 Subsistema reactor 1.

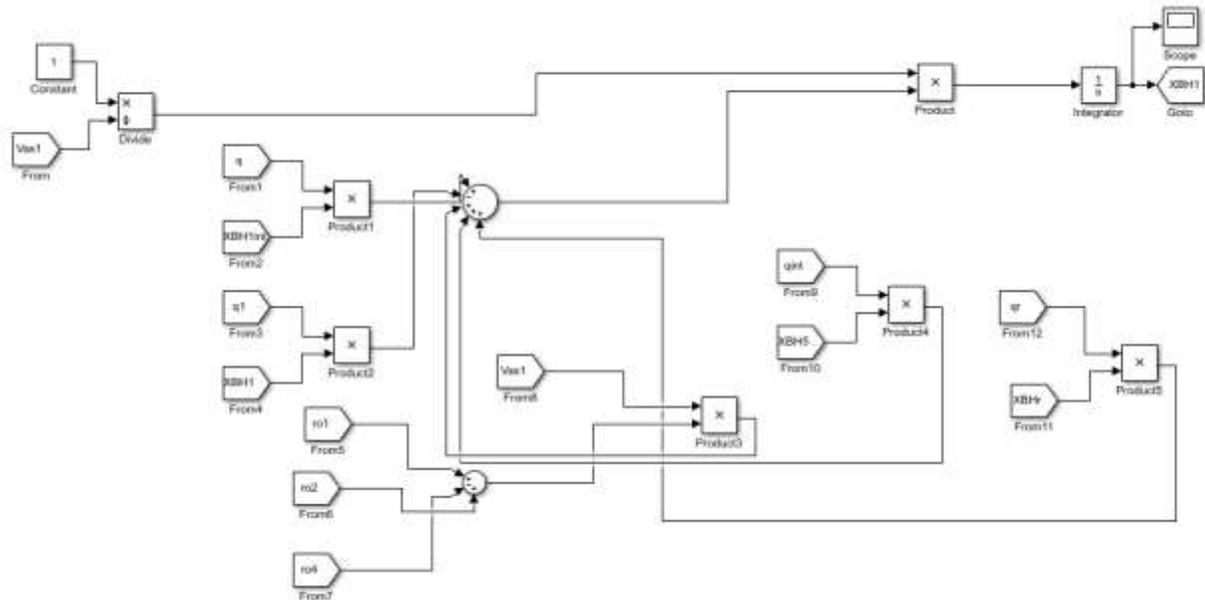


Figura 9.4

Aquí vemos en álgebra de bloques como se representa la ecuación diferencial para la biomasa heterótrofa.  $Q_{int}=0$  para nuestro caso.

Para poder comunicar los parámetros entre subsistemas se utilizaron los bloques de direccionamiento de señal FROM y GOTO.

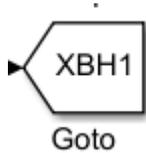


Figura 9.5

Este es el goto que vemos en la captura anterior. Cuando se utilice un from con el mismo nombre el mismo contiene el valor de este goto en la iteración correspondiente.

Cuando se definen parámetros se realiza de la siguiente manera:



Figura 9.6

Habiendo definido Top en el workspace de Matlab.

Captura del Workspace de Matlab:

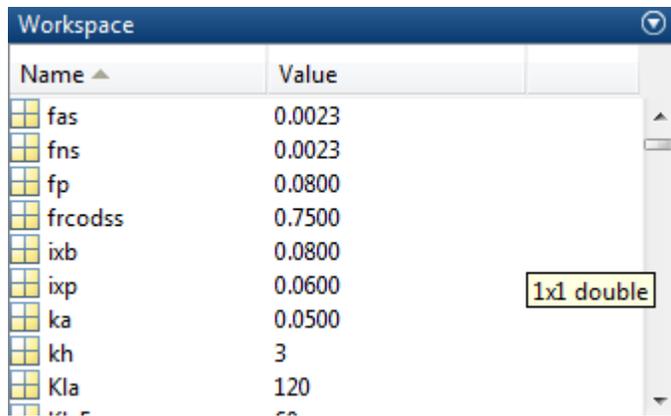


Figura 9.7

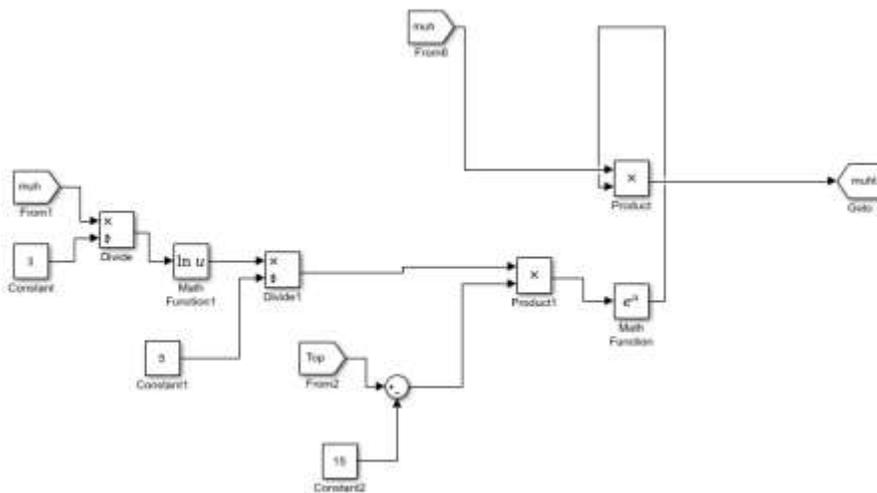


Figura 9.8 Expresión

para  $muh(Temp)$

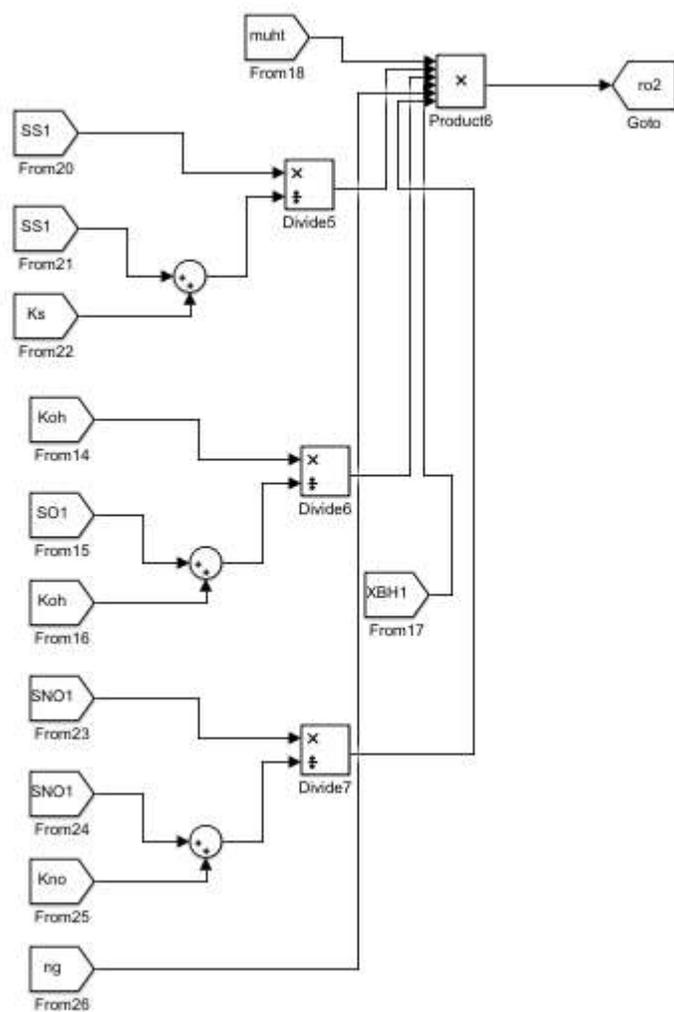


Figura 9.9 Expresión cinética correspondiente al proceso 2.

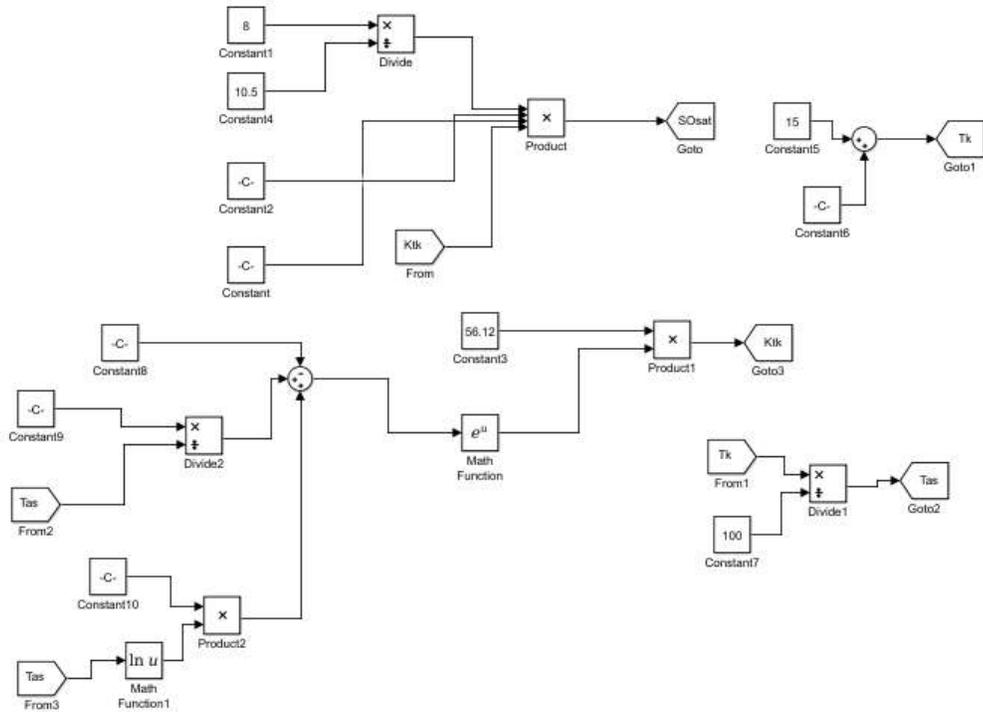


Figura 9.10 Cálculo de la concentración de saturación.

Por lo tanto de cada balance en los reactores se obtiene la concentración de todos los componentes que se utilizan como concentración influente en el reactor siguiente. Las concentraciones correspondientes a los residuos cloacales que ingresan fueron tomadas de la fuente [6] (al igual que las condiciones iniciales).

Al momento de diseñar nos encontramos con el desafío de que debíamos diseñar ambos equipos en conjunto (reactores y sedimentador secundario). Por lo tanto se propuso el siguiente método iterativo que incluye un balance de sólidos para reactores+sedimentador, el método del punto de operación y los balances de los reactores en simulink.

$$Q_{influyente} := 15993; ConcT_{Aerobico} := 1.; Q_{desperdicio} := 0.02 Q_{influyente}$$

$$X_{rmax} := \frac{1200}{250}$$

$$ConcE_{fluente} := 0.0 \frac{gr}{lt}$$

$$Q_{reciclo} := 2200 \frac{m^3}{día}$$

Dado

$$Find(Q_{reciclo}) = 9.787 \times 10^4$$

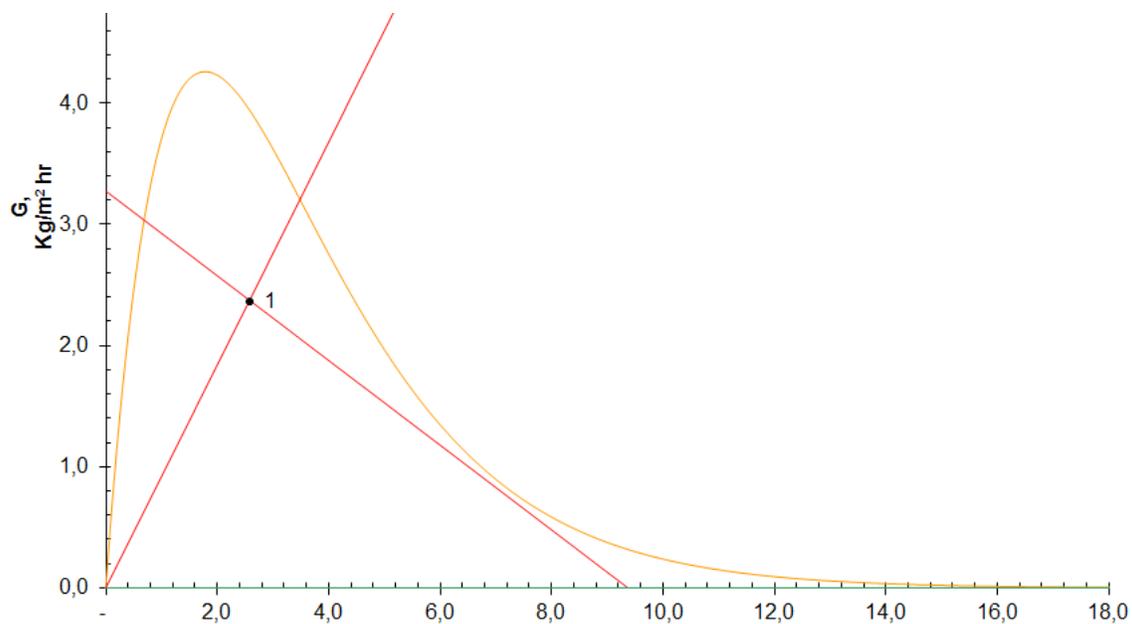
$$X_{rmax} = \frac{(Q_{influyente} + Q_{reciclo}) \cdot ConcT_{Aerobico} - (Q_{influyente} - Q_{desperdicio}) \cdot ConcEfluyente}{Q_{reciclo} + Q_{desperdicio}}$$

El presentado es el balance de sólidos. De aquí queríamos saber el caudal de reciclado, para ello ingresamos la concentración de efluente máxima permitida para vuelco y de bibliografía obtuvimos dos aproximaciones: la primera que el caudal de desperdicio (que va al reactor anaeróbico) es el 2% del influente total y luego que la concentración máxima de sólidos del sedimentador es 1200/250. 250 es el SVI mencionado anteriormente. Ingresábamos este caudal de reciclado a simulink y verificábamos la concentración de sólidos que salía del Tanque aeróbico. La misma es igual a:

$$\frac{1}{f_{cod} - ss} * (X_s + X_i + X_{nd} + X_{bh} + X_{ba})$$

Volvíamos a ingresar al balance de masa esta concentración para obtener un nuevo caudal de reciclado. Al mismo tiempo verificamos que las concentraciones de solubles hayan bajado como requeríamos. También en este proceso se aumentó los volúmenes de los reactores de manera de aumentar el tiempo de residencia, manteniendo como criterio que demasiado volumen equivale a grandes costos.

Luego se realizó el análisis del punto de operación. Obtuvimos consultando la información disponible de algunas empresas que es común que se construyen sedimentadores de 200 pies como máximo, por lo tanto no debíamos excedernos más que eso. Entonces se dividió el efluente en 4 sedimentadores. De ser necesario se ajustaría aquí el caudal de refluo (ya que influye la cantidad de refluo en el punto de operación) y se verificaría la iteración nuevamente. Se obtuvieron los siguientes parámetros de diseño de la implementación mencionada previamente.



**State Point Analysis**

Settling Data		
Actual	$V_0$	m/hr
	n	l/g
Daigger (1995)	$V_0$	6,5 m/hr
SVI:	250 n	0,5611 l/g
Daigger/Roper	$V_0$	m/hr
SVI:	n	l/g
Circular Clarifier Size		
Diameter:	200	ft
State Points		
$N_1$ :	1	Area <sub>1</sub> : 31.416 ft <sup>2</sup>
$Q_1$ :	17,0	mgd 541 gpd/ft <sup>2</sup>
$X_1$ :	2,58	g/l 16,1 lb/ft <sup>2</sup> day
R/Q:	38%	RAS <sub>1</sub> : 6,46 mgd
RSS <sub>1</sub> :	9,37	g/l

Figura 9.11 Implementación del Método del punto de operación

Para la curva de sedimentación se utilizó el modelo de Daigger con un SVI de 250.

Para los volúmenes de los tanques se basó en el tiempo de residencia y en la relación que entre tanques anóxicos y aeróbicos propuesto por la fuente<sup>2</sup>.

$$V1 := 1000 \quad V2 := 1000 \quad V3 := 1000 \quad V4 := 1000$$

$$Vol := 12000 \quad m^3$$

Dado

$$(V1 + V2 + V3 + V4 + V5) = Vol$$

$$V1 = V2$$

$$V2 = V3$$

$$V4 = \frac{V3}{2}$$

$$V5 = V4$$

$$\text{Find}(V1, V2, V3, V4, V5) = \begin{pmatrix} 3 \times 10^4 \\ 3 \times 10^4 \\ 3 \times 10^4 \\ 1.5 \times 10^4 \\ 1.5 \times 10^4 \end{pmatrix} \quad m^3$$

Se presenta a continuación los datos de las concentraciones influentes. Ante la falta de datos para el caso específico de la planta en la ciudad de Mar del Plata, se utilizaron los datos provistos por la referencia bibliográfica Benchmark of control strategies for wastewater treatment plants [5].

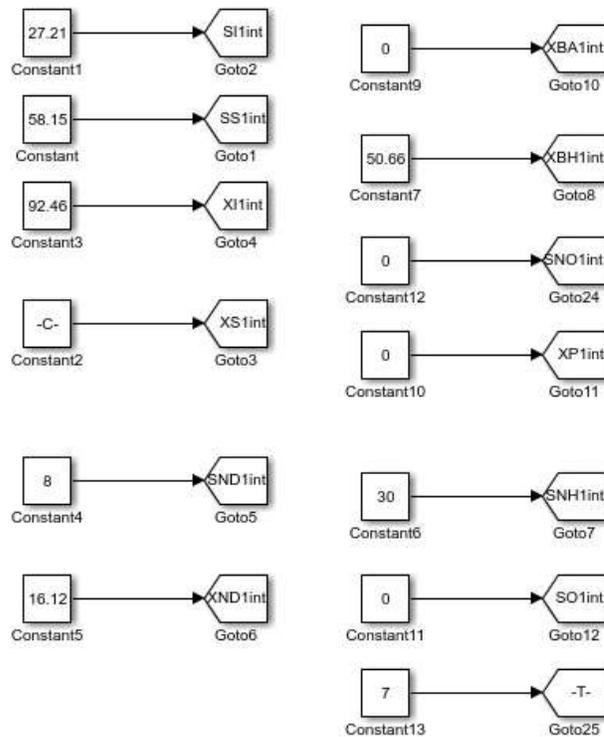


Figura 9.12

Finalmente tenemos los resultados de los compuestos solubles en el reactor 5. Se simula por 40 días.



Gráfico 9.2 XS mg COD/lt vs días

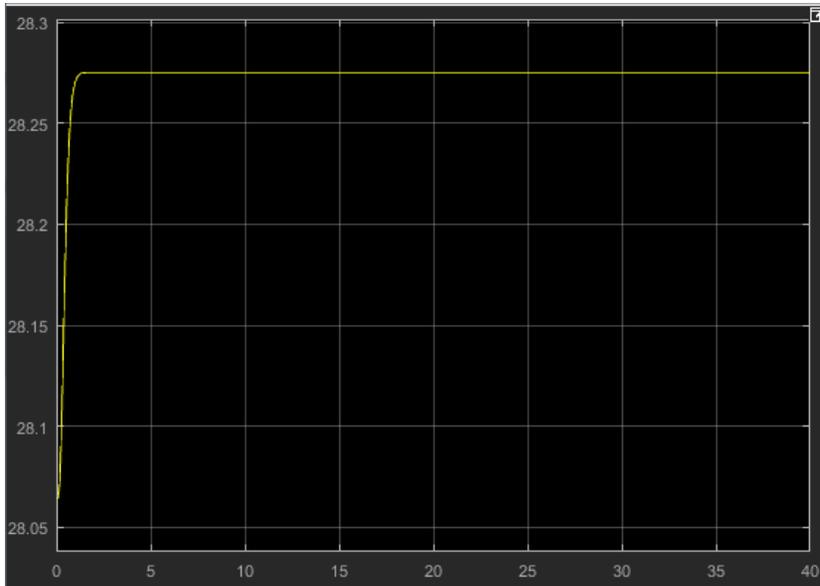


Gráfico 9.3 SI mg COD/lt vs días

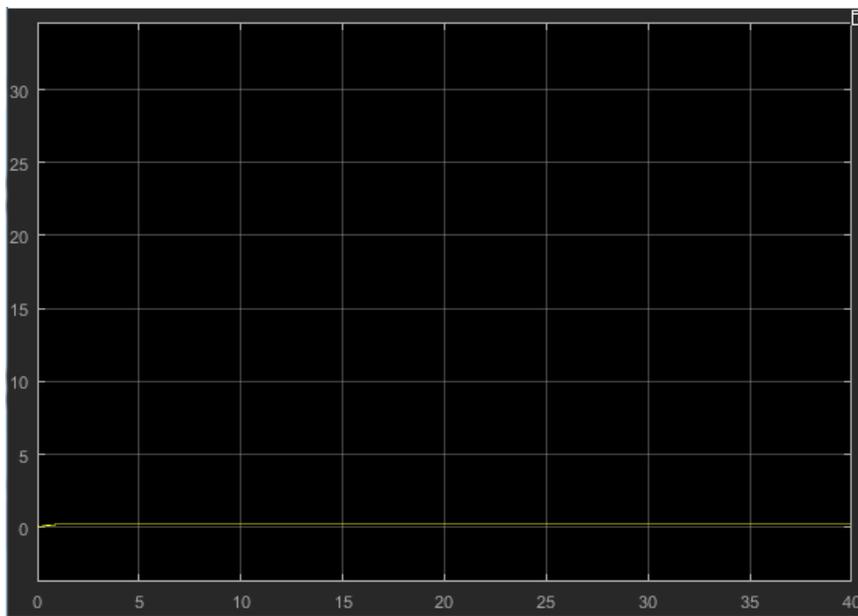


Gráfico 9.4 SNH mgN/lt vs días



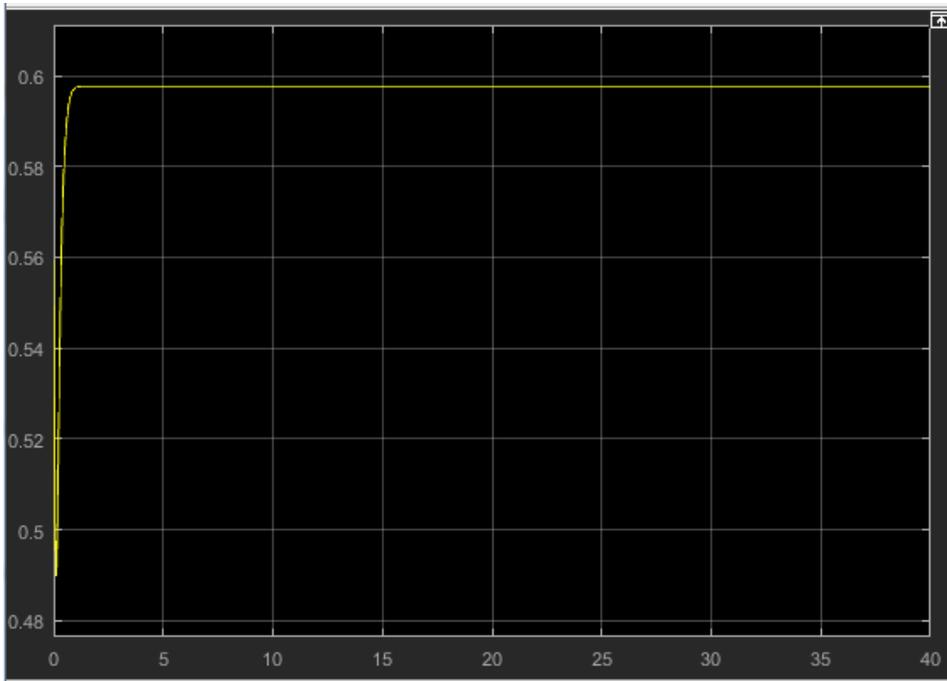


Gráfico 9.5 SND mgN/lit vs días

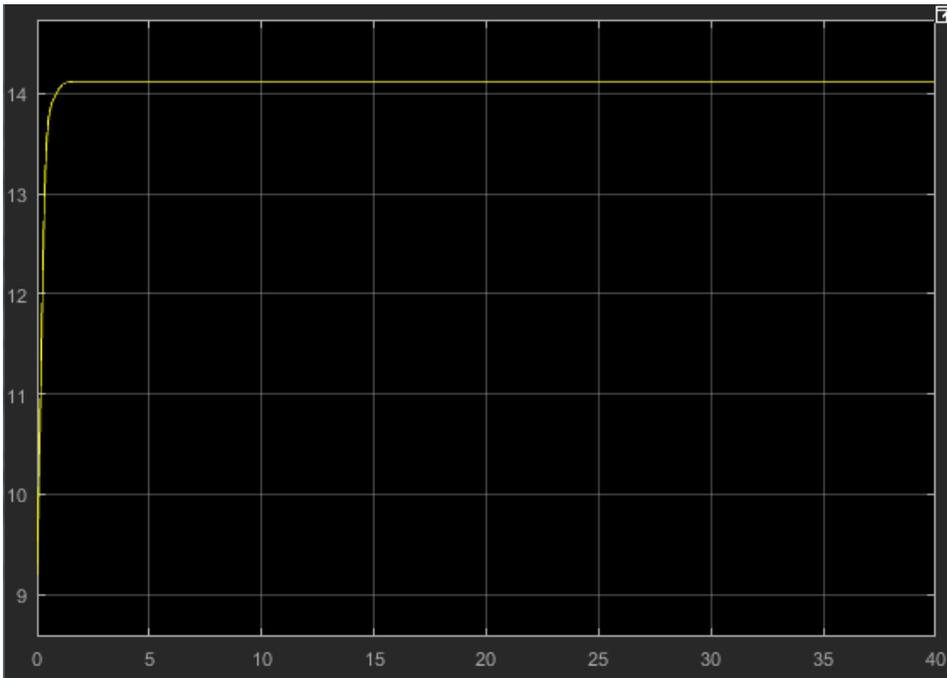


Gráfico 9.6 SON mg N/lit vs días

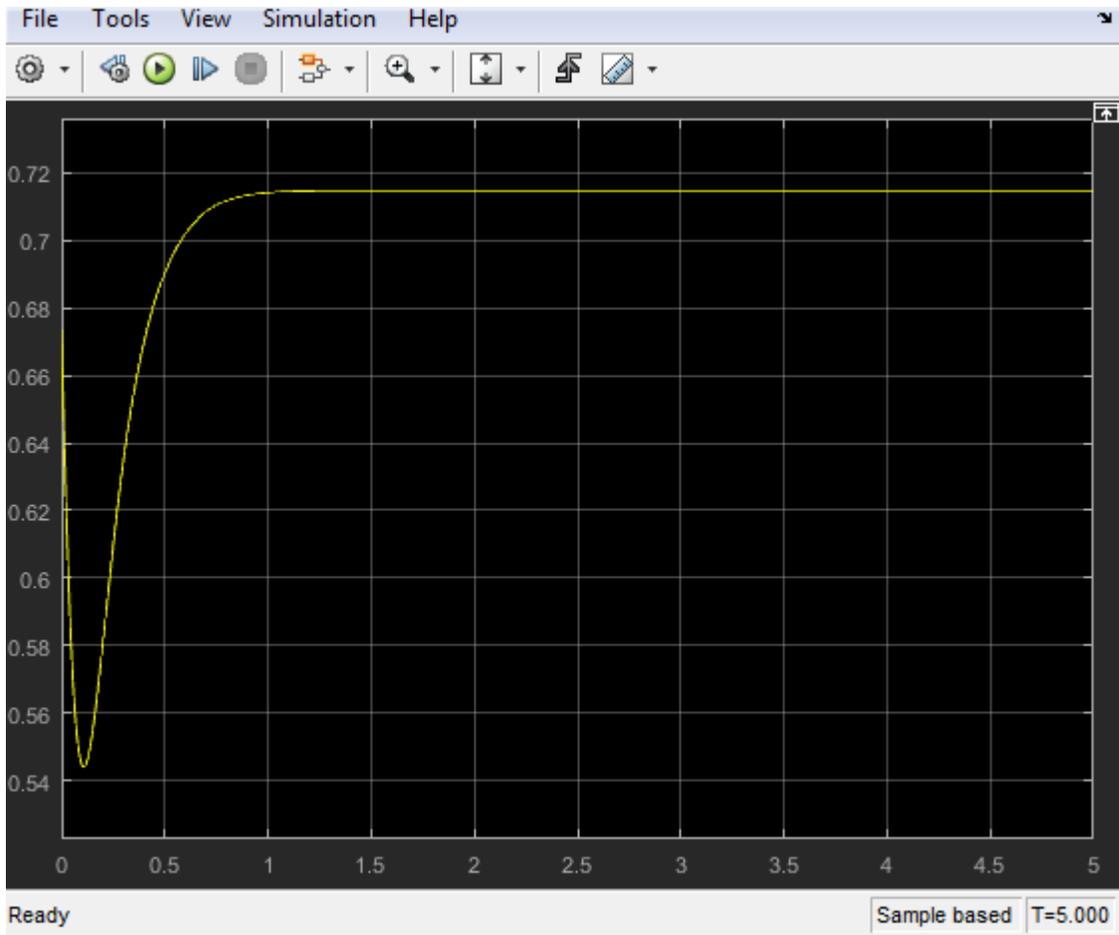


Gráfico 9.7 SS mgCOD/lt vs días

En cuanto a los parámetros que dependen de la temperatura, se simuló a 15 °C, temperatura cerca de la promedio en la ciudad de Mar del Plata a lo largo del año. Luego se muestra a modo de ejemplo que pasaría con una temperatura de 30 °C con algunos de los compuestos solubles.

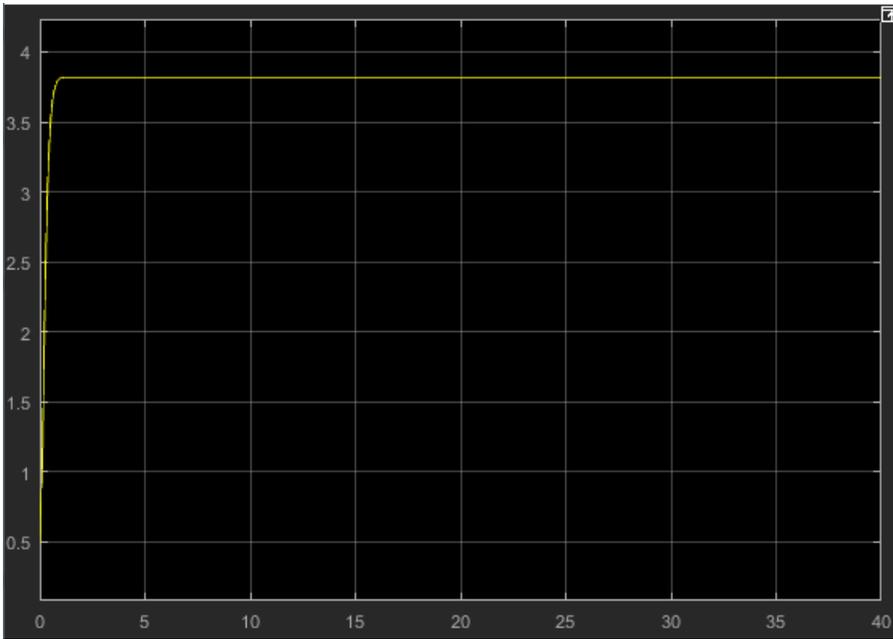


Gráfico 9.8 SS mgCOD/lt vs días

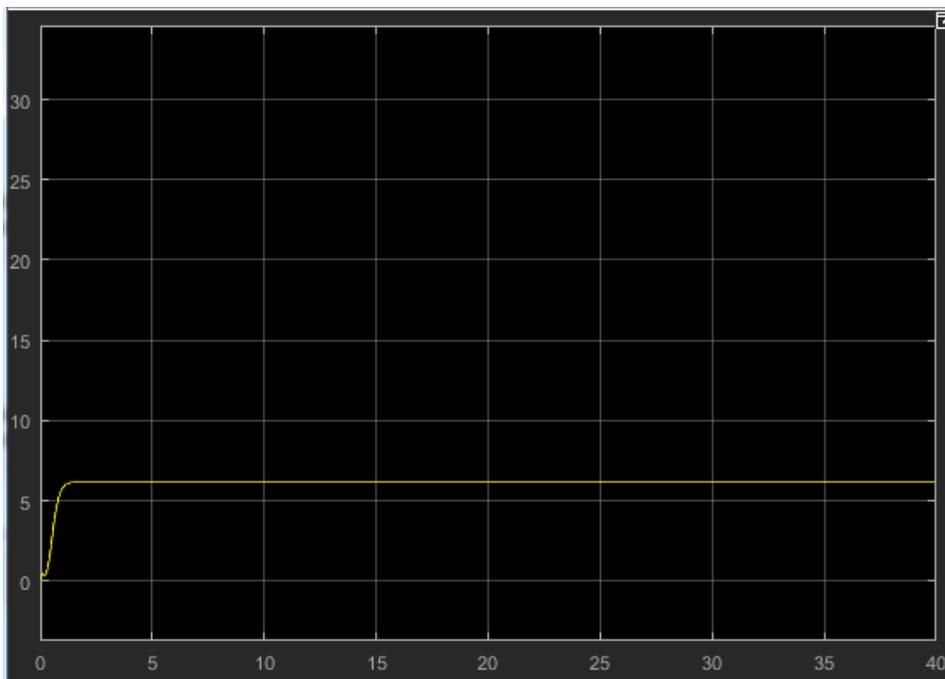


Gráfico 9.9 SNH mg/lt vs días

Se nota que el efecto de la temperatura es importante. Se puede regular la misma en los reactores mediante camisas o ajustar los parámetros de reciclo y tiempo de residencia.

Del departamento general de irrigación [11] se tomó la siguiente tabla de parámetros químicos permitidos para los vertidos directos e indirectos.

N <sup>a</sup>	Parámetro	Unid.	Máximo Permitido	Máximo Tolerable	Especificaciones singulares y observaciones
7	Arsénico	mg/l	0,05	0,1	Si hay afectación a aguas subterráneas, menos de 0.05 mg/l. Cerca de tomas de agua para bebida, el máximo permitido es de 0.01 mg/l.
8	Boro	mg/l	0,5	1	Cerca de tomas de agua para bebida, el máximo permitido será menor de 0.03 mg/l. Este parámetro podrá ser más estricto, según los cultivos irrigados.
9	Cadmio	mg/l	0,003	0,01	Cerca de tomas de agua para bebida, el máximo será permitido menor a 0.003 mg/l.
10	Cianuros	mg/l	Menos de 0,05	0,05	Cerca de tomas de agua para bebidas, el máximo permitido será de 0.05 mg/l. Este parámetro podrá ser más estricto, según la afectación a la vida acuática.
11	Cloruros	mg/l	200	400	Este parámetro podrá ser más estricto si existe posibilidad de efectos corrosivos.
12	Cromo Hexavalente	mg/l	0,05	0,1	Cerca de tomas de agua para bebida, el máximo permitido será menor a 0,05 mg/l. Este parámetro podrá ser más estricto, según la afectación a la vida acuática.
13	Cromo Total	mg/l	Menos de 0,5	0,5	Mayor exigencia es posible cerca de tomas de agua para bebida o afectación de vida acuática.
14	Detergentes	mg/l	1	1	El máximo tolerado podrá variarse en casos particulares, en función del tipo de cuerpo

					receptor, pero siempre será menor de 2.0 mg/l. Cerca de tomas de agua para bebida, el máximo no podrá ser mayor a 1.0 mg/l.
15	Fenoles	mg/l	0,05	0,1	Cerca de tomas de agua para bebida, el máximo permitido será menor a 05 mg/l.
16	Fosfatos	mg/l	0,4	0,7	Para lagos y embalses o lagunas, un valor puntual menor de 0.5 mg/l.
17	Hidrocarburos	mg/l	0,5	X	El máximo tolerado se fijará en función del tipo del cuerpo receptor y problemas que pueda causar. Siempre será menor de 5 mg/l. Cerca de tomas de agua para bebida, el máximo permitido será menor a 0,1 mg/l. En todos los casos, el máximo permitido de hidrocarburos polinucleares será menor de 0,02 mg/l.
18	Manganeso	mg/l	0,1	0,5	Cerca de tomas de agua para bebida, el máximo permitido será menor a 0.1 mg
19	Mercurio	mg/l	Menos de 0,001	0,005	Cerca de tomas de agua para bebida, el máximo permitido será de 0.001 mg/l o más estricto según afectación
20	Nitratos	mg/l	Menos de 45	45	Dicho parámetro podrá ser más estricto en caso del vuelco directo o indirecto a lagos, embalses y lagunas.
21	Nitritos	mg/l	Menos de 0,1	0,1	
22	Nitrógeno Amoniacal	mg/l Np	1,5	5	Dicho parámetro podrá ser más estricto cuando se lo relacione con coliformes fecales. En caso de cuerpos receptores con vida acuática, el máximo permitido será de 0.02 mg
23	pH	Nro.	6.5 a 8.2	5.5 a 9.0	En algunas industrias se exigirá control

					continuo, debiendo indicar tipo de tratamiento.
24	RAS	Nro.	6	X	El máximo a tolerar se fijará en función del cuerpo receptor, usos posteriores del agua y problemas que puedan causarse. En ningún caso podrá ser superior a 12
25	Sodio	mg/l	150	275	Dicho parámetro podrá ser más estricto en aquellos casos de afectación a tomas de agua u otros casos especiales.
26	Sulfatos	mg/l	250	400	Dicho parámetro podrá ser más estricto en aquellos casos de posibilidad de corrosión.
27	Sulfuros	mg/l	Menos de 1.0	1	
28	Colifecales	nmp/ 100 ml	200	1000	No se autorizará, salvo casos singulares, el mezclado de líquidos residuales con cloacales. Dicho parámetro podrá ser más estricto en aquellos casos en que pueda afectar el agua para bebida.
29	DBO	mg/l	30	120	En algunos desagües y drenajes se permitirá expresamente un valor mayor, por tiempo limitado, siempre que no se causen problemas a terceros o cuerpos receptores. Dicho parámetro podrá ser más estricto si pudiera haber influencia en tomas de agua potable.
30	DQO	mg/l	75	250	Ídem. anterior.
31	Helmintos	huevos/ litro	Menos de 1	1	Ídem. 28.

Tabla 9.4 Fuente: [11]

Podemos observar que en cuanto a nitratos, nitrógeno orgánico y sulfuros, luego del proceso aeróbico nos encontramos en índices normales. Tanto el nitrógeno como el sulfuro bajaron mucho su concentración durante el proceso respecto de la concentración influente. En principio puede decirse que el agua está en condiciones aunque habría que analizar el contenido de otros compuestos que exceden el alcance de este análisis.

### Disposición de Lodos.

Finalmente se obtuvieron los requerimientos en cuanto a equipos para extraer el agua que sale de los lodos del reactor anaeróbico. Se eligió para tal fin utilizar Filtros prensa de cinta.

Lodos := 431€  $\frac{\text{m}^3}{\text{día}}$  Porcentaje sólidos := 7.5 % días := 7  
 densidad torta := 1070 densidad filtrado := 1010 solidos torta := 0.25

Se calcula la cantidad de lodos producidos a la semana

densidad := 1030 kg/m<sup>3</sup>

Se busca un 25% de sólidos en la torta)

Dato de Tabla, Metcalf and Eddy

solidos filtrado := 0.009 o 900 mg/litro

<b>Cake solids, %</b>	
<b>Typical</b>	<b>Range</b>
28	26-32
15	12-20
23	20-28
20	18-25
25	23-30
28	24-30
15	12-20
22	20-25
16	12-20
18	12-25
18	15-23

Tabla 9.5 [4]

Se calcula la cantidad de lodos producidos a la semana

$$\text{Lodossemana} := \text{Lodos} \cdot 7 \cdot \text{densidad} = 3.112 \times 10^7 \quad \frac{\text{kg}}{\text{semana}}$$

$$\text{Sólidossecos} := \text{Lodossemana} \cdot 0.075 = 2.334 \times 10^6 \quad \frac{\text{kg}}{\text{semana}}$$

Suponiendo jornadas de 16 horas al día los 7 días de la semana

$$\text{Sólidosporhora} := \frac{\text{Sólidossecos}}{7 \cdot 16} = 2.084 \times 10^4 \quad \frac{\text{kg}}{\text{hora}}$$

De la siguiente tabla obtenida del libro de Metcalf tenemos la carga por metro hora requerida para nuestro caso. La misma resulta de 400kg/m<sup>3</sup>hora.

Type of sludge	Dry feed solids, %	Loading per meter of belt length	
		l/s	kg/h
Raw primary	3-7	1.8-3.2	360-550
Waste-activated (WAS)	1-4	0.7-2.5	45-180
Primary + WAS (50:50) <sup>F</sup>	3-6	1.3-3.2	180-320
Primary + WAS (40:60) <sup>F</sup>	3-6	1.3-3.2	180-320
Primary + trickling filter	3-6	1.3-3.2	180-320
Anaerobically digested:			
Primary	3-7	1.3-3.2	360-550
WAS	3-4	0.7-2.5	45-135
Primary + WAS	3-6	1.3-3.2	180-320

Tabla 9.6 [4]

Luego calculamos los metros de ancho de filtro prensa necesario:

$$\frac{\text{Sólidos por hora}}{400} = 52.095$$

Según la misma fuente el ancho máximo de los filtros es de 3.5 metros

$$\text{Filtros} := \frac{53}{3.5} = 15.143$$

Se realiza el balance de masa y de sólidos

Sólidos alimentados = Sólidos en la torta + Sólidos en filtrado

$$\text{Torta} := 100$$

$$\text{Filtrado} := 100$$

Dado

$$\frac{\text{Sólidossecos}}{7} = \text{densidadtorta} \cdot \text{solidostorta} \cdot \text{Torta} + \text{Filtrado} \cdot 0.00091010$$

Luego el balance de flujos

$$\text{Lodos} + \text{Agua de lavado} = \text{Filtrado} + \text{Torta}$$

$$\text{agualavado} := 90 \cdot 3.5 \cdot 60 \cdot 16 = 3.024 \times 10^5$$

3.5 metros de ancho

60 minutos por hora

16 horas por día (este horario sólo

se aplica al proceso de filtración).

$$\frac{\text{agualavado}}{1000} = 302.4 \quad \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$4316 + \frac{\text{agualavado}}{1000} = \text{Filtrado} + \text{Torta}$$

$$\text{Find}(\text{Filtrado}, \text{Torta}) = \begin{pmatrix} 3.516 \times 10^3 \\ 1.102 \times 10^3 \end{pmatrix}$$

$$\text{Capturadesídos} := \frac{\frac{\text{Sólidossecos}}{7} - \text{Filtrado} \cdot \text{densidadfiltrado} \cdot 0.0009}{\frac{\text{Sólidossecos}}{7}} \cdot 100 = 99.973$$

Los lodos pueden ser dispuestos para incinerar o relleno de tierra.

## 10. Análisis Económico.

Para la presente entrega se realiza el análisis económico de la planta de tratamiento de residuos cloacales cuyo objetivo es la producción de biogás. Se comienza con un cálculo estimativo de la inversión total, costos, utilizándolos luego como recurso de análisis de la rentabilidad. Para ello se calcula la tasa interna de retorno.

### Inversión

La cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación, ya sea de bienes industriales o servicios, es conocida como "inversión" de la empresa. Dicha inversión puede estar integrada por capital propio, créditos de organismos financieros nacionales y/o internacionales, y de proveedores.

La inversión total requerida para la construcción y puesta en marcha de la planta de biogás tiene en cuenta varios factores. Esta inversión ( $I_T$ ), requerida para realizar y operar el proyecto, se compone de dos partes:

$$I_T = I_{FT} + I_W$$

Inversión fija total ( $I_{FT}$ ): es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Es básicamente la suma del valor de todos los activos de la planta.

Los activos fijos pueden ser tangibles o intangibles. Los primeros se integran con la maquinaria (que incluye el monto de su montaje), terreno, edificios, instalaciones auxiliares; y los segundos: las patentes, conocimientos técnicos, gastos de organización.

A su vez la inversión fija se divide en: componentes directos y componentes indirectos. Cada uno de ellos debe estimarse por separado y su magnitud variará considerablemente según la naturaleza del proyecto. En la tabla 10.1 se puede observar qué elementos integran cada uno de los componentes.

<b>Componentes Directos</b>	<b>Componentes Indirectos</b>
<b>Gastos de estudio e investigaciones</b>	Ingeniería y supervisión previas del proyecto
<b>Equipos principales</b>	Gastos de construcción
<b>Instalación de equipos</b>	Honorarios del contratista
<b>Cañerías (instaladas)</b>	Contingencias
<b>Instrumentación y control</b>	
<b>Instalación eléctrica</b>	
<b>Construcción (incluyendo servicios)</b>	
<b>Servicios auxiliares</b>	
<b>Terreno y mejoras del terreno</b>	
<b>Gastos de puesta en marcha</b>	
<b>Intereses durante la construcción</b>	

Tabla 10.1

Se utiliza para la estimación un método basado en factores donde:

$$IF = IE \cdot (1 + \sum f_i) \cdot (1 + \sum f_{li})$$

IF = inversión fija (sin terreno) del sistema completo

IE = valor del equipo principal instalado

$f_i$  = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa.

$f_{li}$  = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta.

<b>Valor del Equipo Instalado de Proceso</b>	<b>IE</b>
<b>Factores experimentales como fracción de IE</b>	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f1
<b>Proceso de sólidos</b>	0.07 - 0.10
<b>Proceso mixto</b>	0.10 - 0.30
<b>Proceso de fluidos</b>	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f2
<b>Control poco automatizado</b>	0.02 - 0.05
<b>Control parcialmente automatizado</b>	0.05 - 0.10
<b>Control complejo, centralizado</b>	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	f3
<b>Construcción abierta</b>	0.05 - 0.20
<b>Construcción semiabierta</b>	0.20 - 0.60
<b>Construcción cerrada</b>	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f4
<b>Escasa adición a las existentes</b>	0.00 - 0.05
<b>Adición considerable a las existentes</b>	0.05 - 0.25
<b>Plantas de servicios totalmente nuevas</b>	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	f5
<b>Entre las unidades de servicios</b>	0.00 - 0.05
<b>Entre unidades de proceso separadas</b>	0.05 - 0.15
<b>Entre unidades de proceso dispersas</b>	0.15 - 0.25
<b>Inversión directa</b>	IE (1+ $\sum$ fi)

Tabla 10.2

<b>Factores experimentales como fracción de la inversión directa</b>	
<i>Ingeniería y construcción</i>	$f_{i1}$
<b>Ingeniería Inmediata</b>	0.20 - 0.35
<b>Ingeniería compleja</b>	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	$f_{i2}$
<b>Unidad comercial grande</b>	0.00 - 0.05
<b>Unidad comercial pequeña</b>	0.05 - 0.15
<b>Unidad experimental</b>	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	$f_{i3}$
<b>De la compañía</b>	0.10 - 0.20
<b>Variaciones imprevistas</b>	0.20 - 0.30
<b>Procesos exploratorios</b>	0.30 - 0.50
<b>Factor de inversión indirecta</b>	$f_i = \sum f_{i1} + 1$
<b>Inversión fija</b>	$IF = IE (1 + \sum f_i) f_i$

Tabla 10.3

Para el cálculo de la inversión fija total se debe tener en cuenta el costo del terreno, de los equipos y a partir de este último, mediante el método de la estimación por factores se calcula el valor final de la inversión fija total. A continuación se evalúa cada uno de ellos.

### Terreno

Se propone ubicar la planta de producción de biogás en la zona de Camet en el Km. 507 de la ruta N° 11, donde se encuentra instalada la planta “ingeniero Baltar”, ya que allí llegan los residuos cloacales de la ciudad. No se contara el valor del terreno, ya que la empresa municipal OSSE tiene lugar disponible para construir la planta.

## Equipos

Se calcula el costo del reactor de 112.000 metros cúbicos de volumen, sabiendo que el precio del hormigón por  $m^2$ , es 50 USD. El espesor del hormigón es de 300 mm, o sea 0.3 metros. Como el área del reactor es de 15.000 metros cuadrados quedan 4500  $m^3$  de hormigón que hay que comprar y tiene un costo de USD 225.000. Se le suma un 20% del costo de mano de obra obteniendo USD 270.000.

Luego con la ayuda del software provisto por McGraw Hill, se estimaron los valores de los siguientes equipos:

Absorbedor DGA: USD 21.234  
 Destilador DGA: USD 50.590  
 Separador DGA: USD 190.846  
 Compresor DGA: USD 51.555  
 Mixter DGA: USD 46.682  
 Bombas centrifugas (10): USD 30.390  
 Sedimentadores (5): USD 143.000  
 Desarenadores (5): USD 37.370  
 Filtro ciclónico: USD 6.400  
 Reactor: USD 270.000  
 Tanque de almacenamiento: USD 210.000  
 Contenedor de gas: USD 217.890  
 Caldera: USD 150.000  
 Generador: USD 90.000  
 Compresor 1 (biogás puro): USD 51.555  
 Compresor 2( $CO_2$ ): USD 51.555  
 Compresor 3 (DGA): USD 383.995  
 Compresor 4 (biogás sin  $CO_2$ ): USD 370.000  
 Compresor 5 (Biogas comp): USD 39.000  
 Absorbedor TEG 1: USD 17.040  
 Absorbedor TEG2: USD 4.734  
 Destilador TEG: USD 8.096

Intercambiadores: USD 89.897

Para calcular la inversión de equipos se corrige sus valores mediante índices salvo en el caso del reactor ya que el trabajo es de Junio del 2017. El índice más reciente encontrado corresponde al 2016. Se adjunta la tabla resultante en Excel.

			2002 Precios	2016 Precios	Total
					<b>5.506.358</b>
Índice 2002	395,6	Reactor	270.000		
índice 2016	636,9	Absorbedor DGA	21.234	34.187	
		Destilador DGA	50.590	81.450	
Cociente	1,61	Separador DGA	190.846	307.262	
		Compresor DGA	51.555	83.004	
		Mixer DGA	46.682	75.158	
		Bombas centrifugas	303.900	489.279	
		Sedimentadores	715.000	1.144.000	
		Desarenadores	186.850	300.829	
		Filtro ciclónico	6.400	10.304	
		Tanque de almacenamiento	210.000	338.100	
		Contenedor de gas	217.890	350.803	
		Caldera	150.000	241.500	
		Generador	90.000	144.900	
		Compresor1	51.555	83.004	
		Compresor2	51.555	83.004	
		Comrpesor3	383.995	618.232	
		Compresor4	370.000	595.700	
		Compresor 5	39.000	62.790	
		Absorbedor1	17.040	27.434	
		Absorbedor2	4.734	7622	
		Destilador TEG	8.096	13.037	
		Intercambiadores	89.897	144.734	

Tabla 10.4

## **Estimación por factores**

Para cada componente directo o indirecto, debe estimarse un factor de multiplicación a partir de la tabla vista anteriormente. A continuación se analiza cada variable involucrada y se le asigna un valor representativo.

### **Tuberías de proceso**

En este caso, se trata de un proceso donde están involucrados tanto sólidos como fluidos entonces se toma un proceso mixto considerando un valor intermedio del rango y por lo tanto  $f_1$  de 0,20.

### **Instrumentación y control**

Este rubro incluye la compra, instalación y calibración de todos los equipos auxiliares e instrumentos para control y registro de las distintas variables de proceso en cada una de sus etapas. Se elige un control parcialmente automatizado, considerando valor en el medio del intervalo y, por lo tanto,  $f_2$  es 0,075.

### **Edificios de fabricación (construcción)**

Para la estimación de los costos de edificación de la planta, se considera que la *edificación es abierta* y, eligiendo la mitad del intervalo, se obtiene un valor  $f_3$  de 0,125.

### **Plantas de servicio**

Se considera planta de servicios totalmente nuevas, obteniendo el valor medio del intervalo, que corresponde a  $f_4=0,625$ .

### Conexiones entre unidades

Esto hace referencia a las distancias entre los sectores de almacenamiento y de producción, se considera conexiones entre las unidades de servicios, y el valor medio del rango es  $f5=0,025$

### Ingeniería y construcción

Estos gastos corresponden no sólo al pago de los servicios técnicos y administrativos necesarios para dirigir y administrar el proyecto durante la construcción, sino también incluyen todo el trabajo de ingeniería general y las actividades necesarias para preparar los planos finales de construcción y especificaciones para licitar o contratar diversas tareas o equipos. Al tratarse de una ingeniería compleja se considera un  $f1$  de 0,425.

### Factores de tamaño

Por tratarse de una unidad grande se considera un  $f2$  de 0,025.

### Contingencias

Al momento de la construcción y puesta en marcha de la planta pueden ocurrir imprevistos, con lo cual se toma un  $f3$  de 0,25 para contener cualquier posible eventualidad.

En la tabla se presentan todos los valores asignados previamente, junto con la sumatoria correspondiente.

Factores Directos	fi	Factores Indirectos	fli
Tuberías de Proceso	0,20	Ingeniería y construcción	0,425
Instrumentación	0,075	Factores de tamaño	0,025
Edificios de fabricación	0,125	Contingencias	0,25
Plantas de servicio	0,625		
Conexiones entre unidades	0,025		
Suma f	1,05	Suma fl	0,7

Tabla 10.5

$$IF = IE \cdot (1 + \sum fi) \cdot (1 + \sum fli) \quad IE = \text{USD } 5.506.358$$

Luego con la ecuación planteada se calcula finalmente la inversión fija, la misma es de USD 19.189.658.

### Inversión en capital de trabajo ( $I_w$ )

Es el capital necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos. Es decir, es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas. Se estimará como un 10% de la inversión fija total.

### Inversión Total

Para calcular la inversión total se deben sumar todos los aportes calculados, los mismos pueden verse a continuación.

Inversión	Costo (U\$S)
Terreno	0
Inversión fija	19.189.658
Capital de Trabajo	1.918.966
<b>Total</b>	<b>21.108.624</b>

Tabla 10.6

## Costo de operación

Los costos de operación son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación. Los mismos pueden dividirse en dos grandes categorías: los costos variables, que son proporcionales a la producción y los costos fijos, que son independientes de la cantidad producida.

Costos variables	Costos fijos
Materia prima	Inversión
Envases	Depreciación
Mano de obra directa	Impuestos
Supervisión	Seguro
Servicios	Financiación
Mantenimiento	Venta y distribución
Suministros	Dirección y administración
Laboratorio	Investigación y desarrollo
Regalías y patentes	

Tabla 10.7

Se muestran en tablas tanto los costos fijos como variables. En el caso de los costos fijos se definen en unidades de USD/ton\*día. Toneladas por día equivalen a las toneladas de biogás purificado producido en un día.

A. COSTOS VARIABLES	
1. Costo de materia prima	Estimación a partir de las cantidades requeridas y precios.
2. Costo de envases	Estimación a partir de las cantidades requeridas y precios.
3. Costo de mano de obra directa (MOD)	Estimación a partir del número de operarios o gráfico de Wessel y precio hora hombre con cargas sociales (Cargas sociales 30-45% del precio de la hora hombre)
4. Costo de supervisión	10 al 25% de MOD
5. Costo de servicios	Estimación a partir de requerimientos y tarifas de empresas proveedoras
6. Costo de mantenimiento	2 al 10% de la Inversión Fija ( $I_F$ ) (el resultado da unidad monetaria/por año)

7. Costo de suministros	0.5 a 1% de $I_F$ (el resultado da unidad monetaria/por año)	
8. Costo de laboratorio	2 a 20% de MOD	
9. Costo de regalías y patentes	0 a 5% de los ingresos por ventas anuales	
<b>B. COSTOS FIJOS</b>		
1. Costos de inversión	1.1. Costo de depreciación	Estimación n función del método seleccionado (el resultado da en unidad monetaria/por año)
	1.2. Costo de impuestos	1 a 2% de $I_F$ (el resultado da en unidad monetaria/por año)
	1.3. Costo de seguros	0.5 a 1% de $I_F$ (el resultado da en unidad monetaria/por año)
	1.4. Costo de financiación	Estimación en función del capital solicitado a crédito (el resultado da en unidad monetaria/por año)
2. Costo de ventas y distribución	1 a 5% de los ingresos por ventas anuales	
3. Costo de administración y dirección	20 a 40% del costo anual de MOD	
4. Costo de investigación y desarrollo	al 5% de los ingresos por ventas anuales	

Tabla 10.8

## Costos variables

### Materia prima

Este rubro está integrado por los gastos en las materias primas que intervienen directa o indirectamente en los procesos de transformación. Se considera un costo nulo ya que la materia prima en este caso es el sustrato es decir, los residuos cloacales.

### Envases

El costo de envases considera todos los gastos en los que se incurre para contener el producto para su comercialización. Sin embargo, la idea no es comercializar el biogás, sino la generación de energía entonces, se considera que su costo es cero.

### Mano de obra directa

Incluye los sueldos de los obreros y/o empleados cuyo trabajo está directamente asociado a la producción de biogás. Para estimar el costo de mano de obra directa se requiere

conocer el precio de la hora hombre y el número de horas hombre para el periodo de tiempo previamente mencionado.

Para las horas hombre Henry Wessel desarrolló un método que establece relaciones exponenciales entre las etapas identificables en el proceso y la producción. Se representa en la siguiente ecuación.

$$\frac{\text{Horas – hombre/día}}{\text{capacidad en tn/día}} = W \cdot \frac{\text{número de etapas del proceso}}{\left(\text{capacidad en } \frac{\text{tn}}{\text{día}}\right)^{0,76}}$$

W hace referencia al tipo de proceso. En este caso la producción de biogás es un proceso continuo automatizado por lo tanto el valor de W es 10. La producción de la planta de biogás purificado es de 1083 kg/h, es decir 25,9 ton/día. Finalmente para el número de etapas se tienen en cuenta 1 etapa de reacción, y 5 etapas de separación (se incluyen las etapas de sedimentación, absorción y destilación) con lo cual se consideran 6 etapas del proceso.

Se obtienen 131 horas-hombre.

Dividiendo por una jornada laboral de 8 hs para un operario resulta que son necesarios 17 operarios por día. Si se toma 3 turnos fijos por día, se requieren 6 operarios por turno de tal manera de asegurarse que no falten operarios y así se obtienen 18 operarios por día.

Se busca información en La Federación de Asociaciones de Trabajadores de la Sanidad Argentina (FATSA) para los nuevos sueldos básicos 2018. Para un operario de planta calificado especializado se obtiene un salario mensual de 33478 \$/mes, lo que en dólares es 904 U\$S/mes. Esto significa que por día y por operario se tiene un gasto de 30.1 U\$S. Ya que se tienen 18 operarios obtenemos 542 U\$S/día. Se procesan 25,9 ton/día de biogás entonces se tiene un costo de mano de obra de 20.96 U\$S/ton.

## Supervisión

El costo de supervisión corresponde a los salarios de los supervisores de área, y se estima su valor como el 15% del costo de mano de obra. Por ello, los costos de supervisión son iguales a 3.14 U\$S/ton.

## Servicios

### Electricidad

Se considera el costo nulo, pues la idea de diseñar la planta para producir biogás es la de generar energía y de esta manera autoabastecerse.

## Agua

Ante la iniciativa de utilizar parte de los efluentes que llegan a la planta como agua de servicio, se plantea un circuito de tratamiento para el agua de manera de poder utilizarla en la caldera y en el mezclador. Este circuito como pudo verse fue incluido en el diagrama de cañerías e instrumentación. Se propone usar un filtro ciclónico y un depósito donde flocculen las partículas sólidas que pudieron haber quedado suspendidas. Por lo tanto el agua de servicio que era necesario para la caldera y el mezclador es completamente proporcionada por el circuito de tratamiento de la planta.

## Mantenimiento

Incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y de supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivo y en reparaciones debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento. Se estima como el 2% de la inversión fija, dando un total de 422172,48 U\$\$/\*año, teniendo un costo unitario de 45.27 U\$\$/ton.

## Suministros

Se incluye los materiales usados por la planta de tratamiento que no fueron considerados en los rubros anteriores tales como material de vidrio, guantes, reactivos, material para limpieza, etc. Se puede estimar como el 20% del costo de mano de obra directa, siendo un costo de 4.192 U\$\$/ton.

## Laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad del biogás generado, se estima el costo como el 10% de mano de obra directa, con lo cual es de 2.096 U\$\$/ton.

## Costos fijos

### Depreciación

La depreciación anual se calcula en base a la inversión fija directa ya que se refiere a la pérdida de valor de la misma ya sea por deterioro u obsolescencia. Consideramos 20 años de vida útil para el caso de la planta en cuestión. De esta manera la depreciación anual es de: 113.19 U\$\$/ton

### Impuestos

Corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Este rubro puede variar de acuerdo con las leyes vigentes. Se considera que al ser una planta de residuos municipales se la exime de impuestos.

### Seguro

Este rubro se vuelve significativo ya que se trabaja con una cantidad importante de biogás (inflamable y explosivo bajo ciertas condiciones) y también porque se trata de un emprendimiento municipal de alta complejidad. El monto anual se puede estimar como el 1% de la inversión fija, siendo un total de 211086 U\$\$/año, su costo unitario es 22.63 U\$\$/ton.

### Venta y distribución

No se considera este ítem en la estructura de costos.

### Dirección y administración

Este componente del costo incluye todos los gastos de administración de la planta. La estimación se realiza a partir del gasto de mano de obra directa, la cual es un 20% de la misma. Resulta así un costo de 4.192 U\$\$/ton

## Estructura de Costos

Costo	Valor
Mano de obra	20.96
Supervisión	3.14
Mantenimiento	45.27
Suministros	4.192
Laboratorio	2.096
Depreciación	113.19
Seguros	22.63
Dirección y adm	4.192
Impuestos	0
Total	215.67

Tabla 10.9

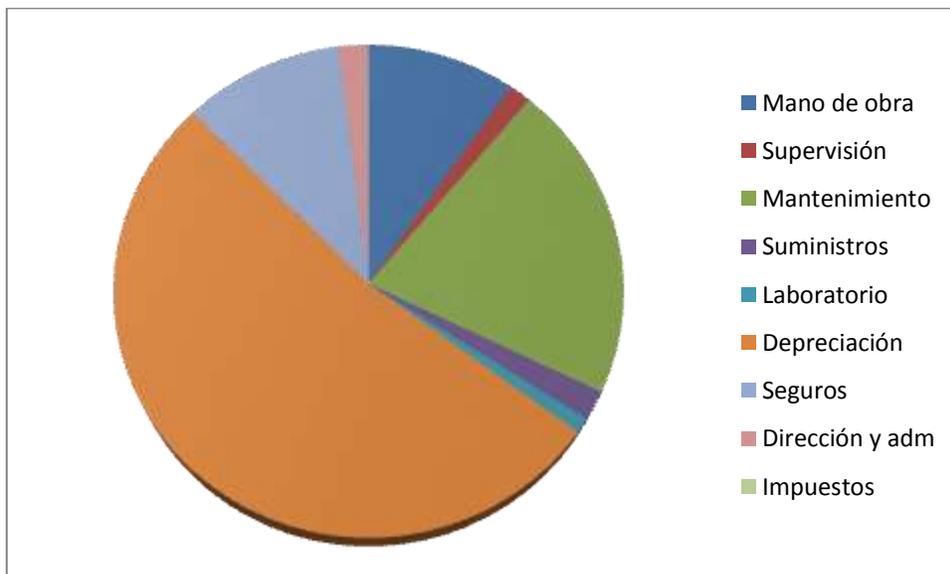


Figura 10.1

## Rentabilidad

Se calculará la Tasa Interna de Retorno (método que tiene en cuenta el valor temporal del dinero) para analizar la rentabilidad. En principio el biogás purificado se utiliza para energía eléctrica y el restante se calcula como ganancia utilizando el valor de un millón de BTU como 5.77 US\$ (valor promedio año 2017).

La planta tiene un gasto energético mayormente debido a bombeo, agitación y compresores. El total gastado es de 2772 KW. El poder calorífico del metano puede considerarse de aproximadamente 11.06 KWh/m<sup>3</sup>. Se investigó generadores eléctricos y se encontró que los provistos por la compañía CAT rondaban eficiencias del 44.6 %. De esta manera se necesitan 460.5 metros cúbicos de gas purificado para cumplir los requisitos. Por lo tanto se tienen por día 42.907 metros cúbicos de biogás remanente.

La TIR se calcula en base al flujo de caja y expresa cuál es la tasa de interés compuesta que estarían rindiendo en promedio los fondos involucrados en el proyecto.

El flujo de caja permite conocer cuáles son las variaciones de entrada y salida de caja o efectivos en un período dado. Por lo tanto su importancia radica en proveer información relevante sobre los ingresos y egresos efectivos en un cierto tiempo.

Se presenta a continuación el cuadro de fuentes sólo teniendo en cuenta los primeros 5 años.

El precio de 1 m<sup>3</sup> de gas natural en dólares US\$ 0.21.

Para el comienzo de los flujos de caja se tuvo en cuenta el momento en que termina la gestión financiera y se tomó para el año 2 a partir del mes que comienza la producción según el cronograma que se presenta más adelante.

Año	1	2	3	4	5
Capital propio	21108624				
Ventas		2270638,3	3243769	3243770	3243771
Total A	-21108624	2270638,3	3243769	3243770	3243771
Activo fijo	19189658				
Activo Trabajo	1918965				
Costos de producción		1407634,9	2010907	2010908	2010909
Total B	-21108623	1407634,9	2010907	2010908	2010909
Total A - Total B	-42217247	863003,4	1232862	1232862	1232862
BN(Descontando Impuestos)	-41929402,13	891947,25	1150848,27	1150848,27	1150848,27
Depreciación		737528,4	1053612	1053613	1053614
Flujo de caja	-41929402,13	-766472,25	2204460,27	2204461,27	2204462,27

Tabla 10.10

El cálculo de la TIR se realizó con la respectiva función de Excel. El mismo da una tasa interna de retorno del 0 % (no rentable). El cálculo se realizó teniendo en cuenta 20 años de proyecto. En la tabla de flujo de caja sólo se representan los primeros 5 años.

Se ilustra en la siguiente figura el cronograma que se propone para el proyecto teniendo en cuenta las actividades base. Se presenta desde que comienzan los estudios definitivos hasta el momento en que comenzaría a funcionar la planta.

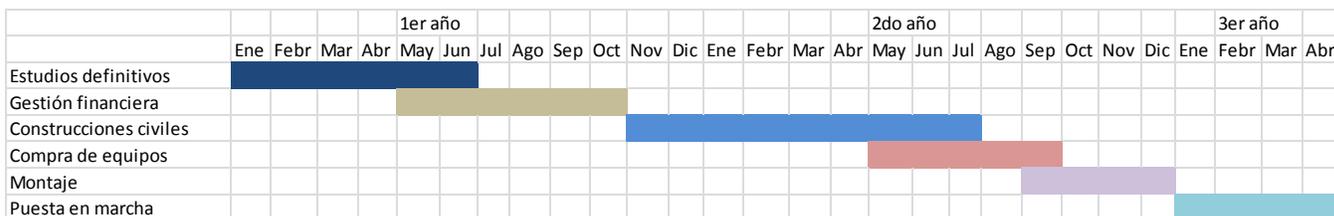


Figura 10.2

## Bibliografía

- [1] Arthur L. Khol, Fred C. Reisenfeld, 1997. Gas Purification. 5ta edición, Elsevier.
- [2] Betzabet Morero, 2014. Purificación de biogás con tecnologías de producción limpias. Santa Fe, Argentina: Universidad Nacional del Litoral, Facultad de Ingeniería Química.
- [3] Birendra Rai, 2016. CO<sub>2</sub> dehydration after CO<sub>2</sub> capture. Noruega, University College of Southeast Norway, Faculty of Technology. Department of Process, Energy and Environmental Technology.
- [4] George Tchobanoglous, Franklin Burton, David Stensel, 2003. Wastewater Engineering Treatment and Reuse (Fourth Edition), Metcalf & Eddy Inc.
- [5] IWA Task Group, 2014. Benchmark of control strategies of wastewater treatment plants. IWA publishing.
- [6] J. Alex, L. Benedetti, J. Copp, K.V. Gernaey, U. Jeppsson, I. Nopens, M.N. Pons, C. Rosen, J.P. Steyer and P. Vanrolleghem, 2018. Benchmark Simulation model no. 2. Sweden: Department of industrial electrical engineering and automation, Lund University.
- [7] Juan David Hernandez Jaramillo, 2015. Implementación del modelo de digestión anaerobia en Matlab/Simulink, Proyecto de fin de carrera. E.T.S.I. de Minas y Energía (UPM)
- [8] Jesús Sanchez Ruba, 2016. Optimización de la digestión de un reactor anaerobio mediante mecánica de fluidos computacional. Madrid: Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos, UPM.
- [9] Solomon Aforkoghene Aromadaa, Lars Erik Øi, Energy and Economic Analysis of Improved Absorption Configurations for CO<sub>2</sub> Capture. 2016, Norway, a Department of Process, Energy and Environmental Technology, University College of Southeast Norway.
- [10] Mackenzie L. Davis, 2010. Water and Wastewater Engineering. Mac-Graw Hill
- [11] <http://www.irrigacion.gov.ar/dgi/>

**Bibliografía específica del capítulo 1.**

- <http://www.enarsa.com.ar/index.php/es/areas-de-negocios/92-energiasrenovables/397-genren?showall=1&limitstart>
- <http://www.osmmp.gov.ar/osse/redcloaca/>
- <http://www.osmmp.gov.ar/osse/compostaje-de-barros/>
- <http://www.supledesarrollo.com.ar/?p=1237>
- [http://www.probiomasa.gob.ar/\\_pdf/Relevamiento%20Biodigestores%20VF%20PROB IOMASA.pdf](http://www.probiomasa.gob.ar/_pdf/Relevamiento%20Biodigestores%20VF%20PROB%20IOMASA.pdf)
- [http://www.edutecne.utn.edu.ar/coini\\_2015/trabajos/A047\\_COINI2015.pdf](http://www.edutecne.utn.edu.ar/coini_2015/trabajos/A047_COINI2015.pdf)
- <http://www.plantasdebiomasa.net/que-es-la-biomasa.html>
- <http://elperiodicodelaenergia.com/las-10-mayores-plantas-de-biomasa-del-mundo/>
- <http://www.iesbiogas.it/es/biometano-y-el-futuro/528>
- [http://www.camuzzigas.com/documentos/tarifas/CGP\\_BAI.pdf](http://www.camuzzigas.com/documentos/tarifas/CGP_BAI.pdf)
- [http://www.edeaweb.com.ar/data/pdf/Edea%20-%20Cuadro%20Tarifario%202002-16%20Hoja%201.pdf](http://www.edeaweb.com.ar/data/pdf/Edea%20-%20Cuadro%20Tarifario%202002-2016%20Hoja%201.pdf)
- <http://www.zorg-biogas.com/biogas-plants/biogas?lang=es>
- Purificación de biogás con tecnologías de producción limpias. Ing. Betzabet Morero.

