

INFORME DE PRÁCTICA PROFESIONAL SUPERVISADA (COD. 9160)

Analizar el proyecto de interfaces entre BG2 y Bio4



Estudiante: Abrile, Guadalupe

Universidad: Universidad Nacional de Río Cuarto

Tutor por parte de la universidad: Willnecker, Alberto

Tutor por parte de la empresa: Visentin, Alexis

Lugar de realización: Bioetanol Río Cuarto S.A.

Período de realización: 4 de dic. 2017 a 9 de feb. 2018

Fecha de presentación: 3 de octubre de 2018

RESUMEN

En el presente informe se detallan las actividades llevadas a cabo durante la Práctica Profesional Supervisada (PPS) realizada en la empresa Bioetanol Río Cuarto S.A.

La integración personal al ámbito de trabajo de la empresa, en el área de ingeniería de proyectos y mejora operacional de la planta de bioetanol (Bio4) y biogás (BG2) se llevó a cabo de manera satisfactoria. Las actividades desarrolladas permitieron realizar el balance de masa y energía para el consumo actual de vapor en la etapa de licuefacción del bioetanol; también, se propuso una solución con respecto a la necesidad de servicios en licuefacción para la condición futura en la que la planta duplique su capacidad de producción de etanol; asimismo se analizó el proyecto de interfaz entre Bio4 y BG2; y, se seleccionaron y compraron equipos para dicho proyecto.

A nivel personal, fue muy enriquecedor el trabajo en conjunto con profesionales con experiencia, ya sean del rubro de la Ingeniería Química, de la Ingeniería Mecánica, de la Microbiología u otras carreras afines

Tabla de contenido

1. OBJETIVOS	1
1.1. Objetivos Generales Planteados	1
1.2. Objetivos Específicos Planteados	1
1.3. Objetivos Alcanzados	1
2. DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA	1
2.1. Presentación de la Empresa	1
2.2. Área de Trabajo en la Empresa.....	2
2.3. Organigrama de la Empresa Bioetanol Río Cuarto S.A.	2
2.4. Procesos Productivos y Proyecto de Interfaz en Bioetanol Rio Cuarto S.A.	4
2.4.1. Proceso de Producción de Etanol en Bio4.....	4
2.4.2. Proceso de Producción de Electricidad en BG2	6
2.4.3. Proyecto de Interfaz.....	7
3. TAREAS DESARROLLADAS	7
3.1. Inducción de Ingreso a la Planta.....	7
3.2. Estudio de Normas que alcanzan al Sistema de Producción	8
3.3. Redacción de Documentos Técnicos	8
3.4. Cálculos para la Elección de Equipos y Accesorios.....	8
3.4.1. Selección de Agitador Lateral para Tanque de Esterilización del Digestato	8
3.4.2. Selección de Accesorios para el Sistema de Control de un Tanque de Depósito de Agua	10
3.4.3. Selección de un Intercambiador de Calor en la Etapa de Licuefacción de Bio4.....	12
4. CONCLUSIÓN.....	20
5. BIBLIOGRAFÍA	21
ANEXO I: P&ID del Proyecto de Interfaz entre Bio4 y BG2.....	22
ANEXO II: Cálculo de Velocidad Terminal de Sedimentación de Partículas Sólidas en la Corriente de Digestato	23
ANEXO III: Cálculo de la Potencia de Motor del Agitador.....	27
ANEXO IV: Cálculo de Presión en Cañerías de Ingreso al TQ101.....	29
ANEXO V: Cálculo de Consumos de Vapor en Licuefacción bajo Escenario I	33
ANEXO VI: Cálculo de Consumos de Vapor en Licuefacción aplicando las Recomendaciones Propuestas	37

<i>ANEXO VII: Cálculo de Consumos de Vapor en Licuefacción bajo Escenario II</i>	<i>41</i>
<i>ANEXO VIII: Cálculo de Consumos de Vapor en Licuefacción bajo Escenario III</i>	<i>43</i>
<i>ANEXO IX: Cálculo de Consumos de Vapor en el Nuevo Intercambiador de Calor bajo Escenario IV</i>	<i>46</i>

1. OBJETIVOS

1.1. Objetivos Generales Planteados

- Desarrollar habilidades prácticas propias de la actividad profesional en la planta industrial de Bioetanol Rio Cuarto S.A.
- Analizar la interacción entre la planta de biogás, BG2, y la planta de bioetanol, Bio4, desde el punto de vista del balance de masa y energía.

1.2. Objetivos Específicos Planteados

- Reconocer la planta industrial de la empresa Bio4/BG2 y el proceso de producción de maíz y metano.
- Desarrollar el cálculo de las interacciones de la interfaz entre Bio4 y BG2, y seleccionar equipos.
- Desarrollar habilidades para la redacción de documentos técnicos, protocolos y manuales de trabajo de plantas industriales.

1.3. Objetivos Alcanzados

Los objetivos planteados se alcanzaron, a excepción del objetivo de desarrollar habilidades de redacción de protocolos y manuales de trabajo de plantas industriales, debido a falta de tiempo. Si bien, durante el transcurso de la Práctica Profesional no se han redactado esta clase de documentos, si se ha estado en contacto con los mismos.

2. DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA

2.1. Presentación de la Empresa

Bioetanol Rio Cuarto S.A. es una empresa agroindustrial formada por 28 socios empresarios agropecuarios de la zona y región, que tiene como visión agregar valor a los granos producidos en la región.

La empresa se encuentra llevando a cabo varios proyectos de expansión. En cuanto a la producción de bioetanol, actualmente, se producen 275 m³/día y, se planea producir 400 m³/día a fin del 2018. Por lo que, se encuentran trabajando en el proyecto de ampliación de la destilería y analizando la capacidad de las instalaciones en los diversos sectores de la planta

para poder satisfacer dicho objetivo. A su vez, se encuentra en construcción la planta de biogás, BG2, a partir de la cual se origina el proyecto de interfaz entre ambas plantas.

A continuación se presenta la información general de la empresa:

- Nombre de la Empresa: Bioetanol Río Cuarto S.A.
- Domicilio: Avenida Godoy Cruz N°325, Río Cuarto, Córdoba.
- Teléfono: (0358) 4210620
- Rubro: Producción de etanol, y como productos secundarios burlanda de maíz seca y húmeda (DDGS y WDGS).
- Capacidad Anual: 80 millones de ltrs/año de etanol y 41.800 ton/año de DDGS y WDGS.

2.2. Área de Trabajo en la Empresa

La Práctica Profesional se realizó en la Planta de Producción de Bioetanol Río Cuarto S.A, específicamente en el área de supervisión de proyectos y mejora operacional. La misma se llevó a cabo a partir del 4 de diciembre de 2017 hasta el 9 de febrero de 2018, con un receso del 29 de diciembre al 9 de enero. La modalidad adoptada fue de lunes a viernes de 8 a 13 h.

2.3. Organigrama de la Empresa Bioetanol Río Cuarto S.A.

En la Ilustración 1, se presenta el organigrama que rige a la empresa. El tipo de estructura organizacional se define como una estructura lineal de mando, la cual garantiza la unidad de mando, simplifica la transmisión de información desde los niveles inferiores al nivel superior y garantiza que la autoridad recaiga sobre unos pocos jefes encargados de centralizar las decisiones y, consecuentemente, la responsabilidad.

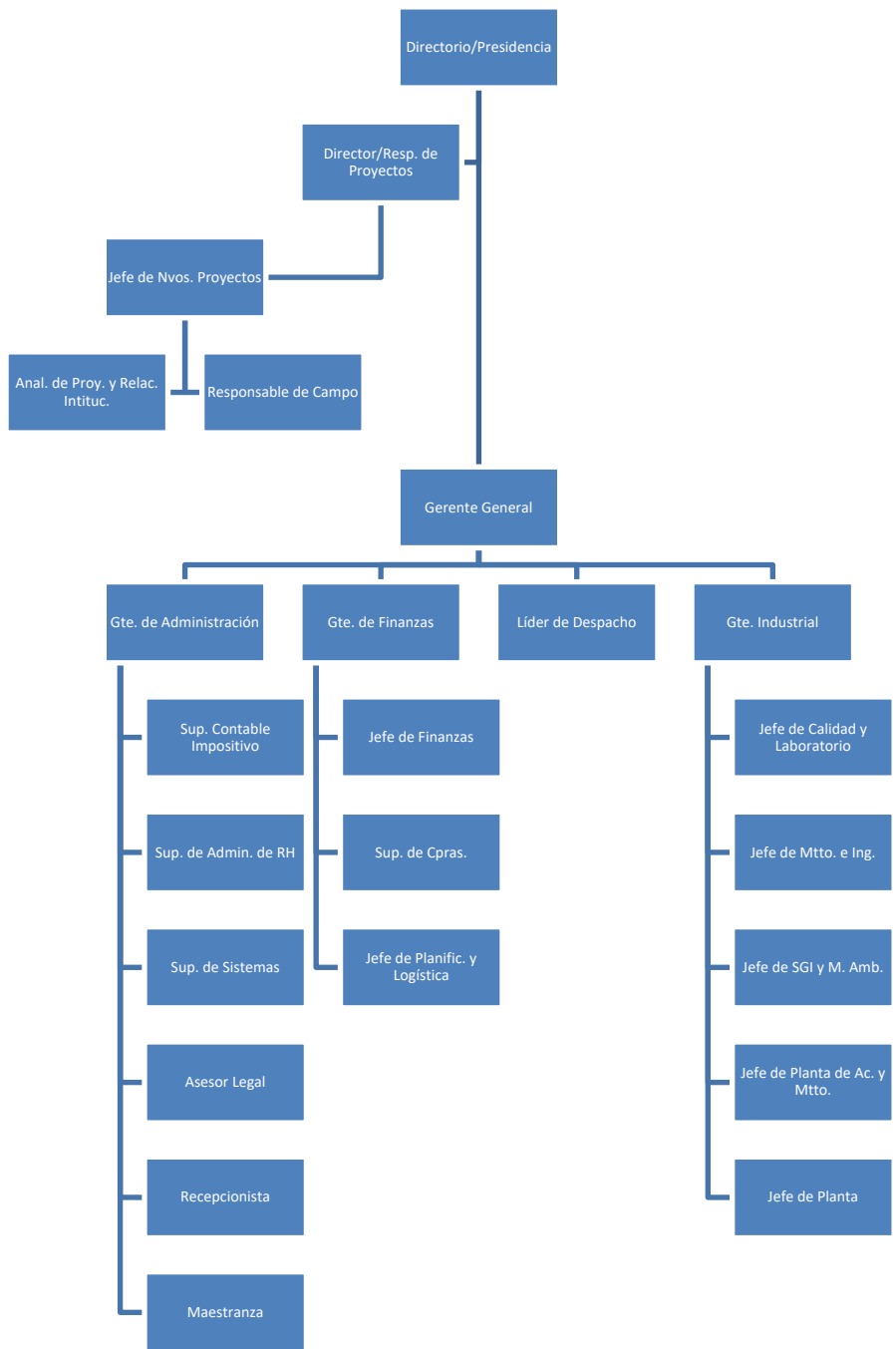


Ilustración 1 Organigrama de Bioetanol Río Cuarto S.A.

El área en la cual se llevó a cabo la PPS se ubica en el sector de supervisión de proyectos y mejora operacional, su organigrama se presenta en la Ilustración 2.

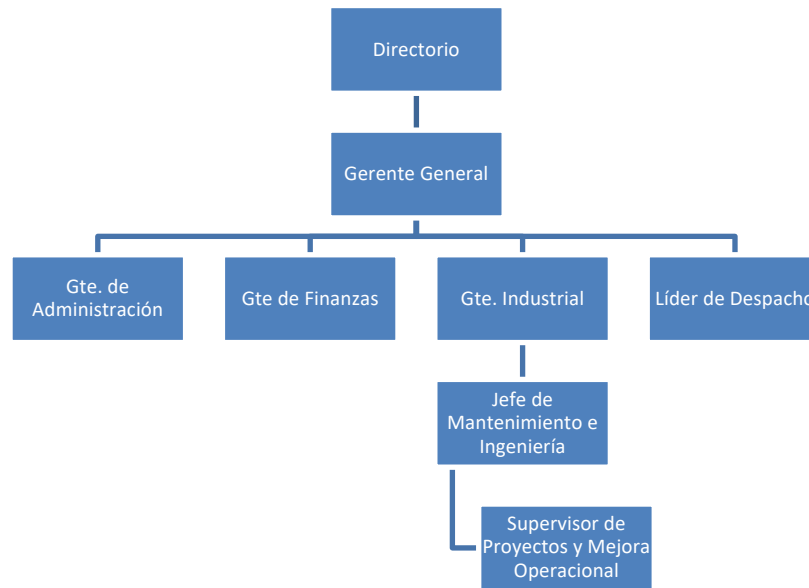


Ilustración 2 Organigrama Específico del Área de Trabajo de la PPS

2.4. Procesos Productivos y Proyecto de Interfaz en Bioetanol Rio Cuarto S.A.

2.4.1. Proceso de Producción de Etanol en Bio4

En la Ilustración 3, se puede observar el diagrama de bloques del proceso productivo de etanol en Bio4.

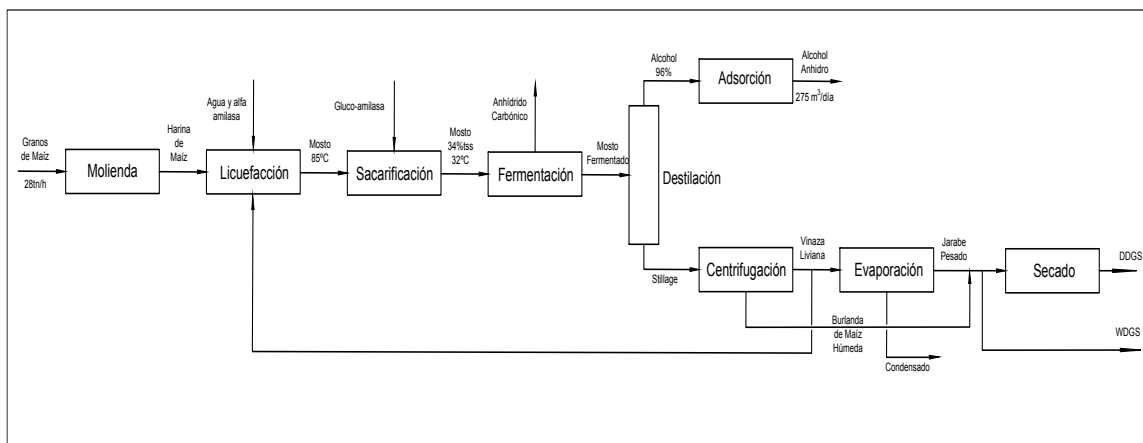


Ilustración 3 Diagrama de Bloques de Producción de Etanol en Bio4

El proceso comienza con la limpieza del grano de maíz en la molienda seca, donde una vez limpio pasa a través de los molinos, produciendo así harina de maíz.

La harina de maíz se sopla en los tanques de licuefacción, donde se la mezcla con agua y enzimas alfa amilasa. A la mezcla se le agregan componentes químicos para mantenerla a pH 7, y es calefaccionada, ya que las altas temperaturas reducen los niveles de bacterias presentes en el mosto, siempre respetando el límite de temperatura impuesto por la desnaturalización de las enzimas.

Luego de la licuefacción, continúa la etapa de sacarificación: el mosto es refrigerado, y se lleva a cabo una segunda hidrólisis enzimática, añadiendo glucoamilasa, para convertir las moléculas del almidón licuado en azúcar fermentable, dextrosa.

El etanol es producto de la fermentación. Al mosto se le agrega levadura para fermentar los azúcares y, obtener el etanol y el anhídrido carbónico. En este proceso el mosto permanece aproximadamente 60 h antes que comience la operación de destilación.

El mosto fermentado contiene alcohol en un 1% y agua, así como todos los sólidos no fermentables del maíz y de la levadura. En las columnas de destilación, se separa el alcohol etílico de los sólidos y del agua. El alcohol alcanza una pureza del 96%, y el mosto de residuo, llamado “stillage”, es transferido para su procesamiento como subproducto.

Finalmente, se lleva a cabo la etapa de adsorción, donde el alcohol pasa a través de un sistema de tamices moleculares, separando el agua restante. El alcohol de máxima pureza producido se lo denomina ‘alcohol anhidro’.

Del proceso surgen dos subproductos principales: el anhídrido carbónico y la burlanda de maíz con jarabe húmeda y seca.

El anhídrido carbónico se obtiene en grandes cantidades durante la fermentación. Muchas plantas lo recogen, lo limpian de cualquier alcohol residual, lo comprimen y lo venden para ser usado como gasificante de bebidas o para congelar carne.

La burlanda de maíz seca (DDGS¹) y húmeda (WDGS²), se obtienen del “stillage”. En una primera etapa, se centrifuga separando la fracción sólida (burlanda húmeda) de la fracción líquida (vinaza liviana). La burlanda húmeda está conformada mayormente por partes del grano original no fermentados en el proceso. Mientras que, la vinaza está conformada principalmente por azúcares y proteínas solubles, levaduras y la mayor parte del aceite del grano. Ésta se somete a un proceso de concentración por evaporación, produciendo

¹ Siglas en inglés de “Dry distillers grains with solubles”

² Siglas en inglés de “Wet distillers grains with solubles”

el jarabe, el cual llega a un 40% de materia seca. El jarabe y la burlanda húmeda se vuelven a mezclar a fin de producir la burlanda húmeda con jarabe (WDGS). Una parte de la WDGS se comercializa como tal. Mientras que el resto, se somete a una etapa de secado, en la cual por medio de calor indirecto, se disminuye el porcentaje de humedad del 68 al 10 %. De esta forma, la burlanda de maíz seca con jarabe (DDGS) es un producto apto para el mercado internacional.

2.4.2. Proceso de Producción de Electricidad en BG2

En la Ilustración 4, se muestra el diagrama de bloques correspondiente al proceso productivo de electricidad que se lleva a cabo en BG2.

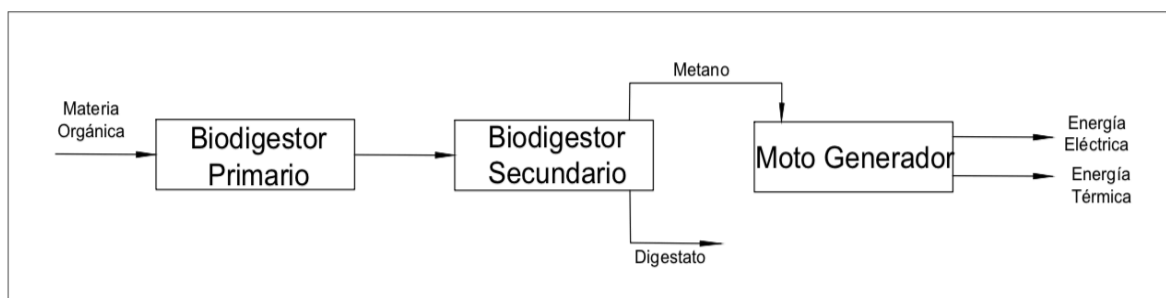


Ilustración 4 Diagrama de Bloques del Proceso Productivo de Electricidad en BG2

Se trata de un proceso continuo; las materias primas, vinaza liviana proveniente de la planta de Bio4, se alimentan a un biodigestor primario donde se lleva a cabo el proceso de digestión anaeróbica a temperatura y agitación constante. Allí, las grasas y los hidratos de carbono del sustrato son digeridos por bacterias que generan metano, y un subproducto con alto contenido de nutrientes, como nitrógeno y fósforo, denominado digestato o biofertilizante.

El biodigestor opera a una temperatura mayor a 50 °C, debido a las características termofílicas de los microorganismos. El sustrato del digestor se mantiene durante unos 60 días en su interior. El gas resultante está compuesto por un 60 % de metano, y 40 % de mezcla de vapor de agua, dióxido de carbono, hidrógeno y ácido sulfhídrico. Posteriormente, el producto del digestor primario se transporta hacia el biodigestor secundario, donde finaliza el proceso de metanización y se des-gasifica el producto obtenido durante otros 60 días, separando así el gas del digestato. La temperatura de trabajo en este equipo es constante y menor a la del biodigestor primario.

El gas generado requiere de operaciones de purificación para ser alimentado al moto generador. En primera instancia, se eliminan las trazas de sulfuro de hidrógeno mediante un proceso químico en el cual se inyecta aire en cantidades controladas, y el oxígeno del aire reacciona con el sulfuro de hidrógeno generando azufre sólido y agua, ambos se mezclan con los residuos líquidos del biodigestor y forman la mezcla empleada como biofertilizante. A continuación, se elimina el vapor de agua presente mediante su condensado.

Por último, el gas purificado es conducido hacia el área de generación de energía, donde se quema en un motor de combustión interna. La energía térmica liberada se transforma en energía mecánica, y un generador acoplado al motor transforma la energía mecánica en energía eléctrica.

2.4.3. Proyecto de Interfaz

El proyecto de interfaz implica la utilización de la corriente de vinaza liviana, obtenida del proceso de centrifugación del “stillage” proveniente de destilería, como sustrato de la metanización que se lleva a cabo para la producción del gas. Asimismo, se incorporará la corriente de digestato líquido, producto de la metanización, como suministro de los tanques de licuefacción en la producción de bioetanol, significando un ahorro en el agua de proceso.

A fin de optimizar el proceso en términos energéticos, en la interfaz la corriente de digestato intercambia calor con la corriente de vinaza liviana, con el agua de motor del generador de electricidad y, finalmente, con vapor para alcanzar los 90 °C requeridos para la esterilización previo a su ingreso al proceso de producción de Bio4. En el Anexo I, se adjunta el plano P&ID del proyecto de Interfaz entre Bio4 y BG2.

3. TAREAS DESARROLLADAS

3.1. Inducción de Ingreso a la Planta

Se realizó un recorrido por todos los sectores de la planta Bio4 reconociendo las distintas etapas del proceso de producción de etanol e identificando equipos. Así mismo, se recorrió el predio donde se está construyendo la planta de biogas, observando los biodigestores, a la vez que se indicó cómo será el tendido de cañerías del proyecto de interfaz.

3.2. Estudio de Normas que alcanzan al Sistema de Producción

Se realizó una capacitación, a cargo del responsable de Higiene y Seguridad, sobre los riesgos asociados al trabajo dentro de la planta de producción en Bio4, y su mitigación cumpliendo las normas y utilizando de manera correcta los elementos de protección personal. También, se señalaron áreas relevantes, como el punto de encuentro en caso de emergencias y/o accidentes.

3.3. Redacción de Documentos Técnicos

Se realizaron informes plasmando los análisis realizados para justificar la compra de equipos y, para plantear soluciones para el caso futuro en el que la planta de Bio4 trabaje a una capacidad de 400 m³/día de etanol.

3.4. Cálculos para la Elección de Equipos y Accesorios

3.4.1. Selección de Agitador Lateral para Tanque de Esterilización del Digestato

En el marco del proyecto de interfaz entre BG2 y Bio4, la corriente de digestato generada como producto de la metanización será tratada para su incorporación en el proceso de producción de etanol.

La corriente de digestato se suministrará al proceso de licuefacción, significando un ahorro en el consumo de agua. Para ello será necesario su esterilización previo a su ingreso al proceso, la cual se realizará en dos etapas: calentamiento y retención. Para la retención de la corriente se reutilizará un tanque aislado, TQ1202, ubicado en el sector de Moliendo-Licuefacción-Fermentación (MLF) de Bio4.

Del análisis de sólidos de una muestra de digestato (Ilustración AII.1), se determinó que la corriente a esterilizar contiene sólidos suspendidos, por lo que se evaluó la necesidad de agregar un agitador al tanque para asegurar que los sólidos se mantengan en suspensión, evitando así su sedimentación. Con el fin de seleccionar el equipo adecuado se realizaron los cálculos pertinentes.

Análisis de la Situación

Se calcularon la velocidad terminal de sedimentación de las partículas sólidas y la velocidad de flujo ascendente del digestato en el TQ1202 para caudales de digestato de 15 m³/h y 30 m³/h. Ya que al trabajar a máxima capacidad, BG2 genera una corriente de

digestato de 30 m³/h. Sin embargo, en un principio, la planta de biogas trabajará a mitad de capacidad, lo que significa una corriente de 15 m³/h.

De acuerdo a los cálculos realizados (Anexo II), la velocidad terminal de las partículas sólidas en la corriente de digestato:

$$\mu_t = 0,01 \frac{m}{s}$$

Y la velocidad de flujo ascendente en el TQ1202 para 15 y 30 m³/h, respectivamente:

$$v_1 = 9,21 \times 10^{-4} \frac{m}{s}$$

$$v_2 = 1,84 \times 10^{-3} \frac{m}{s}$$

Como $\mu_t > \mu_{1,2}$, las partículas sedimentarán justificando la necesidad de añadir un agitador al tanque para ambas condiciones de operación.

Cálculo de Velocidad de Agitación Crítica para la Suspensión de Sólidos

Para lograr la suspensión de sólidos, la velocidad limitante es la velocidad del líquido cerca del fondo, y para obtener una suspensión completa, la velocidad en esta región debe ser, por lo general, mayor que la velocidad de sedimentación (Warren L. McCabe, 2007).

Para calcular la velocidad crítica de agitación, es decir, la condición de agitación mínima para la suspensión de sólidos, se utilizó la correlación de Zwietering. Considerando una hélice, ya que el flujo axial favorece el fin de la operación, se obtuvo una velocidad crítica de 47 rpm. Se calculó la potencia que debe ser transmitida al fluido, siendo ésta de 0,12 HP. Luego, suponiendo un rendimiento del motor del agitador del 80 %, la potencia del motor requerido deberá ser, como mínimo, de 0,15 HP (Anexo III).

Selección de Equipo

En la Tabla 1, se muestra una comparación de los equipos cotizados por distintos proveedores. Además de las características del proceso y de los fluidos, se especificó a los proveedores que al encontrarse el tanque al intemperie, aquellos elementos fuera del tanque deberán ser de acero al carbono, y las partes húmedas de acero inoxidable AISI 304.

Tabla 1. Comparación de Agitadores Laterales

Proveedor	Modelo	Potencia Motor (HP)	Precio (USD)
RepMan	SXJS100	1	10.500
RepMan	14TMH1.1SS	1,5	9.000
Famiq	LR1 Tipo 2	2	3.838
Crismet	IMR-400-LC	2	2.772
Crismet	IMR-200-LC	2	3.320

Se decidió la compra del agitador lateral de CRISMET, modelo IMR-200-LC de 200 rpm. Esto se decidió ya que es la segunda opción más económica. El otro modelo de CRISMET, si bien es más económico, al no poseer caja reductora, fue descartada ya que no es conveniente trabajar a 480 rpm, velocidad significativamente más elevada que la velocidad crítica de agitación.

3.4.2. Selección de Accesorios para el Sistema de Control de un Tanque de Depósito de Agua

El tanque de depósito de agua, TQ101, se encuentra previo a la etapa de licuefacción y alimenta a los tanques de licuefacción y a las lavadoras de polvo. Se decide implementar válvulas de control y caudalímetros a fin de evitar el rebalse del tanque, situación que se ha presentado reiteradamente.

Análisis de la Situación

Al TQ101, ingresan tres corrientes: una corriente proviente del tanque de suministro de agua de proceso, otra de “stillage” proveniente de la torre de destilería N°3 y, una corriente de condensado generado en el proceso de evaporación de la vinaza liviana.

La corriente proveniente de la etapa de destilación, se denominará Fondo de la III, y se considera su caudal constante de aproximadamente 4 m³/h, por lo que los caudales de las otras dos corrientes son las variables a controlar. En la Tabla 2, se observan las propiedades de los fluidos.

Tabla 2. Propiedades de los Fluidos de Ingreso al TQ101

	Agua de Proceso	Condensado
Temperatura (°C)	28	70
Densidad (kg/m ³)	998	977
Caudal Máximo (m ³ /h)	56	56
Caudal Mínimo (m ³ /h)	15	15

Debe remarcarse que la corriente de agua de proceso, no presenta mayores complicaciones, sólo debe considerarse la característica incrustante del agua. Mientras que, la de condensado, proveniente de la evaporación de la vinaza liviana, presenta un pH bajo debido al arrastre de ácido acético, producido durante la fermentación.

A pedido de los proveedores, se midió la conductividad eléctrica del condensado a fin de confirmar que supere el límite inferior de medición de los caudalímetros electromanéticos de 50 $\mu\text{S}/\text{cm}$. Se midió una conductividad de 160 $\mu\text{S}/\text{cm}$, descartando la necesidad de un caudalímetro del tipo vortex, cuyo principio de medición se basa en el hecho de que corriente abajo de un obstáculo se forman vórtices en el fluido, a diferencia de los anteriormente mencionados, cuyo funcionamiento se basa en la ley de Faraday, que establece que el voltaje inducido en cualquier conductor mientras se mueve en ángulos rectos a través de un campo electromagnético es proporcional a la velocidad de ese conductor.

La cañerías de agua de proceso y de condensado tienen un diámetro nominal de 4'' y 5'', respectivamente, ambas son de Schedule 40.

Para la elección de las válvulas, fue necesario determinar la presión del fluido en cañería previo al ingreso de las mismas, ya que en función de dicha presión dependerá la robustez del actuador de las válvulas. Mediante la ecuación de Bernoulli (Anexo IV), se estimó la presión en cañería para la línea de condensado de 7 a 8 atm y para la línea de agua de proceso de 9 a 10 atm, datos estimados por ingenieros de planta. En cuanto a la presión de salida se consideró la presión atmosférica, al ser el TQ101 un tanque abierto.

Selección de Válvulas y Caudalímetros

Se pidieron propuestas comerciales a dos proveedores, MPM Insumos Industriales SRL y AyD SRL. En la Tabla 3, se realizó una comparativa para la selección de los instrumentos.

Tabla 3. Cotización de Válvulas y Caudalímetros para el TQ101

MPM		AyD	
Válvula Samson 2 y 1/2"	\$ 8.651	Válvula Fisher- Baumann 2"	\$ 8.586
Caudalímetro Electromagnético DN80	\$ 4.173	Caudalímetro Electromagnético DN100	\$ 3.002
	\$ 12.824		\$ 11.588

Se decide realizar la compra a AyD, al ser la opción más económica.

Para la línea de agua de proceso, se trabaja con acero al carbono, mientras que para la de condensado con acero inoxidable, debido a sus características. Las válvulas accesorias serán válvulas mariposa, y se utilizarán bridas del tipo “slip on frange”, que facilitan su instalación y permiten que sólo sean de acero inoxidable las piezas en contacto con el fluido.

3.4.3. Selección de un Intercambiador de Calor en la Etapa de Licuefacción de Bio4

En esta sección, se analizaron los consumos de vapor en la etapa de licuefacción bajo distintos escenarios. Tras los cálculos realizados, considerando la futura ampliación de la planta, se presenta la necesidad de incorporar un nuevo intercambiador de calor para calentar la corriente proveniente del TQ101 previo a su ingreso a los tanques de licuefacción.

En la Tabla 4, se describen los distintos escenarios para los cuales se realizaron los balances de masa y energía.

Tabla 4 Descripción de Escenarios para el Cálculo de Consumos de Vapor en Licuefacción

Escenario	Descripción
Escenario I	Consumos de vapor en licuefacción para la producción actual de etanol de 275 m ³ /día.
Escenario II	Consumos de vapor en licuefacción en un arranque de planta para una producción de etanol de 400 m ³ /día con las instalaciones actuales.
Escenario III	Consumos de vapor en licuefacción en un arranque de planta para una producción de etanol de 400 m ³ /día incorporando un intercambiador de calor.
Escenario IV	Consumos de vapor en licuefacción en la condición operativa más desfavorable para una producción de etanol de 400 m ³ /día incorporando un intercambiador de calor.

3.4.3.1. Consumos de Vapor en Licuefacción bajo Escenario I

En la etapa de licuefacción, existen dos consumos de vapor: el vapor suministrado directamente, por medio de un distribuidor, al primer tanque licuefactor, TQ201, y el vapor suministrado al “Jet Cooker”. En el “Jet Cooker”, se lleva a cabo un proceso denominado ‘cocción con vapor a presión’, en el cual una bomba y un controlador de presión de vapor hacen que se produzca una mezcla homogénea del vapor/mosto a alta presión y temperatura. La mezcla pasa por un serpentín, con un tiempo de residencia de pocos minutos. Luego el mosto pasa a una cámara, conectada a un sistema de vacío, y la mezcla pierde presión y temperatura, generando vapor de agua y un mosto a 85 °C. Esta pérdida brusca de presión hace que el agua que se encuentra entre los gránulos de almidón se vaporice, aumentando rápidamente el volumen de la mezcla y produciéndose una rotura mecánica del gránulo, lo que va a optimizar la acción de las enzimas.

En la Tabla 5, se muestran los resultados de los balances de masa y energía en la etapa de licuefacción para el Escenario I. En Anexo V, se detallan los cálculos realizados y, puede observarse el diagrama de flujo del proceso de licuefacción correspondiente.

Tabla 5. Especificación de Corrientes en Licuefacción bajo Escenario I

Corriente	Fluido	Caudal (kg/h)	T(°C)
1	Agua de Proceso	4.226	22
2	Condensado	25.574	60
3	Fondo III	4.000	90
4	Agua TQ101	33.800	69
5	Agua FIQ1002/3	5.000	40
6	Agua FIQ1001	28.800	69
7	Vinaza Liviana	11.500	65
8	Maíz	28000	22
9	Mosto	73.300	53
10	Mosto	142.870	85
11	Mosto	142.870	88
12	Mosto	73.300	85
13	Mosto	73.300	79
16	Vapor Saturado Jet Cooker	859	169
17	Vapor Saturado TQ201	3.155	151

El consumo de vapor total en licuefacción para el Escenario I es de 4,01 tn/h.

Cabe resaltar que el consumo de vapor directo suministrado al tanque de licuefacción N°1, TQ201, es elevado para la cañería instalada de 3” Sch 40. Si se calcula la velocidad de flujo en cañería el resultado es de 67,01 m/s (Anexo V). Según bibliografía, el valor máximo aconsejable para líneas de vapor, teniendo en cuenta la pérdida de carga, el ruido y la erosión en la cañería, es de 40 m/s, por lo que se recomienda realizar modificaciones en el suministro de vapor en la etapa de licuefacción.

A su vez, se observó que en el “Jet Cooker” el mosto se calienta a una temperatura de 88 °C lo que no es recomendable ya que la temperatura óptima de operación de las enzimas utilizadas en el proceso de licuefacción es de 80-85 °C. Lo que significa, que las enzimas no están trabajando a máxima eficiencia. Del análisis económico, considerando que es un costo continuo y que bajo la situación óptima se consumiría menor cantidad de enzimas, surge que tan sólo suponiendo que el ahorro de trabajar a temperaturas más próximas de 85 °C podría ser de 1 dólar/hora, significaría un ahorro de 8.769 dólares/año. Por lo que, se recomienda analizar esta situación y proponer una modificación a dicho parámetro de operación.

Recomendaciones para el Suministro de Vapor en Licuefacción en el Escenario I

A fin de disminuir la velocidad de flujo de vapor en la cañería que provee vapor directo al tanque de licuefacción, se sugiere colocar una cañería de mayor diámetro y disminuir el consumo de vapor directo a los tanques, aumentando la recirculación del mosto al “Jet Cooker” y por ende el consumo de vapor.

Para aumentar el caudal de mosto recirculado al “Jet Cooker”, será necesario colocar una bomba de mayor capacidad, ya que la bomba instalada se encuentra funcionando a máxima capacidad. Se descarta la utilización de dos bombas en paralelo, por las dificultades que supone para un arranque y por alteraciones en la presión en la línea de descarga que podrían ocurrir, alterando la operación del “Jet Cooker”.

En la Tabla 6, se muestran los resultados de los balances de masa y energía realizados (Anexo VI), considerando un caudal de mosto recirculado al “Jet Cooker” de 500 m³/h y un aumento de temperatura en el equipo de 1 °C, es decir, que el mosto alcanza una temperatura de 86 °C en lugar de 88 °C.

Tabla 6. Especificación de Corrientes en Jet Cooker

Corriente	Fluido	Caudal (kg/h)	T(°C)
10	Mosto	550.500	85
11	Mosto	550.500	86
16	Vapor Saturado Jet Cooker	1.074	169
17	Vapor Saturado Directo	2.947	151

Para este consumo de vapor directo al TQ201 y la cañería instalada de 3” Sch 40, la velocidad de vapor calculada es de 62,23 m/s (Anexo VI), es decir, que continua siendo elevada. Por lo que, se recomienda colocar una cañería de 5” Sch 40, para obtener una velocidad de flujo de vapor de 24,12 m/s.

Bajo esta condición operativa, la válvula del “Jet Cooker” trabajaría a un 22,5 % de apertura, lo que significa un mejor funcionamiento de la misma al trabajar dentro de los valores de apertura recomendados, es decir, entre el 20 y el 80 %.

Sin embargo, para recircular 550 m³/h al “Jet Cooker”, además de requerir la instalación de una bomba de mayor capacidad, será necesario la instalación de cañerías de recirculación de 10” Sch40 para obtener una velocidad de mosto aceptable de 2,99 m/s (Anexo VI).

3.4.3.2. Consumos de Vapor en Licuefacción bajo Escenario II

En el Escenario II, se calcula el requerimiento de vapor en un arranque de planta para una producción de 400 m³/día de etanol, lo que corresponde a la molienda de 42 t/h de maíz.

Se calculó el caudal de líquido necesario para lograr un contenido de sólidos en el mosto de 32 %, requerimiento del proceso, considerando una humedad media del maíz del 14 %. En la Tabla 7, se muestran las corrientes calculadas.

Tabla 7. Composición del Mosto bajo Escenario II

Corriente	Caudal (kg/h)
Maíz	42.000,00
Líquido	70.875,09
Mosto	112.875,09
Xsólidos (%)	32

Se considera que la única corriente líquida que ingresa a los tanques de licuefacción es la proveniente del TQ101, es decir, que no consideramos el ingreso de vinaza liviana. Asimismo, en un arranque de planta sólo ingresa al TQ101 el agua de proceso a 25 °C. En la Tabla 8, se muestran los resultados de los balances de masa y energía realizados (Anexo VII).

Tabla 8. Especificación de Corrientes en Licuefacción bajo Escenario II

Corriente	Fluido	Caudal (kg/h)	T(°C)
1	Agua de Proceso	70.875	25
2	Agua TQ101	70.875	25
3	Agua FIQ1002/3	7.500	24
4	Agua FIQ1001	63.375	25
5	Maíz	42.000	22
6	Mosto	112.875	24
7	Mosto	142.870	85
8	Mosto	142.870	88
9	Mosto	112.875	85
10	Mosto	112.875	85
11	Vapor Saturado Jet Cooker	859	169
12	Vapor Saturado Directo	10.650	151

Significando un consumo total de vapor de 11,5 t/h, por lo que se puede decir que los consumos de vapor en licuefacción para este escenario son demasiados altos para las cañerías instaladas. No sólo con respecto a la cañería de suministro de vapor directo desde el distribuidor al TQ201, sino también considerando el caño madre de 6" Sch 40, que suministra

el vapor desde caldera hacia el sector MLF, por el cual deberían circular como máximo 11 t/h para no superar una velocidad de flujo de 40 m/s.

Teniendo en cuenta, además, que el caño madre suministra vapor a fermentadores, propagadores y al tanque CIP, se excede significativamente dicho límite. Por lo tanto, se concluye que la incorporación de un intercambiador de calor con el objeto de calentar el agua del TQ101 a fin de disminuir el consumo de vapor en licuefacción, es una medida necesaria a la hora de poner en marcha el nuevo proyecto de ampliación de la planta.

3.4.3.3. Consumos de Vapor en Licuefacción bajo Escenario III

En el Escenario III, se incorpora un intercambiador de calor para calentar con vapor la corriente del TQ101, previo a su ingreso a los tanques de licuefacción.

Durante la operación de la planta, el contenido del TQ101 es recirculado a un intercambiador de calor espiralado, IC201, ubicado previo al proceso de fermentación, en el cual se enfría la corriente del mosto que se encuentra a 55 °C. Sin embargo, en el arranque el IC201 no se encuentra en funcionamiento, por lo tanto se considera que al nuevo intercambiador de calor ingresará agua de proceso a 25 °C.

Se realizaron los cálculos de consumo de vapor suponiendo que el servicio de vapor se encuentra saturado a 3 bar, variable que será ajustada según indicación de proveedores ya que la instalación de vapor deberá ser construida. Para calentar el agua a 85 °C, el consumo de vapor en el intercambiador de calor será de 8,22 t/h.

En la Tabla 9, se muestran los resultados de los balances de masa y energía realizados para estimar los consumos de vapor en la etapa de licuefacción para un arranque de planta en el cual sólo ingresa al TQ201 el agua del TQ101 a 85 °C. En el Anexo VIII, se muestra el detalle de los cálculos realizados y un diagrama de flujo de proceso de licuefacción para este escenario.

Tabla 9. Especificación de Corrientes en Licuefacción bajo Escenario III

Corriente	Fluido	Caudal (kg/h)	T(°C)
1	FIQ1002/3	7.500	56
2	Agua de Proceso	63.325	85
3	Maíz	42.000	22
4	Mosto	112.875	66
5	Mosto	142.870	85
6	Mosto	142.870	88
7	Mosto	112.875	85

8	Vapor Saturado Jet Cooker	859	169
9	Vapor Saturado Directo	2.728	151

Se observa un consumo total de vapor de 3,59 t/h. Se concluye, entonces, que las instalaciones en licuefacción son suficientes para este nuevo escenario con el nuevo intercambiador de placas operando. Sin embargo, se sigue recomendando realizar las modificaciones indicadas para el Escenario I.

3.4.3.4. Consumos de Vapor en Licuefacción bajo Escenario IV

El Escenario IV, representa las condiciones de operación más desfavorable para una producción de 400 m³/día, considerando el funcionamiento del nuevo intercambiador de calor.

Cuando la planta opere a dicha capacidad, en el caso más desfavorable, la única corriente caliente que ingresa al sistema es una proveniente de destilación de características similares a la corriente del Fondo de la III, a la cual se la denomina “SpentLess”. Esta corriente es una corriente que ingresa de manera permanente al estar funcionando la nueva destilería. No se asegura el ingreso de otras corrientes, como la de vinaza liviana, por ejemplo. Por lo que al tanque de licuefacción sólo ingresa la corriente del TQ101 a 85 °C, previamente calentada por el nuevo intercambiador. Es decir, que los consumos de vapor en licuefacción se mantienen igual a los del Escenario III, mientras que el consumo en el intercambiador de calor disminuye.

A partir de los cálculos realizados, considerando que el IC201 se encuentra fuera de operación, el consumo de vapor en el nuevo intercambiador de calor resulta de 7,22 t/h. En el Anexo IX, se detallan los cálculos realizados y puede observarse un diagrama de flujo representando la situación descrita para este escenario.

De los balances de energía realizados, se observa que bajo estas condiciones, la corriente que se recircula del TQ101 se encuentra a 32 °C, por lo que se podría operar el IC201 previo al nuevo intercambiador para reducir el consumo de vapor, una vez que el proceso se encuentre operando.

Sin embargo, se debe considerar que el agua del TQ101 puede alcanzar una temperatura superior a 55 °C, haciendo improductivo la operación del intercambiador espiralado, IC201, ya que se supone que el mosto ingresa a dicha temperatura, por lo que se debe añadir un “bypass” al equipo.

3.4.3.5. Selección del Intercambiador de Calor

En la Tabla 10, se exponen los equipos propuestos por los proveedores Alfa Laval y Edelflex.

Tabla 10. Comparación de Intercambiadores de Calor para Licuefacción

Proveedor	Equipo	Observación	Precio (EUROS)
Alfa Laval	TS20	Placas AISI316L	\$ 7.490
Edelflex	NT150S	Placas AISI316L	\$ 6.746
Edelflex	NT150S	Placa de Titanio, recomendado por la concentración de cloruros en el agua (50-80ppm)	\$ 11.403

Por el contenido en cloruros, Edelflex recomendó un equipo con placas en titanio considerando que la concentración de cloruros acorta la vida útil de las piezas en AISI316. Sin embargo, en la planta de Bio4 ya se encuentran en operación intercambiadores de placas con placas en AISI316 que, según su criterio, operan con una performance aceptable. Por lo tanto, se decidió por el equipo NT150S propuesto por Edelflex. En este caso, no se está de acuerdo con la decisión tomada debido a que las altas temperaturas de operación del intercambiador de calor y la concentración de cloruros medida en el fluido de proceso favorecen, significativamente, a la corrosión de aceros inoxidable.

4. CONCLUSIÓN

Como conclusión, se puede decir que realizar la Práctica Profesional fue beneficioso tanto para la formación como futuro profesional como para el crecimiento personal.

En cuanto a los objetivos planteados, se logró cumplir con la mayoría de los mismos aplicando los conocimientos adquiridos durante los años en la carrera. Si bien no se desarrollaron habilidades de redacción de protocolos y manuales de trabajo de plantas industriales debido a falta de tiempo, sí se desarrollaron habilidades para realizar informes técnicos. A su vez, se aprendió a utilizar el programa Autocad para la confección de diagramas de flujo de proceso.

A nivel personal, el estar en contacto con otros Ingenieros con experiencia permitió observar y aprender acerca de la dinámica de trabajo en una planta industrial y de la interacción con otros profesionales de la planta y con proveedores.

5. BIBLIOGRAFÍA

MC CABE, Warren L., SMITH, Julian C., HARRIOT, Peter. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. 7ª ed. México: McGraw-Hill Interamericana, 2007.

Bio4: Bioetanol Río Cuarto S.A. [Fecha de consulta: 15 de febrero 2018]. Disponible en:
<http://www.bio4.com.ar>

ANEXO I: P&ID del Proyecto de Interfaz entre Bio4 y BG2

ANEXO II: Cálculo de Velocidad Terminal de Sedimentación de Partículas Sólidas en la Corriente de Digestato

Análisis de Sólidos de la Corriente de Digestato

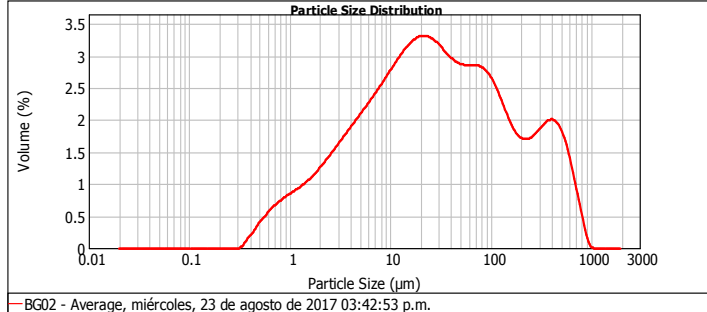
A continuación, se expone los resultados del análisis de sólidos de digestatos realizados con una muestra dada por el proveedor (Ilustración AII.1).



Result Analysis Report

Sample Name: BG02 - Average	SOP Name:	Measured: miércoles, 23 de agosto de 2017 03:42:53 p.m.	
Sample Source & type: BIOETANOL	Measured by: laboratorio	Analysed: miércoles, 23 de agosto de 2017 03:42:54 p.m.	
Sample bulk lot ref: 08/08/2017	Result Source: Averaged		
Particle Name: Default	Accessory Name: Hydro 2000S (A)	Analysis model: General purpose	Sensitivity: Normal
Particle RI: 1.520	Absorption: 0.1	Size range: 0.020 to 2000.000 um	Obscuration: 14.06 %
Dispersant Name: D1	Dispersant RI: 1.330	Weighted Residual: 0.798 %	Result Emulation: Off
Concentration: 0.0151 %Vol	Span : 11.633	Uniformity: 3.17	Result units: Volume
Specific Surface Area: 0.928 m²/g	Surface Weighted Mean D[3,2]: 6.463 um	Vol. Weighted Mean D[4,3]: 95.888 um	

d(0.1): 2.437 um d(0.5): 27.222 um d(0.9): 319.113 um



Size (µm)	Vol Under %	Size (µm)	Vol Under %	Size (µm)	Vol Under %	Size (µm)	Vol Under %	Size (µm)	Vol Under %	Size (µm)	Vol Under %
0.010	0.00	0.105	0.00	1.096	4.10	11.482	31.89	120.226	77.97	1258.926	100.00
0.011	0.00	0.120	0.00	1.259	4.93	13.183	34.59	138.036	80.04	1446.440	100.00
0.013	0.00	0.138	0.00	1.445	5.83	15.136	37.41	158.488	81.89	1656.587	100.00
0.015	0.00	0.158	0.00	1.660	6.80	17.378	40.32	181.970	83.56	1905.461	100.00
0.017	0.00	0.182	0.00	1.905	7.86	19.953	43.30	208.930	85.13	2187.762	100.00
0.020	0.00	0.209	0.00	2.188	9.02	22.909	46.29	239.883	86.66	2511.886	100.00
0.023	0.00	0.240	0.00	2.512	10.29	26.303	49.27	275.423	88.23	2884.032	100.00
0.026	0.00	0.275	0.00	2.884	11.67	30.200	52.18	316.228	89.89	3311.311	100.00
0.030	0.00	0.316	0.00	3.311	13.16	34.674	55.01	363.078	91.64	3801.894	100.00
0.035	0.00	0.363	0.00	3.802	14.77	39.811	57.74	416.969	93.45	4365.158	100.00
0.040	0.00	0.417	0.20	4.365	16.49	45.709	60.39	478.630	95.24	5011.872	100.00
0.046	0.00	0.479	0.47	5.012	18.33	52.481	62.99	549.541	96.88	5754.399	100.00
0.052	0.00	0.550	0.86	5.754	20.28	60.256	65.57	630.957	98.24	6606.934	100.00
0.060	0.00	0.631	1.35	6.607	22.35	69.183	68.16	724.436	99.22	7585.776	100.00
0.069	0.00	0.724	1.94	7.586	24.54	79.433	70.73	831.764	99.80	8708.636	100.00
0.079	0.00	0.832	2.60	8.710	26.86	91.201	73.26	954.993	99.99	10000.000	100.00
0.091	0.00	0.955	3.32	10.000	29.31	104.713	75.70	1096.478	100.00		

Operator notes:

Ilustración AII.1. Análisis de Sólidos en el Digestato

Cálculo de la velocidad terminal de sedimentación

En primer lugar, para justificar la necesidad de un agitador, se calculó la velocidad terminal de sedimentación de las partículas.

Datos del Tanque (TQ1202):

$$V_t = 43,3 \text{ m}^3$$

$$D_t = 2,4 \text{ m}$$

$$A_t = \pi \left(\frac{D_t}{2} \right)^2 = 4,52 \text{ m}^2$$

Propiedades de la Fase Sólida:

A partir del análisis de sólidos de la corriente realizados, se calculó la densidad promedio de la partícula.

$$\rho_p = \frac{6}{\phi_s * A_w} \sum \frac{x_i}{D_{pi}}$$
$$\rho_p = 1330,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Donde:

$$\rho_p = \text{densidad de la partícula} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

$$\phi_s = \text{esfericidad} = 0,7 \text{ (Warren L. McCabe, 2007)}$$

$$A_w = \text{superficie específica} \left(\frac{\text{m}^2}{\text{kg}} \right) = 928$$

$$D_p = \text{diámetro de partícula (m)}$$

Se calculó el diámetro medio de partícula, a partir de la siguiente ecuación:

$$d_m = \sum x_i * D_{pi}$$
$$d_m = 1.03 \times 10^{-4} \text{ m}$$

Propiedades de la Fase Líquida:

$$\rho = 997,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\mu_o = 3,14 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}$$

Propiedades de la Suspensión:

Considerando un porcentaje de sólidos entre 2-4%, la densidad de la suspensión:

$$\rho_s = \phi * \rho_p + (1 - \phi) * \rho$$

$$\rho_s = 0,03 * 1330,5 + (1 - 0,03) * 997,4$$

$$\rho_s = 1007,5 \frac{kg}{m^3}$$

$$\mu_{ef} = 1 \times 10^{-2} \frac{kg}{m \cdot s}$$

Donde:

μ_{ef} = viscosidad efectiva

ϕ = fracción de sólidos = 0,03

ρ = densidad de la fase líquida ($\frac{kg}{m^3}$)

Para el cálculo de la velocidad terminal de sedimentación, primero se verificará si se cumple la Ley de Stokes.

$$K = d_m \sqrt[3]{\frac{g * \rho * (\rho_p - \rho)}{\mu_o^2}}$$

$$K = 1,03 \times 10^{-4} * \sqrt[3]{\frac{9,8 * 997,4 * (1330,5 - 997,4)}{(3,14 \times 10^{-4})^2}}$$

$$K = 3,31$$

Como $K > 2,6$, no se cumple la Ley de Stokes y la velocidad terminal se calcula mediante un cálculo iterativo a partir de la siguiente ecuación y el Ilustración AII.2.

$$\mu_t = \sqrt[3]{\frac{4 * g * (\rho_p - \rho) * d_p}{3 * C_D * \rho}}$$

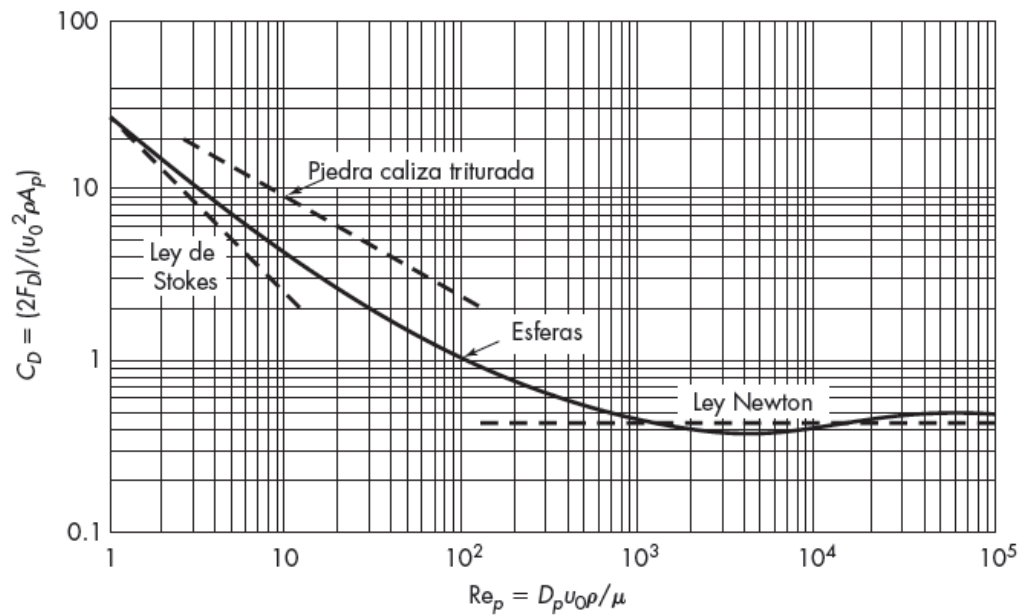


Ilustración AII.2. Coeficientes para esferas y partículas irregulares (Warren L. McCabe, 2007)

Para $v_0 = 0,01 \text{ m/s}$,

$$Re_p = \frac{d_p * v_0 * \rho}{\mu_0}$$

$$Re_p = 3,26$$

$$C_D = 7$$

$$\mu_t = 0.01 \text{ m/s}$$

A continuación, se calcularán las velocidades del flujo ascendente en el tanque para los caudales de $15 \text{ m}^3/\text{h}$ y de $30 \text{ m}^3/\text{h}$.

$$v_1 = \frac{Q_1}{A_t} = \frac{15}{4,52} = 3,32 \frac{\text{m}}{\text{h}} = 9,21 \times 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = \frac{Q_2}{A_t} = \frac{30}{4,52} = 6,64 \frac{\text{m}}{\text{h}} = 1,84 \times 10^{-3} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

ANEXO III: Cálculo de la Potencia de Motor del Agitador

Para calcular la velocidad crítica de agitación, es decir, la condición de agitación mínima para la suspensión de sólidos, se utiliza la correlación de Zwietering:

$$n_c * Da^{0,85} = S * v^{0,1} * d_p^{0,2} * \left(g * \frac{(\rho_p - \rho)}{\rho} \right)^{0,45} * B^{0,13}$$

Donde:

n_c = velocidad crítica del agitador (rps)

Da = diámetro del agitador (m)

S = factor de forma

v = viscosidad cinemática $\left(\frac{m}{s}\right)$

d_p = tamaño medio de la partícula = $1,03 \times 10^{-3} m$

g = aceleración de la gravedad

ρ_p = densidad de la partícula = $1330,5 \text{ kg/m}^3$

ρ = densidad del líquido = $997,4 \text{ kg/m}^3$

$$B = 100 * \frac{\text{peso del sólido}}{\text{peso del líquido}}$$

Entonces:

$$v = \frac{\mu_{ef}}{\rho_s} = 9,93 \times 10^{-6} \text{ m/s}$$

$$B = 100 * \frac{0,03}{0,97} = 3,09$$

Como el único propósito es suspender los sólidos, conviene elegir un propulsor, ya que generan flujo axial. A partir de la Tabla AIII.1, para un hélice de tres palas:

$$Da = \frac{Dt}{3} = 0,8 \text{ m}$$

$$S = 6,5$$

$$n_c = 0,78 \text{ rps} = 47 \text{ rpm}$$

**Tabla AIII.1. Factor de Forma S para la Correlación de Zwietering
(Warren L. McCabe, 2007)**

Tipo de impulsor	D_t/D_a	D_t/E	S
Turbina de seis palas	2	4	4.1
$D_a/W = 5$	3	4	7.5
$N_p = 6.2$	4	4	11.5
Paleta de dos palas	2	4	4.8
$D_a/W = 4$	3	4	8
$N_p = 2.5$	4	4	12.5
Hélice (propulsor) de tres palas	3	4	6.5
$N_p = 0.5$	4	4	8.5
	4	2.5	9.5

Cálculo de la Potencia del motor del agitador

La potencia consumida por el fluido se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$P = Np * n^3 * Da^5 * \rho_s$$

$$P = 0,5 * 47^3 * 0,8^5 * 1330$$

$$P = 80 \text{ W} = 0,12 \text{ HP}$$

Considerando un rendimiento del motor del 80%, la potencia del motor requerida:

$$P_{motor} = \frac{P}{\eta}$$

$$P_{motor} = \frac{0,12}{0,8}$$

$$P_{motor} = 0,15 \text{ HP}$$

ANEXO IV: Cálculo de Presión en Cañerías de Ingreso al TQ101

Cálculo de Presión en Cañería de Agua de Proceso

Aplicando la ecuación de Bernoulli, tomando como puntos inicial y final, la superficie del tanque de agua de proceso y el punto en la cañería donde se colocarán los accesorios, respectivamente, se calculan las presiones en las cañerías. Se desprecian las pérdidas de carga en las cañerías, adoptando un criterio conservador, ya que la presión calculada será mayor a la real.

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + z_2 - z_1 + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + H_f = H_w$$

Considerando,

$$P_1 = 101.330 \text{ Pa}$$

$$\rho = 998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$Q_{min} = 15 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 4,17 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$d_i = 0,10 \text{ m}$$

$$v_1 = 0 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = \frac{Q_{min}}{\pi * \frac{d_i^2}{4}} = 0,51 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$z_2 - z_1 = 10 \text{ m}$$

A partir de la curva de la bomba instalada para el transporte de agua de proceso, modelo NKP-40-250/245, ver Ilustración AIV.1, y considerando el caudal mínimo la altura de trabajo de la bomba:

$$H_w = 100 \text{ m}$$

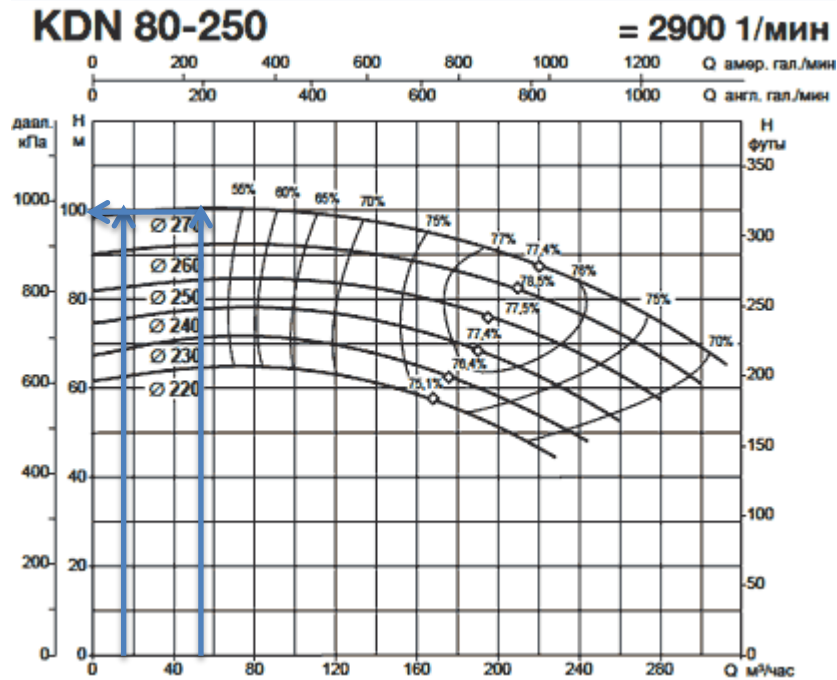


Иллюстрация AIV.1. Curva de la Bomba de la Línea de Agua de Proceso

Entonces para el caudal mínimo, despreciando las pérdidas por cañerías y accesorios:

$$P_2 = 981.437,77 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 9,69 \text{ atm}$$

Para el caudal de 56m³/h,

$$Q_{max} = 56 \frac{m^3}{h} = 1,56 \times 10^{-2} \frac{m^3}{s}$$

$$v_1 = 0 \frac{m}{s}$$

$$v_2 = \frac{Q_{min}}{\pi * \frac{d_i^2}{4}} = 1,89 \frac{m}{s}$$

$$H_w = 100m$$

$$P_2 = 979.778,73 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 9,67 \text{ atm}$$

Cálculo de Presión en Cañería de Condensado

De manera análoga, aplicando la ecuación de Bernoulli en el sistema de transporte de condensado:

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + z_2 - z_1 + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + H_f = H_w$$

Considerando,

$$P_1 = 101.330 \text{ Pa}$$

$$\rho = 977,80 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$Q_{min} = 15 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 4,17 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$d_i = 0,10 \text{ m}$$

$$v_1 = 0 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = \frac{Q_{min}}{\pi * \frac{d_i^2}{4}} = 0,51 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$z_2 - z_1 = 10 \text{ m}$$

A partir de la curva de la bomba, modelo NKP-40-250/245, ver Ilustración AIV.2, y considerando el caudal mínimo la altura de trabajo de la bomba:

$$H_w = 83 \text{ m}$$

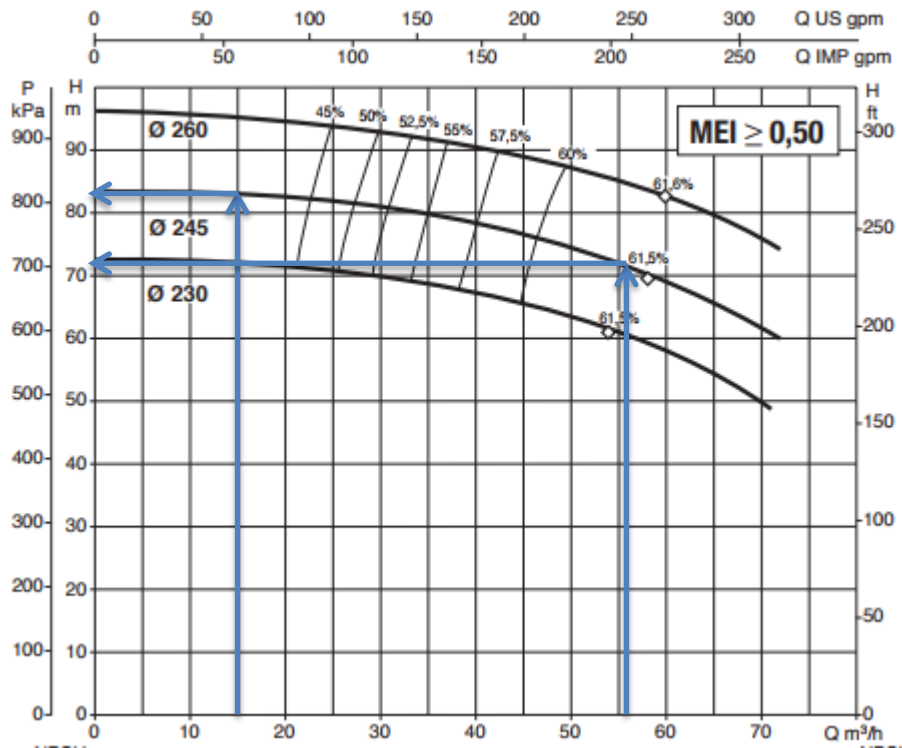


Ilustración AIV.2. Curva de la Bomba de la Línea de Condensado

Entonces para el caudal mínimo, despreciando las pérdidas por cañerías y accesorios:

$$P_2 = 800.722,48 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 7,90 \text{ atm}$$

Para el caudal de $56 \text{ m}^3/\text{h}$,

$$Q_{max} = 56 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 1,56 \times 10^{-2} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$v_1 = 0 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = \frac{Q_{min}}{\pi * \frac{d_i^2}{4}} = 1,89 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$H_w = 72 \text{ m}$$

$$P_2 = 693.690,19 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 6,85 \text{ atm}$$

ANEXO V: Cálculo de Consumos de Vapor en Licuefacción bajo Escenario I

Balances de Masa y Energía

A continuación, se muestran los balances de masa y energía realizados para estimar los consumos de vapor en la etapa de licuefacción para la producción actual de 275 m³/día.

Balance de Masa en TO201

$$\text{Mosto} = \text{Maíz} + \text{AguaFIQ1001} + \text{AguaFIQ1002/3} + \text{VL}$$

$$\text{Mosto} = 28.000 + 28.800 + 5.000 + 11.500$$

$$\text{Mosto} = 73.300 \text{ kg/h}$$

Balance de Masa en Jet Cooker

$$\text{Ingreso} + \text{Vapor} = \text{Salida}$$

El caudal de ingreso al Jet Cooker se estima considerando que la bomba BO201/A trabaja a máxima capacidad, es decir con un caudal de 130 m³/h. Entonces, considerando la densidad del mosto de 1099 kg/m³, el caudal de ingreso:

$$\text{Ingreso} = 130 * 1099 = 142.870 \text{ kg/h}$$

Balance de Energía en Jet Cooker

La temperatura de salida del Jet Cooker es de 88°C, por lo que el consumo de vapor:

$$\text{Ingreso} * C_{p_{\text{mosto}}} * T_i + V_{\text{JetCooker}} * Q_{\text{lat}} (8 \text{ bar}, 169,6 \text{ } ^\circ\text{C}) = \text{Salida} * C_{p_{\text{mosto}}} * T_s$$

$$T_s = \frac{\text{Ingreso} * C_{p_{\text{mosto}}} * T_i + V_{\text{JetCooker}} * Q_{\text{lat}} (8 \text{ bar}, 169,6 \text{ } ^\circ\text{C})}{(\text{Ingreso} + V_{\text{JetCooker}}) * C_{p_{\text{mosto}}}}$$

$$88 = \frac{142.870 * 0,85 * 85 + V_{\text{JetCooker}} * 489,80}{(142.870 + V_{\text{JetCooker}}) * 0,85}$$

Iterando:

$$V_{JetCooker} = 0,859 \text{ tn/h}$$

Entonces el calor añadido por el Jet Cooker:

$$Q_{JetCooker} = V_{JetCooker} * Q_{lat} (8 \text{ bar}, 169.6 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$Q_{JetCooker} = 859 * 489,80$$

$$Q_{JetCooker} = 420.738,2 \text{ Kcal/h}$$

Balance de Energía en TQ201

Tomando como referencia el agua líquida a 22°C.

$$\begin{aligned} M * Cp_M * (T_M - T_r) + FIQ1001 * Cp * (T_{1001} - T_r) + FIQ1002/3 * Cp * (T_{1002/3} - T_r) \\ + VL * Cp_{VL} * (T_{VL} - T_r) + Q_{JetCooker} + V_{TQ201} * Q_{lat} (5 \text{ bar}, 151,1^\circ\text{C}) \\ = Mosto * Cp_{mosto} * (T_{Mosto} - T_r) \end{aligned}$$

$$V_{TQ201} = \frac{73.300 * 0,85 * (85 - 22) - (0 + 28.800 * 1 * (69 - 22) + 5.000 * 1 * (40 - 22) + 11.500 * 0,95 * (65 - 22) + 420.738,2)}{504,20 * 1000}$$

$$V_{TQ201} = 3,16 \text{ tn/h}$$

Significando un consumo total de vapor en la etapa de licuefacción de:

$$V_{Total \text{ Licuefacción}} = 4,01 \text{ tn/h}$$

A continuación, se estima la temperatura de la corriente al ingreso al TQ201, es decir, a la salida del tornillo (RT001).

Balance de Energía en el Tornillo

$$\begin{aligned} Ingreso * Cp_{mosto} * (T_i - T_r) \\ = M * Cp_M * (T_M - T_r) + FIQ1001 * Cp * (T_{1001} - T_r) + FIQ1002/3 \\ * Cp * (T_{1002/3} - T_r) + VL * Cp_{VL} * (T_{VL} - T_r) \end{aligned}$$

$$T_i = \frac{M * Cp_M * (T_M - T_r) + FIQ1001 * Cp * (T_{1001} - T_r) + FIQ1002/3 * Cp * (T_{1002/3} - T_r) + VL * Cp_{VL} * (T_{VL} - T_r)}{Ingreso * Cp_{mosto}} + T_r$$

$$T_i = \frac{0 + 28.800 * 1 * (69 - 22) + 5.000 * 1 * (40 - 22) + 11.500 * 0,95 * (65 - 22)}{73.300 * 0,85} + 22$$

$$T_i = 52,71^\circ\text{C}$$

Balances de Masa y Energía en TQ101

A fin estimar la temperatura del agua de salida del TQ101, se realizaron los balances de masa y energía en el tanque. Para el balance de energía, se toma como referencia el agua líquida a 0°C.

Balance de Masa TQ101

$$Fondo\ III + Condensado + Agua\ de\ Proceso = Salida_{TQ101}$$

$$Fondo\ III + Condensado + Agua\ de\ Proceso = AguaFIQ1001 + AguaFIQ1002/3$$

$$4.000 + Condensado + 4.226 = 28.800 + 5.000$$

$$Condensado = 25.574 \frac{kg}{h}$$

Balance de Energía Intercambiador de Calor de Espiral Licuefacción (IC201A/B)

Se considera que el mosto sale a 79,4°C, según valor de operación actual.

$$Q_{espiral} = Mosto * Cp_{mosto} * \Delta T$$

$$Q_{espiral} = 73.300 * 0.85 * (85 - 79,4)$$

$$Q_{espiral} = 348.908\text{ Kcal/h}$$

Balance de Energía en TQ101

$$Fondo\ III * Cp * Tf + Condensado * Cp * Tc + Agua\ de\ Proceso * Cp * Tap + Q_{espiral} = Salida_{TQ101} * Cp * T_{TQ101}$$

$$T_{TQ101} = \frac{\text{Fondo III} * Cp * Tf + \text{Condensado} * Cp * Tc + \text{Agua de Proceso} * Cp * Tap + Q_{\text{espiral}}}{\text{Salida}_{TQ101} * Cp}$$

$$T_{TQ101} = \frac{4.000 * 1 * 90 + 18.574 * 1 * 60 + 4.226 * 1 * 22 + 348.908}{(28.800 + 5.000) * 1}$$

$$T_{TQ101} = 69,12 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La temperatura obtenida de los balances es similar a la medida en campo de 68/69°C.

Cálculo de Velocidad de Flujo del Vapor Directo Inyectado al TQ201

Considerando que el vapor se encuentra saturado a 5bar, el volumen específico es de 0,38 m³/kg, el caudal volumétrico:

$$Q_{vol} = w * V_{\text{especifico}}$$

$$Q_{vol} = 3,16 * 1000 * 0,38$$

$$Q_{vol} = 1.206,10 \frac{m^3}{h}$$

El área de flujo, en una cañería 3'' Sch 40:

$$A = \pi \left(\frac{d_i}{2} \right)^2$$

$$A = \pi \left(\frac{0,08}{2} \right)^2$$

$$A = 0,005 \text{ m}^2$$

Por lo que, la velocidad de flujo, en una cañería de 3'':

$$v = \frac{Q_{vol}}{A}$$

$$v = \frac{1.120,18}{0,005 * 3600}$$

$$v = 67,01 \frac{m}{s}$$

ANEXO VI: Cálculo de Consumos de Vapor en Licuefacción aplicando las Recomendaciones Propuestas

Balances de Masa y Energía en el Jet Cooker

A continuación, se realizan los balances de masa y energía para determinar los consumos de vapor directo y en el Jet Cooker al aumentar el caudal de mosto recirculado y considerando un aumento de temperatura de 1°C.

Balance de Masa en Jet Cooker

$$\text{Ingreso} + \text{Vapor} = \text{Salida}$$

$$\text{Ingreso} = 500 * 1099 = 549.500,00 \text{ kg/h}$$

Balance de Energía en Jet Cooker

La temperatura de salida del Jet Cooker es de 86°C, por lo que el consumo de vapor:

$$\text{Ingreso} * C_{p_{\text{mosto}}} * T_i + V_{\text{JetCooker}} * Q_{\text{lat}} (8 \text{ bar}, 169,6 \text{ } ^\circ\text{C}) = \text{Salida} * C_{p_{\text{mosto}}} * T_s$$

$$T_s = \frac{\text{Ingreso} * C_{p_{\text{mosto}}} * T_i + V_{\text{JetCooker}} * Q_{\text{lat}} (8 \text{ bar}, 169,6 \text{ } ^\circ\text{C})}{(\text{Ingreso} + V_{\text{JetCooker}}) * C_{p_{\text{mosto}}}}$$

$$86 = \frac{549.500 * 0,85 * 85 + V_{\text{JetCooker}} * 489,80}{(285.740 + V_{\text{JetCooker}}) * 0,85}$$

Iterando:

$$V_{\text{JetCooker}} = 1,07 \text{ tn/h}$$

Entonces el calor añadido por el Jet Cooker:

$$Q_{\text{JetCooker}} = V_{\text{JetCooker}} * Q_{\text{lat}} (8 \text{ bar}, 169,6 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$Q_{\text{JetCooker}} = 1.074,72 * 489,80$$

$$Q_{\text{JetCooker}} = 525.539,98 \text{ Kcal/h}$$

Balance de Energía en TQ201

Tomando como referencia el agua líquida a 22°C.

$$\begin{aligned}
& M * Cp_M * (T_M - T_r) + FIQ1001 * Cp * (T_{1001} - T_r) + FIQ1002/3 * Cp * (T_{1002/3} - T_r) \\
& + VL * Cp_{VL} * (T_{VL} - T_r) + Q_{JetCooker} + V_{TQ201} * Q_{lat} (5 \text{ bar}, 151,1^\circ\text{C}) \\
& = Mosto * Cp_{mosto} * (T_{Mosto} - T_r)
\end{aligned}$$

$$V_{TQ201} = \frac{73.300 * 0,85 * (85 - 22) - (0 + 28.800 * 1 * (69 - 22) + 5.000 * 1 * (40 - 22) + 11.500 * 0,95 * (65 - 22) + 525.539,98)}{504,20 * 1000}$$

$$V_{TQ201} = 2,95 \text{ tn/h}$$

Cálculo de Velocidad de Flujo del Vapor Directo inyectado al TQ201

Considerando que el vapor se encuentra saturado a 5bar, el volumen específico es de 0,38 m³/kg, el caudal volumétrico:

$$Q_{vol} = w * V_{específico}$$

$$Q_{vol} = 2,95 * 1000 * 0,38$$

$$Q_{vol} = 1.120,18 \frac{m^3}{h}$$

El área de flujo:

$$A = \pi \left(\frac{d_i}{2} \right)^2$$

$$A = \pi \left(\frac{0,08}{2} \right)^2$$

$$A = 0,005 \text{ m}^2$$

Por lo que, la velocidad de flujo, en una cañería de 3'':

$$v = \frac{Q_{vol}}{A}$$

$$v = \frac{1.120,18}{0,005 * 3600}$$

$$v = 62,23 \frac{m}{s}$$

A continuación, se calcula el diámetro de cañería necesario desde el distribuidor al tanque para el vapor circule a una velocidad de 40m/s considerando el consumo actual de vapor directo de 3,45 tn/h.

$$A_{requerida} = \frac{Q_{vol}}{v}$$

$$A_{requerida} = \frac{1.120,18}{40 * 3600}$$

$$A_{requerida} = 0,007 \text{ m}^2$$

$$d_i = 2 * \sqrt{\frac{A_{requerida}}{\pi}}$$

$$d_i = 2 * \sqrt{\frac{0,007}{\pi}}$$

$$d_i = 0,094 \text{ m}$$

Para una cañería de 4'' Sch 40, es decir, de diámetro interior 102,26mm, la velocidad de flujo de vapor para esta condición de operación:

$$v = 38,9 \frac{m}{s}$$

Para una cañería de 5'' Sch 40, de diámetro interior de 128,19mm, implica una velocidad de flujo de vapor de:

$$v = 24,12 \frac{m}{s}$$

Cálculo de Área de Cañería para la Recirculación del Mosto al Jet Cooker

El aréa requerida para recircular 500 m³/h de mosto a una velocidad de 2,5 m/s:

$$A_{requerida} = \frac{Q_{vol}}{v}$$

$$A_{requerida} = \frac{550}{2,5 * 3600}$$

$$A_{requerida} = 0,061 \text{ m}^2$$

$$d_i = 2 * \sqrt{\frac{A_{requerida}}{\pi}}$$

$$d_i = 2 * \sqrt{\frac{0,061}{\pi}}$$

$$d_i = 0,278 \text{ m}$$

Para una cañería de 10'' Sch 40, es decir, de 254,51 mm de diámetro interior, el área de flujo es de:

$$A = \pi \left(\frac{d_i}{2}\right)^2$$

$$A = \pi \left(\frac{0,255}{2}\right)^2$$

$$A = 0,051 \text{ m}^2$$

Y, la velocidad de flujo del mosto:

$$v = \frac{Q_{vol}}{A}$$

$$v = \frac{550}{0,051 * 3600}$$

$$v = 2,99 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

ANEXO VII: Cálculo de Consumos de Vapor en Licuefacción bajo Escenario II

A continuación, se realizan los balances de masa y energía en la etapa de licuefacción durante un arranque de planta tras la ampliación de la destilería.

Balance de Masa en Jet Cooker

$$Ingreso + Vapor = Salida$$

El caudal de ingreso al Jet Cooker se estima considerando que la bomba BO201/A trabaja a máxima capacidad, es decir con un caudal de 130 m³/h. Entonces, considerando la densidad del mosto de 1099 kg/m³, el caudal de ingreso:

$$Ingreso = 130 * 1099 = 142.870 \text{ kg/h}$$

Balance de Energía en Jet Cooker

La temperatura de salida del Jet Cooker es de 88°C, por lo que el consumo de vapor:

$$Ingreso * Cp_{mosto} * T_i + V_{JetCooker} * Q_{lat} (8 \text{ bar}, 169,6 \text{ } ^\circ\text{C}) = Salida * Cp_{mosto} * T_s$$

$$T_s = \frac{Ingreso * Cp_{mosto} * T_i + V_{JetCooker} * Q_{lat} (8 \text{ bar}, 169,6 \text{ } ^\circ\text{C})}{(Ingreso + V_{JetCooker}) * Cp_{mosto}}$$

$$88 = \frac{142.870 * 0,85 * 85 + V_{JetCooker} * 489,80}{(142.870 + V_{JetCooker}) * 0,85}$$

Iterando:

$$V_{JetCooker} = 0,859 \text{ tn/h}$$

Entonces el calor añadido por el Jet Cooker:

$$Q_{JetCooker} = V_{JetCooker} * Q_{lat} (8 \text{ bar}, 169.6 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$Q_{JetCooker} = 859,65 * 489,80$$

$$Q_{JetCooker} = 421.055,22 \text{ Kcal/h}$$

Balance de Energía en TQ201

Tomando como referencia el agua líquida a 22°C. Se supone que se derivan 7,5m³/h de agua a las Lavadoras de Polvo (FIQ1002/3), que sale a 24°C.

$$\begin{aligned}
 & M * Cp_M * (T_M - T_r) + FIQ1001 * Cp * (T_{1001} - T_r) + FIQ1002/3 * Cp * (T_{\frac{1002}{3}} - T_r) \\
 & + Q_{JetCooker} + V_{TQ201} * Q_{lat} (5 \text{ bar}, 151,1^\circ\text{C}) \\
 & = Mosto * Cp_{mosto} * (T_{Mosto} - T_r)
 \end{aligned}$$

$$V_{TQ201} = \frac{112.875 * 0,85 * (85 - 22) - (0 + 63.375 * 1 * (25 - 22) + 7.500 * 1 * (24 - 22) + 421.055,22)}{504,20 * 1000}$$

$$V_{TQ201} = 10,65 \text{ tn/h}$$

ANEXO VIII: Cálculo de Consumos de Vapor en Licuefacción bajo Escenario III

Consumo de Vapor en el Nuevo Intercambiador de Calor

A continuación, se realizan los balances para el cálculo del consumo de vapor en un nuevo intercambiador de calor para calentar el agua del TQ101 de 25°C a 85°C.

Balance de Energía IC NUEVO

$$Q_{IC} = Agua_{TQ101} * Cp * (T_s - T_i)$$

$$Q_{IC} = 70.875 * 1 * (85 - 25)$$

$$Q_{IC} = 4.252.505 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{IC} = m_{vapor} * Q_{lat} (3bar, 133^\circ C)$$

$$m_{vapor} = \frac{4.252.505}{517,3 * 1000}$$

$$m_{vapor} = 8,22 \text{ tn/h}$$

Consumo de Vapor en Licuefacción

A continuación se detallan los balances de masa y energía en licuefacción para el arranque de la planta del nuevo proyecto.

Balance de Masa en TQ101

$$Agua_{TQ101} = Agua_{FIQ1001} + Agua_{FIQ1002/3}$$

Para 42 tn/h de maíz, se supone un consumo de Agua de Lavado de 7.500 kg/h. Entonces:

$$Agua_{FIQ1001} = 70.875 - 7.500$$

$$Agua_{FIQ1001} = 63.375 \text{ kg/h}$$

Balance de Masa en TQ201

$$\text{Mosto} = \text{Maíz} + \text{AguaFIQ1001} + \text{AguaFIQ1002/3}$$

$$\text{Mosto} = 42.000 + 63.375 + 7.500$$

$$\text{Mosto} = 112.875 \text{ kg/h}$$

Balance de Masa en Jet Cooker

$$\text{Ingreso} + \text{Vapor} = \text{Salida}$$

El caudal de ingreso al Jet Cooker se estima considerando que la bomba BO201/A trabaja a máxima capacidad, es decir con un caudal de 130 m³/h. Entonces, considerando la densidad del mosto de 1099 kg/m³, el caudal de ingreso:

$$\text{Ingreso} = 130 * 1099 = 142.870 \text{ kg/h}$$

Balance de Energía en Jet Cooker

La temperatura de salida del Jet Cooker es de 88°C, por lo que el consumo de vapor:

$$\text{Ingreso} * C_{p_{\text{mosto}}} * T_i + V_{\text{JetCooker}} * Q_{\text{lat}} (8 \text{ bar}, 169,6 \text{ } ^\circ\text{C}) = \text{Salida} * C_{p_{\text{mosto}}} * T_s$$

$$T_s = \frac{\text{Ingreso} * C_{p_{\text{mosto}}} * T_i + V_{\text{JetCooker}} * Q_{\text{lat}} (8 \text{ bar}, 169,6 \text{ } ^\circ\text{C})}{(\text{Ingreso} + V_{\text{JetCooker}}) * C_{p_{\text{mosto}}}}$$

$$88 = \frac{142.870 * 0,85 * 85 + V_{\text{JetCooker}} * 489,80}{(142.870 + V_{\text{JetCooker}}) * 0,85}$$

Iterando:

$$V_{\text{JetCooker}} = 0,859 \text{ tn/h}$$

Entonces el calor añadido por el Jet Cooker:

$$Q_{\text{JetCooker}} = V_{\text{JetCooker}} * Q_{\text{lat}} (8 \text{ bar}, 169.6 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$Q_{\text{JetCooker}} = 859,65 * 489,80$$

$$Q_{\text{JetCooker}} = 421.055,22 \text{ Kcal/h}$$

Balance de Energía en TQ201

Tomando como referencia el agua líquida a 22°C. Se supone que el agua de las Lavadoras de Polvo (FIQ1002/3) sale a 56°C.

$$\begin{aligned} M * Cp_M * (T_M - T_r) + FIQ1001 * Cp * (T_{1001} - T_r) + FIQ1002/3 * Cp * (T_{\frac{1002}{3}} - T_r) \\ + Q_{JetCooker} + V_{TQ201} * Q_{lat} (5 \text{ bar}, 151,1^\circ C) \\ = Mosto * Cp_{mosto} * (T_{Mosto} - T_r) \end{aligned}$$

$$V_{TQ201} = \frac{112.875 * 0,85 * (85 - 22) - (0 + 63.375 * 1 * (85 - 22) + 7.500 * 1 * (56 - 22) + 421.055,22)}{504,20 * 1000}$$

$$V_{TQ201} = 2,73 \text{ tn/h}$$

A la salida del tornillo se estima una temperatura de 66°C, según el balance de energía a continuación.

Balance de Energía en el Tornillo

La temperatura de la corriente al ingreso al TQ201, es decir, a la salida del tornillo:

$$\begin{aligned} Ingreso * Cp_{mosto} * (T_i - T_r) \\ = M * Cp_M * (T_M - T_r) + FIQ1001 * Cp * (T_{1001} - T_r) + FIQ1002/3 \\ * Cp * (T_{1002/3} - T_r) + VL * Cp_{VL} * (T_{VL} - T_r) \end{aligned}$$

$$T_i = \frac{M * Cp_M * (T_M - T_r) + FIQ1001 * Cp * (T_{1001} - T_r) + FIQ1002/3 * Cp * (T_{1002/3} - T_r)}{Ingreso * Cp_{mosto}} + T_r$$

$$T_i = \frac{0 + 63.375 * 1 * (85 - 22) + 7.500 * 1 * (56 - 22)}{112.875 * 0,85} + 22$$

$$T_i = 66,27^\circ C$$

ANEXO IX: Cálculo de Consumos de Vapor en el Nuevo Intercambiador de Calor bajo Escenario IV

Consumo de Vapor en el Nuevo Intercambiador de Calor

El Escenario IV, representa las condiciones de operación más desfavorable para una producción de 400 m³/día, considerando el funcionamiento del nuevo intercambiador de calor.

En el caso más desfavorable, la única corriente caliente que ingresará al TQ101 es una proveniente de destilación de características similares a la corriente del Fondo de la III, a la cual denominaremos SpentLess. A su vez, el IC201, se considera fuera de funcionamiento. A continuación, se detallan los balances de masa y energía realizados.

Balance de Energía en TQ101

$$\text{Agua de Proceso} * C_p * T_{ap} + \text{SpentLess} * C_p * T_s = \text{Salida}_{TQ101} * C_p * T_{TQ101}$$

$$T_{TQ101} = \frac{\text{Agua de Proceso} * C_p * T_{ap} + \text{SpentLess} * C_p * T_s}{\text{Salida}_{TQ101} * C_p}$$

$$T_{TQ101} = \frac{62.875 * 1 * 25 + 8.000 * 1 * 90}{70.875 * 1}$$

$$T_{TQ101} = 32,34 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Balance de Energía en IC NUEVO

$$Q_{IC \text{ Nuevo}} = \text{Agua}_{TQ101} * C_{p\text{agua}TQ101} * \Delta T$$

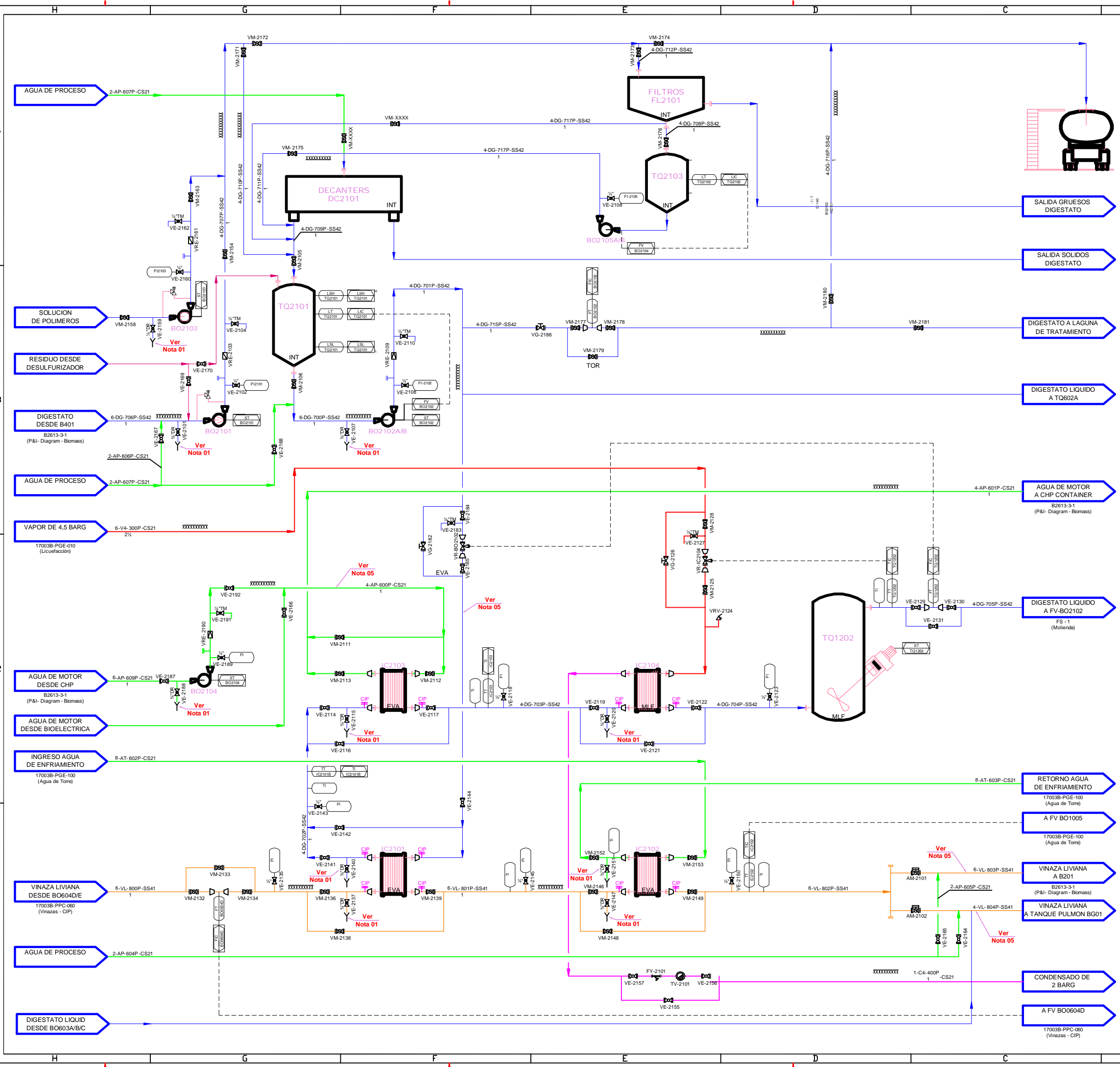
$$Q_{IC \text{ Nuevo}} = 70.875,09 * 1 * (85 - 32,34)$$

$$Q_{IC \text{ Nuevo}} = 3.732.500,00 \text{ Kcal/h}$$

$$m_{\text{vapor}} = \frac{Q_{IC \text{ Nuevo}}}{Q_{\text{lat}} (3\text{bar}, 133^\circ\text{C})}$$

$$m_{\text{vapor}} = \frac{3.732.500,00}{517,3}$$

$$m_{\text{vapor}} = 7,22 \text{ tn/h}$$



BO2101	BO2102	BO2103	BO2104	BO2105	BO0604D		
-	-	-	-	-	-		
20	25	-	-	-	40		
-DG-	-DG-	-Poll-	-AP-	-DG-	-VL-		
1007,5	1007,5	968	1007,5	1050	1050		
10	10	0,343	10	10	16		
-	5	5	5	5	5		
-	58,1	42,4	25	25	50		
-	30	50	30	30	50		
MARCA	MOTOR	FLUIDO	DENSIDAD	VISCOS.	ALT ASP	ALT IMP	CAUDAL
MODELO	HP - rpm		Kg/m³	cp	m.c.l	m.c.l	m³/h

SIMBOLOGIA GENERAL DE LINEAS

Diámetro Nominal (Pulgadas). * Diámetro Nominal (mm)
 Código de Fluído.
 Número Correlativo de Línea + Código de la Sección.
 Código del Material de Línea.

NN - XX - YYY - ZZ

VV - TT

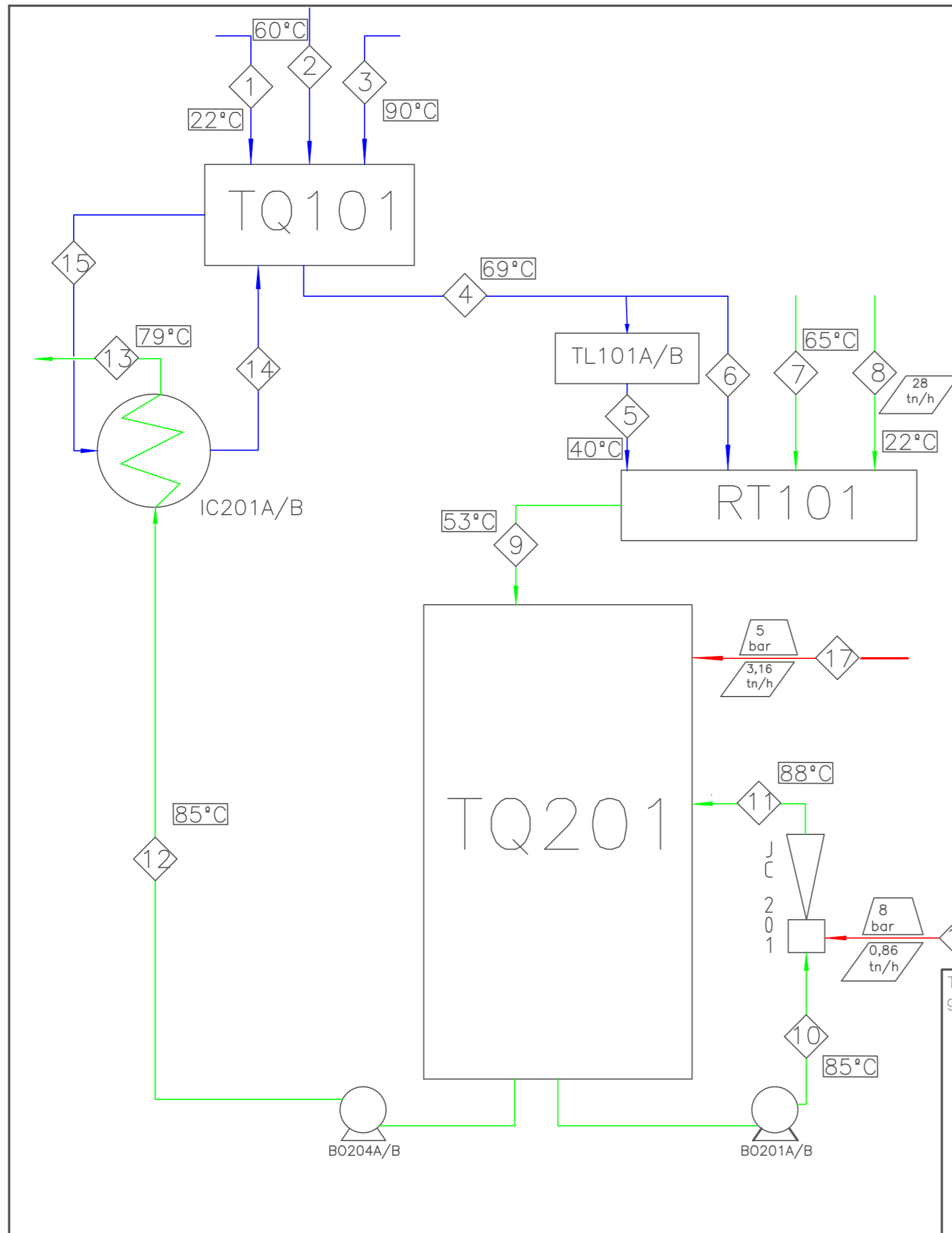
Tracing
 Espesor de Aislación (Pulgadas)
 cuando se indique luego del espesor la letra F el material para aislar será apto para preservar el frío.
 (4 x 3/8 - 1/2 x 3/8) Línea anillada en P&ID de origen.
 Todo lo indicado en color "Gris" es lo existente.
 Todo lo indicado en un color distinto al "Gris" es lo que se debe reformar o agregar en planta.

CODIGO	FLUIDO
-V4-	Vapor de 4,5 Barg
-C4-	Condensado de 2 Barg
-AP-	Agua de Proceso
-AT-	Agua de Torre
-VL-	Vinaza Liviana
-DG-	Digestato
-RD-	Residuos Desodorizados

CODIGO	MATERIAL
CS21	Acero al Carbono ASTM A 53 Gr B
SS41	Acero Inoxidable ASTM A312 - T 316L
SS42	Acero Inoxidable ASTM A312 - T 316L

CODIGO	UBICACION
EVA	Evaporación
INT	Interface
MLF	Molienda, Licuefacción y Fermentación
TOR	Torres de enfriamiento

DIBUJO	FIRMA	FECHA	
REVISO			
APROBO			
SECCION :	INTERFACE		ESCALA:
DENOMINACION :	P&ID INTERFACE - PLANTA BIO 4		PLANO N°
		FORMATO	
		A3	



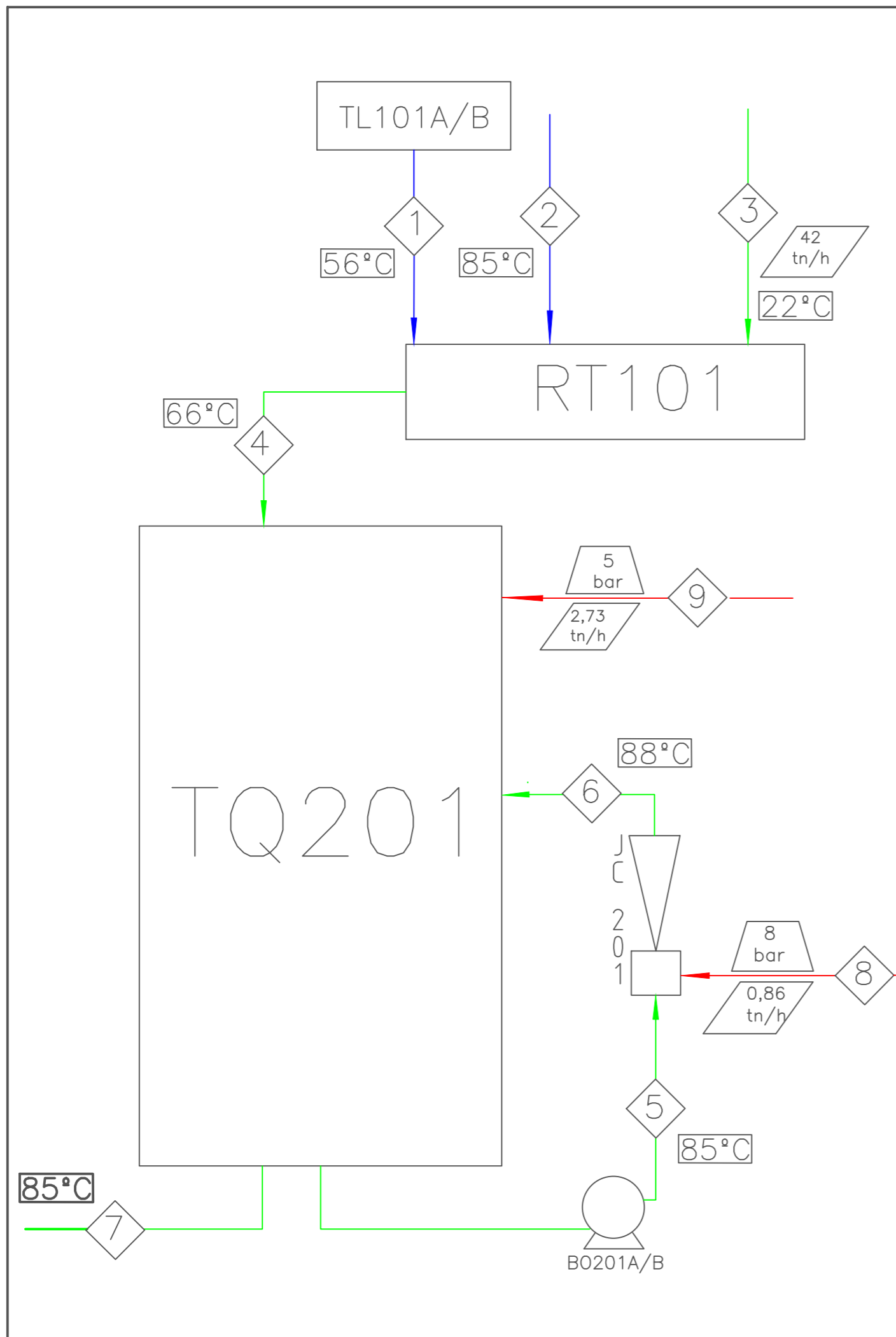
Corrientes Diagrama N°3: Intercambiadores de Calor

Corriente	Fluido	Caudal (kg/h)	T(°C)
1	Agua de Proceso	4226	22
2	Condensado	25574	60
3	Fondo III	4000	90
4	Agua TQ101	33800	69
5	FIQ1002/3	5000	40
6	FIQ1001	28800	69
7	Vinaza Lliviana	11500	65
8	Mosto	28000	22
9	Mosto	73300	53
10	Mosto	142870	85
11	Mosto	142870	88
12	Mosto	73300	85
13	Mosto	73300	79
14	Agua TQ101		
15	Agua TQ101		
16	Vapor Saturado	859	169
17	Vapor Saturado	3155	151

Tabla de Especificación

TAG	Descripción
TQ101	Tanque Déposito de Agua
TL101A/B	Lavadoras de Polvo
RT101	Mezclador Rotativo de Tornillo
TQ201	Tanque de Licuefacción N°1
JC201	Jet Cooker
IC201A/B	Intercambiador de Calor Espiralado
B0201A/B	Bomba de Recirculación de Mosto
B0204A/B	Bomba de Mosto

Tolerancias generales	Proyectó		GUADALUPE, ABRILE DNI 38018417	PLANTA BID4
	Dibujó			
	Revisó			
	Aprobó			
Escala	Denominación		Diagrama de Flujo de Proceso de Licuefacción - Escenario I	SECTOR MLF
Formato				
		BID4-01		



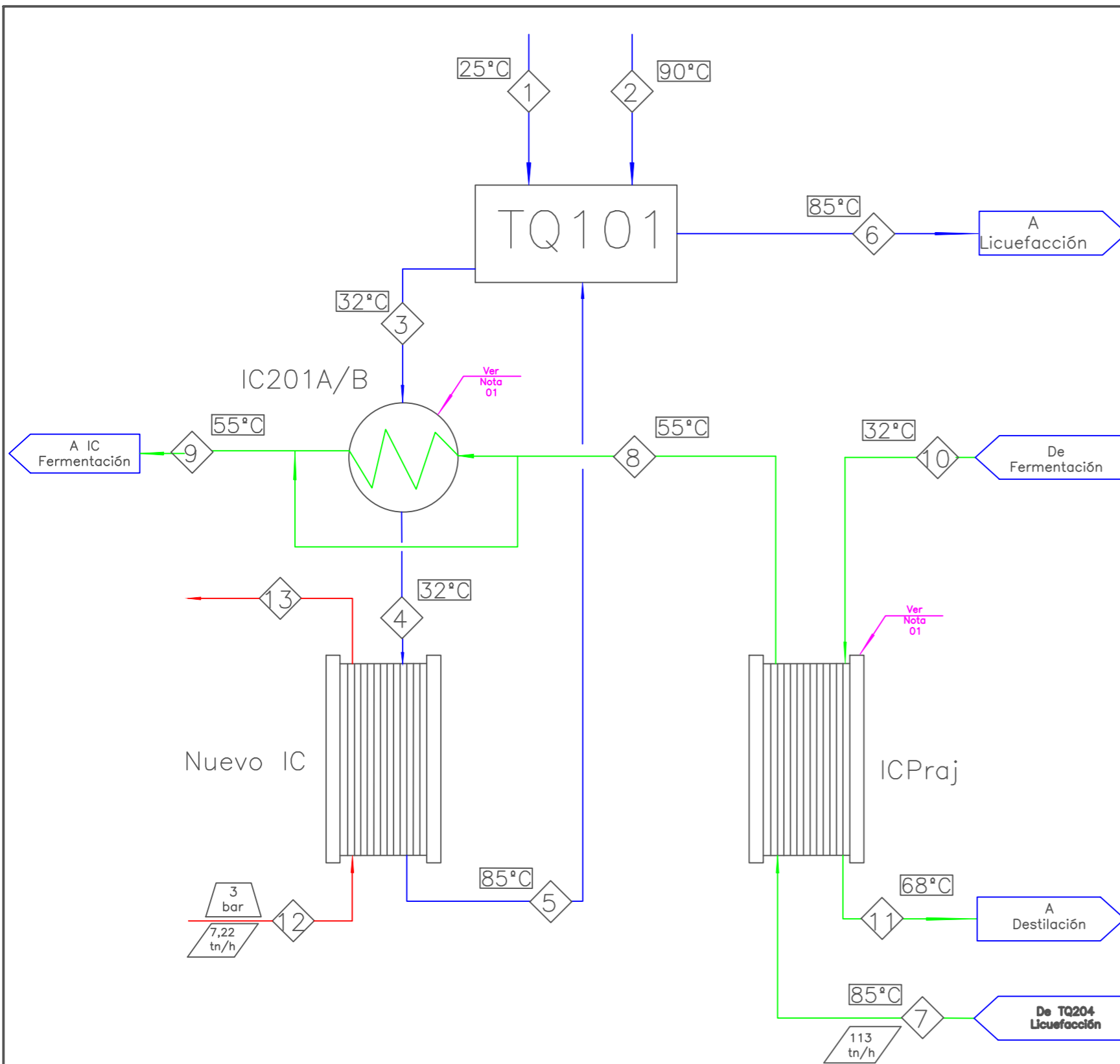
Corrientes Diagrama N°3: Intercambiadores de Calor

Corriente	Fluido	Caudal (kg/h)	T(°C)
1	FIQ1002/3	7500	56
2	FIQ1001	63325	85
3	Malz	42000	22
4	Mosto	112875	66
5	Mosto	142870	85
6	Mosto	142870	88
7	Mosto	112875	85
8	Vapor	859	169
9	Vapor	2728	151

Tabla de Especificación

TAG	Descripción
TL101A/B	Lavadoras de Polvo
RT101	Mezclador Rotativo de Tornillo
TQ201	Tanque de Licuefacción N°1
JC201	Jet Cooker
B0201A/B	Bomba de Recirculación de Mosto

Tolerancias generales	Proyectó		GUADALUPE, ABRILE DNI 38018417	PLANTA BI04
	Dibujó			
	Revisó			
	Aprobó		Denominación	
	Escala			Diagrama de Flujo de Proceso de Licuefacción - Escenario III
Formato			BI04-02	1/1



Corriente	Fluido	Caudal (kg/h)	T(°C)
1	Agua de Proceso	62875	25
2	Spent Less	8000	90
3	Recirculacion TQ101	70875	32
4	Recirculacion TQ101	70875	32
5	Recirculacion TQ101	70875	85
6	Recirculacion TQ101	112875	85
7	Mosto	112875	85
8	Mosto	112875	55
9	Mosto	112875	55
10	Mosto	112875	32
11	Mosto	112875	68
12	Vapor	7215	133
13	Condensado	7215	133

N° de Nota	Detalle
01	Corrobar capacidad del equipo para el caudal de mosto correspondiente a 42 tn/h

TAG	Descripción
IC Praj	Intercambiador de Calor Mosto
TQ101	Depósito de Agua
Nuevo IC	Intercambiador Vapor/Agua TQ101
IC201A/B	Intercambiador de calor espiralado

Tolerancias generales	Proyectó		GUADALUPE, ABRILE DNI 38018417	PLANTA BID4
	Dibujó			
	Revisó			
	Aprobó			
	Escala	Denominación	Diagrama de Flujo de Proceso - Escenario IV	SECTOR MLF
	Formato			BID4-03
				1/1