

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA ACADÉMICA DE INGENIERÍA MECÁNICA



TESIS PARA OPTAR EL TITULO DE INGENIERO MECÁNICO
“IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE 700 GPM DE
EFLUENTES, PARA OPTIMIZAR EL CONSUMO DE AGUA EN
CONDENSADORES BAROMETRICOS”

AUTORES :

Bach. POOL RUEL GONZALES QUINTANA.

Bach. JOHANN JEAN PIERRE MELGAREJO MEJIA.

ASESOR :

Ing. Ms. NELVER J. ESCALANTE ESPINOZA.

NUEVO CHIMBOTE – PERÚ

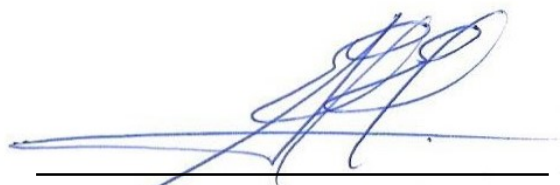
2021

HOJA DE CONFORMIDAD DE ASESOR

El presente Informe de Tesis titulado **“IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE 700 GPM DE EFLUENTES, PARA OPTIMIZAR EL CONSUMO DE AGUA EN CONDENSADORES BAROMETRICOS”** elaborado por los bachilleres:

- **POOL RUEL, GONZALES QUINTANA**
- **JOHANN JEAN PIERRE, MELGAREJO MEJIA**

Para optar el Título Profesional de Ingeniero Mecánico, ha contado con el asesoramiento de quien deja constancia de su aprobación. Por tal motivo, firmo el presente trabajo en calidad de asesor.




ING. MS. NELVER J. ESCALANTE ESPINOZA
CIP 82883


ACTA DE INSTALACIÓN PARA SUSTENTACIÓN VIRTUAL INFORME FINAL DE TESIS

A los 15 días del mes de noviembre del año dos mil veintiuno, siendo las 16:45 horas, virtualmente se instaló el Jurado Evaluador designado mediante Resolución N° 346-2021-UNS- CFI, integrado por los docentes: Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz (Presidente), Ms. Rusber Alberto Risco Ojeda (Secretario), Mg. Nelver Javier Escalante Espinoza (Integrante) y en base a la Resolución Decanal N° 310-2021-UNS-FI, se da inicio a la sustentación de la Tesis titulada: **“IMPLEMENTACION DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE 700 GPM DE EFLUENTES, PARA OPTIMIZAR EL CONSUMO DE AGUA EN CONDENSADORES BAROMETRICOS”**, presentado por los Bachilleres: **GONZALES QUINTANA POOL RUEL**, con código N° **020116048** y **MELGAREJO MEJIA JOHANN JEAN**, con código N° **020116012**, quienes fueron asesorados por el Mg. Nelver Javier Escalante Espinoza según T/R.D N° 486-2020-UNS-FI, de fecha 16.12.2020.


Siendo las 17:00 horas de mismo día, se da por iniciado el acto de sustentación, firmando la presente Acta en señal de conformidad.



Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz
Presidente



Ms. Rusber Alberto Risco Ojeda
Secretario



Mg. Nelver Javier Escalante Espinoza
Integrante

ACTA DE SUSTENTACIÓN INFORME FINAL DE TESIS

Siendo las 17:00 horas del 15 de noviembre del año dos mil veintiuno, el Jurado Evaluador integrado por los docentes: **Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz (Presidente)**, **Ms. Rusber Alberto Risco Ojeda (Secretario)**, **Mg. Nelver Javier Escalante Espinoza (Integrante)**, en cumplimiento a la Resolución Decanal N° 346-2021-UNS-CFI, mediante la plataforma virtual ZOOM, en concordancia con la Directiva N° 003-2020-UNSVRAC, aprobada con Resolución N° 306-2020-CU-R-UNS de fecha 12-06-2020, se da inicio a la sustentación de la Tesis titulada: **“IMPLEMENTACION DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE 700 GPM DE EFLUENTES, PARA OPTIMIZAR EL CONSUMO DE AGUA EN CONDENSADORES BAROMETRICOS”**, presentado por los Bachilleres: **GONZALES QUINTANA POOL RUEL**, con código N° **0201116048** y **MELGAREJO MEJIA JOHANN JEAN**, con código N° **0201116012**, quienes fueron asesorados por el Mg. Nelver Javier Escalante Espinoza según T/R.D N° 486-2020-UNS-FI, de fecha 16.12.2020.

El Jurado Evaluador, después de deliberar sobre aspectos relacionados con el trabajo, contenido y sustentación del mismo y con las sugerencias pertinentes en concordancia con el Reglamento General para Obtener el Grado Académico de Bachiller y el Título Profesional en la Universidad Nacional del Santa, declaran aprobar:

BACHILLER	PROMEDIO VIGESIMAL	PONDERACIÓN
GONZALES QUINTANA POOL RUEL	17 (DIECISIETE)	MUY BUENO

Siendo las 17:45 horas del mismo día, se dio por terminado el Acto de Sustentación, firmando la presente acta en señal de conformidad.

Nuevo Chimbote, 15 de Noviembre de 2021



Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz
Presidente



Ms. Rusber Alberto Risco Ojeda
Secretario



Mg. Nelver Javier Escalante Espinoza
Integrante

ACTA DE SUSTENTACIÓN INFORME FINAL DE TESIS

Siendo las 17:00 horas del 15 de noviembre del año dos mil veintiuno, el Jurado Evaluador integrado por los docentes: **Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz (Presidente)**, **Ms. Rusber Alberto Risco Ojeda (Secretario)**, **Mg. Nelver Javier Escalante Espinoza (Integrante)**, en cumplimiento a la Resolución Decanal N° 346-2021-UNS-CFI, mediante la plataforma virtual ZOOM, en concordancia con la Directiva N° 003-2020-UNSVRAC, aprobada con Resolución N° 306-2020-CU-R-UNS de fecha 12-06-2020, se da inicio a la sustentación de la Tesis titulada: **“IMPLEMENTACION DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE 700 GPM DE EFLUENTES, PARA OPTIMIZAR EL CONSUMO DE AGUA EN CONDENSADORES BAROMETRICOS”**, presentado por los Bachilleres: **GONZALES QUINTANA POOL RUEL**, con código N° **0201116048** y **MELGAREJO MEJIA JOHANN JEAN**, con código N° **0201116012**, quienes fueron asesorados por el Mg. Nelver Javier Escalante Espinoza según T/R.D N° 486-2020-UNS-FI, de fecha 16.12.2020.

El Jurado Evaluador, después de deliberar sobre aspectos relacionados con el trabajo, contenido y sustentación del mismo y con las sugerencias pertinentes en concordancia con el Reglamento General para Obtener el Grado Académico de Bachiller y el Título Profesional en la Universidad Nacional del Santa, declaran aprobar:

BACHILLER	PROMEDIO VIGESIMAL	PONDERACIÓN
MELGAREJO MEJIA JOHANN JEAN	16 (DIECISEIS)	BUENO

Siendo las 17:45 horas del mismo día, se dio por terminado el Acto de Sustentación, firmando la presente acta en señal de conformidad.

Nuevo Chimbote, 15 de Noviembre de 2021



Dr. Serapio Agapito Quillos Ruiz
Presidente



Ms. Rusber Alberto Risco Ojeda
Secretario



Mg. Nelver Javier Escalante Espinoza
Integrante

DEDICATORIA

A Dios por sobre todas las cosas, ya que por la misericordia me ha mantenido vivo y salvo, me dio el conocimiento y las fuerzas para llegar hasta este punto y sé que estará a mi lado el camino restante que me queda por vivir.

A mi grandiosa madre Rosa, mi hermanita Aylin, mi mamá Jesús, a mi tío Chalo y mi a mi tío Anthony, que en paz descansa, que con sus palabras me han servido de gran apoyo en toda mi vida, llamándome la atención cuando es debido, para tener los valores que han hecho de mi un varón respetuoso para con los demás. Mi madre por el gran esfuerzo que ha hecho sola para que mi hermana y yo seamos profesionales.

*A mi amada esposa Vanessa y mi preciosa hija Orianne, que, con sus palabras en el caso de mi esposa y la sonrisa en el caso de mi hija, me han dado la confianza de seguir el rumbo de la vida sin titubear. Juntos somos los pilares de este nuevo hogar que hemos constituido y me enseñó que la vida es dura; pero si estamos unidos nada nos vencerá. Tengo conmigo siempre la frase que decidiste compartir conmigo “**carpe diem**”, “*aprovecha el día de hoy*”.*

Pool Ruel Gonzales Quintana

DEDICATORIA

*A Dios por la sabiduría para seguir adelante
conservando la fe y esperanza.*

*A mis padres Mario y Ernestina por los
consejos brindados y enseñanza de luchar para
alcanzar mis metas y objetivos.*

*A mi hermano Mario y mi familia por su
confianza y apoyo incondicional.*

*A mi pareja Rosa y amigos que siempre
estuvieron apoyándome en todo momento.*

Johann Jean Pierre Melgarejo Mejía

AGRADECIMIENTO

Al Ing. Nelver Escalante, por el gran profesional
y mentor que ha demostrado ser a lo largo de nuestra
carrera profesional, despertando en nosotros la pasión por
la ingeniería.

A nuestra alma mater la Universidad Nacional del Santa,
por los mejores 5 años de estudio y logros.

A la empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A y al Superintendente
Ing. Victor Cano

Que nos brindó la confianza de desarrollarnos profesionalmente y
permitirnos elaborar este proyecto.

Atentamente.

Pool Ruel Gonzales Quintana

Johann Jean Pierre Melgarejo Mejía

RESUMEN

La Ley N° 29338, Ley de Recursos Hídricos y su Reglamento, aprobado por el Decreto Supremo N° 001 – 2010 – AG, establece que las empresas implementen en su Programa de Adecuación y Manejo Ambiental (PAMA), proyectos los cuales contribuyan al uso eficiente y reducción de la contaminación ambiental. Por lo que la empresa Agroaurora San Jacinto S.A.A requiere la implementación de un sistema cerrado de tratamiento de aguas residuales para el área de Generación de Vapor, para la reutilización del agua con ceniza proveniente de las tolvas y lavadores de gases de las Calderas FW 01 y 03, esta a su vez será ingresada a la línea de inyección de agua para los condensadores barométricos de los Tachos y el Evaporador Efecto V reduciendo así el consumo de agua de las pozas subterráneas.

El presente trabajo de investigación propone a partir de los 700 GPM demanda conjunta de agua de los lavadores de gases de las calderas la selección de los equipos necesarios para el sistema de filtrado de ceniza: Malla de filtrado de acero inoxidable 304 de 20 μ m de ranura, tolvas decantadoras de forma piramidal con un volumen de 14.458 m³, válvulas tipo guillotina de 4” para la descarga de lodos, bomba para bombear 700 GPM de agua con ceniza hechas de material resistente a la abrasión y altas temperaturas, bomba para bombear 700 GPM de agua condensada proveniente de los condensadores barométricos hacia los lavadores de gases, tuberías de 8” y 6” para la succión y descarga respectivamente para velocidades de 1.27 y 2.17 $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$. Además, se realiza el estudio económico para la rentabilidad del proyecto bajo el ahorro del consumo de agua de 38.83%, teniendo en cuenta que la empresa actualmente paga 0.23 $\frac{\text{Soles}}{\text{m}^3}$ de agua de las pozas subterráneas.

Palabras clave: bagazo, agua de inyección, condensadores, lavadores de gases, sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza, gases de combustión

ABSTRACT

Ley N° 29338, Ley de Recursos Hídricos y su Reglamento, approved by el Decreto Supremo N° 001 – 2010 – AG, establishes that companies implement in their Environmental Adaptation and Management Program (EAMP), projects which contribute to the use efficient and reduction of environmental pollution. For this reason, the Agroaurora San Jacinto SAA company requires the implementation of a closed wastewater treatment system for the Steam Generation area, for the reuse of water with ash from the hoppers and gas scrubbers of the Boilers FW 01 and 03, this in turn will be entered into the water injection line for the barometric condensers of the Tachos and the Evaporador Efecto V, thus reducing the water consumption of the underground pools.

The present research work proposes from the 700 GPM joint water demand of the gas scrubbers of the boilers the selection of the necessary equipment for the ash filtering system: Filtering mesh of stainless steel 304 of 20 μm slot, pyramid-shaped decanter hoppers with a volume of 14,458 m^3 , 4 " knife gate valves for sludge discharge, pump for pumping 700 GPM of water with ash made of high temperature and abrasion resistant material, pump for pumping 700 GPM of condensed water coming from the barometric condensers to the scrubbers, 8 "and 6" pipes for suction and discharge respectively for speeds of 1.27 and 2.17 $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$. In addition, the economic study is carried out for the profitability of the project under the saving of water consumption 38.83%, taking into account that the company currently pays 0.23 $\frac{\text{Soles}}{\text{m}^3}$ of water from the underground pools.

Keywords: bagasse, injection water, condensers, scrubbers, closed ash water treatment system, flue gases

INDICE

1. Capítulo I Introducción	16
1.1. Realidad problemática.....	16
1.2. Antecedentes	18
1.3. Justificación.....	22
1.4. Formulación del problema	23
1.5. Hipótesis.....	23
1.6. Objetivos	23
1.6.1. Objetivo general.....	23
1.6.2. Objetivos específicos	23
1.7. Limitaciones de la investigación	24
2. Capítulo II Marco teórico.....	25
2.1. Condensadores y equipos de vacío.....	25
2.2. Fundamentos básicos.....	25
2.2.1. Presiones absolutas requeridas.....	25
2.2.2. Cantidad de agua y de vapor.....	26
2.2.3. Efecto de la temperatura del agua en el condensador	27
2.2.4. Cantidad de gases incondensables	28
2.2.5. Consumo total de agua de enfriamiento en la fábrica.....	28
2.3. Condensadores	28
2.3.1. Disposición de condensadores y requerimientos	28
2.3.2. Tipos de condensadores	29
2.4. Combustión del bagazo	30
2.4.1. Estática de la combustión.....	30
2.4.2. Balance de masas	32

2.4.3.	Residuos de la combustión.....	33
2.5.	Sistema de tratamiento de agua con ceniza de lavado de gases de calderas	33
2.5.1.	Limpieza de gases y limpieza de ceniceros	33
2.6.	Calidad y cantidad de solidos.....	33
2.6.1.	Sistemas de limpieza de ceniza.....	33
3.	Capítulo III Materiales y métodos	35
3.1.	Datos marco de la empresa.....	35
3.2.	Materiales y equipos.....	35
3.2.1.	Materiales.....	35
3.3.	Métodos de investigación.....	39
3.3.1.	Aspectos metodológicos	39
3.3.2.	Aplicación de metodología	45
4.	Capítulo IV Resultados y discusiones.....	66
4.1.	Resultados	66
4.1.1.	Balance de masas en los condensadores barométricos	66
4.1.2.	Balance de masa en el hogar de las calderas Foster Wheeler	71
4.1.3.	Selección de equipos para el sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza	74
4.1.4.	Análisis económico del proyecto	90
4.1.5.	Ahorro de consumo de agua, después de instalado el sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza	92
4.2.	Discusiones.....	95
5.	Capítulo V Conclusiones y recomendaciones.....	98
5.1.	Conclusiones	98
5.2.	Recomendaciones.....	100
6.	Capítulo VI Referencias bibliográficas y virtuales	102

6.1. Libros y artículos.....	102
6.2. Tesis	102
6.3. Cita web.....	103
7. Capítulo VII Anexos.....	104

INDICE DE TABLAS

Tabla 1 Presiones absolutas halladas en el proceso de caña de azúcar	26
Tabla 2 Grados típicos (tasas) de evaporación específica en tachos.....	26
Tabla 3 Composición elemental del aire seco.....	30
Tabla 4 Propiedad del aire húmedo.....	311
Tabla 5 Datos de diseño de las Calderas Foster Wheeler	36
Tabla 6 Datos de los tachos y evaporadores	37
Tabla 7 Lista de variables e indicadores del proyecto de investigación	40
Tabla 8 Datos de las propiedades del jugo y bagazo en proceso de molienda	66
Tabla 9 Datos de concentración y pureza de masas.....	67
Tabla 10 Balance en el evaporador efecto v	68
Tabla 11 Resultado del balance en el tacho A	68
Tabla 12 Resultado de balance en el tacho B.....	68
Tabla 13 Resultado de balance en el tacho C.....	69
Tabla 14 Resultado de balance en el semillero 2	69
Tabla 15 Resultado de balance en el semillero 1	69
Tabla 16 Flujo de vapor de salida en Evaporador Efecto V y Tachos.....	69
Tabla 17 Datos de entalpía y temperatura de vapor en el evaporador y tachos	70
Tabla 18 Datos de caudales de ingreso de agua de inyección y salida de condensado para cada equipo de condensación.....	70
Tabla 19 Datos de generación de las calderas Foster Wheeler	71
Tabla 20 Composición química del bagazo	71
Tabla 21 Composición química del bagazo en base húmeda.....	72
Tabla 22 Valores de oxígeno mínimo y aire mínimo (seco) en la combustión del bagazo en el horno de las calderas	72
Tabla 23 Valor del aire seco real y aire húmedo real en la combustión del bagazo en el horno de las calderas	72
Tabla 24 Valores de los gases húmedos producto de la combustión del bagazo en el horno de las calderas	73
Tabla 25 Valor de las cenizas resultantes en la combustión de bagazo de las calderas...	74
Tabla 26 Características del panel de la pantalla DSM	75

Tabla 27 Característica de la válvula tipo guillotina marca Bray	77
Tabla 28 Característica de la válvula de compuerta marca Klinger	78
Tabla 29 Característica de la tubería de acero inoxidable ASTM A312	78
Tabla 30 Determinación de tiempos de aperturas de las válvulas tipo guillotina.....	79
Tabla 31 Lavador de gases Caldera Foster Wheeler 01 y 03.....	79
Tabla 32 Datos característicos del agua con ceniza para el sistema de tratamiento cerrado	80
Tabla 33 Selección de medidas de tubo de acero al carbono sin costura para la succión..	81
Tabla 34 Selección de medidas de tubo de acero al carbono sin costura para la descarga	81
Tabla 35 Rugosidad absoluta para distintos materiales	81
Tabla 36 Pérdida primaria, pérdida secundaria y altura manométrica de succión. Detalle de cantidad de accesorios y coeficiente adimensional K.....	82
Tabla 37 Pérdida primaria, pérdida secundaria y altura manométrica de descarga. Detalle de cantidad de accesorios y coeficiente adimensional K.....	82
Tabla 38 Datos de condiciones de trabajo del sistema de tratamiento de agua con ceniza	83
Tabla 39 Datos característicos del condensado proveniente de los condensadores barométricos.....	85
Tabla 40 Selección de medidas de tubo de acero al carbono sin costura para la succión	86
Tabla 41 Selección de medidas de tubo de acero al carbono sin costura para la descarga	86
Tabla 42 Pérdida primaria, pérdida secundaria y altura manométrica de succión. Detalle de cantidad de accesorios y coeficiente adimensional K.....	86
Tabla 43 Pérdida primaria, pérdida secundaria y altura manométrica de descarga. Detalle de cantidad de accesorios y coeficiente adimensional K.....	87
Tabla 44 Datos de condiciones de trabajo de la bomba para condensado a 38 °C	88
Tabla 45 Propuesta económica para el proyecto del sistema de tratamiento de agua on ceniza	90

Tabla 46 Ingreso por la implementación del sistema de tratamiento de agua con ceniza con el ahorro de consumo de agua obtenido	91
Tabla 47 Egreso para el mantenimiento de los equipos del sistema de tratamiento de agua con ceniza.....	91
Tabla 48 Resumen para la rentabilidad de proyecto	92

INDICE DE FIGURAS

Figura 1 Diagrama esquemático de un condensador a contracorriente	27
Figura 2 Diagrama de condensadores a contracorriente típicos	29
Figura 3 Condensador múltijet	30
Figura 4 Esquema del balance de masas de combustión en el horno de la caldera	32
Figura 5 Flujograma del sistema convencional de tratamiento de agua con ceniza	34
Figura 6 Balance de masas en tachos y evaporador.....	42
Figura 7 Balance de masas en condensadores barométricos	43
Figura 8 Balance de masas en condensadores barométricas.....	57
Figura 9 Placa tamiz de acero inoxidable	75
Figura 10 Distribución de las tres tolvas decantadoras según plano realizado en SolidWorks 2019	76
Figura 11 Válvula tipo guillotina marca Bray	77
Figura 12 Curvas de funcionamiento de la bomba 100/206 Multisteel.....	84
Figura 13 Selección aproximada del tipo de bomba a 1800 RPM.....	88
Figura 14 Curvas de funcionamiento de la bomba 80-250 de Hidrostal	89
Figura 15 Esquema de consumo de agua actual antes de la instalación del sistema de tratamiento de agua con ceniza	93
Figura 16 Esquema de consumo proyectado después de haber instalado el sistema de tratamiento de agua con ceniza	94

INDICE DE ANEXOS

Anexo 1 Localización del sistema de tratamiento de agua con ceniza.....	104
Anexo 2 Calor específico del agua a diferentes temperaturas	105
Anexo 3 Válvula guillotina BRAY.....	106
Anexo 4 Válvula de compuerta 150 lbs.....	107
Anexo 5 Tuberías de acero inoxidable ASTM A312	108
Anexo 6 Densidad del agua a diferentes temperaturas	109
Anexo 7 Tubos de acero ASTM A53	110
Anexo 8 Propiedades del agua diferentes temperaturas	110
Anexo 9 Diagrama de Moody.....	111
Anexo 10 Motor eléctrico W22 – WEG.....	112
Anexo 11 Cotización de obras civiles para el sistema de tratamiento de agua con ceniza	113
Anexo 12 Cotización de obras metal – mecánica y mantenimiento del sistema de tratamiento de agua con ceniza	114
Anexo 13 Pérdida de agua en la poza de condensados del área de Producción de azúcar	115
Anexo 14 Condensador barométrico de Tachos	115
Anexo 15 Evaporador de Efecto V	116
Anexo 16 Condensador de Evaporador Efecto V	116
Anexo 17 Cálculo de producción de jugo y vapor en el evaporador efecto v	117
Anexo 18 Cálculo de la producción de masas y vapor en tacho A.....	118
Anexo 19 Cálculo de la producción de masas y vapor en tacho B.....	12323
Anexo 20 Cálculo de la producción de masas y vapor en tacho C.....	127
Anexo 21 Cálculo de la producción de masas y vapor en semillero 2	129
Anexo 22 Cálculo de la producción de masas y vapor en semillero 1	131
Anexo 23 Cálculo del diámetro, velocidad y número de reynolds para la línea de succión del sistema de bombeo de agua con ceniza.....	132
Anexo 24 Cálculo del diámetro, velocidad y número de reynolds para la línea de descarga del sistema de bombeo de agua con ceniza.....	134

Anexo 25 Cálculo de las pérdidas primarias, pérdidas secundarias y altura manométrica en la línea de succión	135
Anexo 26 Cálculo de las pérdidas primarias, pérdidas secundarias y altura manométrica en la línea de descarga	137
Anexo 27 Cálculo de la altura manométrica del sistema de bombeo de agua con ceniza	138
Anexo 28 Comprobación de la ausencia de la cavitación para la bomba de agua con ceniza seleccionada.....	139
Anexo 29 Cálculo del diámetro, velocidad y número de reynolds para la línea de succión del sistema de bombeo para lavadores de gases	141
Anexo 30 Cálculo del diámetro, velocidad y número de reynolds para la línea de descarga del sistema de bombeo para lavadores de gases	143
Anexo 31 Cálculo de las pérdidas primarias, pérdidas secundarias y altura manométrica en la línea de succión	144
Anexo 32 Cálculo de las pérdidas primarias, pérdidas secundarias y altura manométrica en la línea de descarga	146
Anexo 33 Cálculo de la altura manométrica del sistema de bombeo para lavadores de gases.....	147
Anexo 34 Comprobación de la ausencia de la cavitación para la bomba de agua de los lavadores de gases seleccionada	148
Anexo 35 Cálculo del valor actual neto del proyecto (VAN), tasa interna de retorno (TIR) y pay back del proyecto	150
Anexo 36 Planos del sistema de tratamiento de efluentes.....	151

Capítulo I

Introducción

1.1. Realidad problemática

A nivel mundial se tiene que:

La industria del papel genera el 40% del volumen de agua en descargas de efluentes en el sector manufacturero, de las cuales solo el 80% recibe tratamiento secundario o biológico. En materia de gasto de agua relacionados con el sector manufacturero, alrededor del 38% se destinó al tratamiento de efluentes y casi el 10% a su recirculación. El sector de la energía termoeléctrica es un mayor consumidor y vertedor de agua, ya que el 58% se vertió en cuerpos superficiales sin tratamiento alguno. La tasa de recirculación fue baja, aunque doblando en volumen al sector manufacturero. (ONU – agua, 2017, p. 61)

En América Latina también sucede que:

Muchas corrientes receptoras de descargas directas de aguas residuales son industriales. Las grandes ciudades como la Ciudad de México y Sao Paulo – Santos se encuentran a menudo altamente contaminadas y no cuentan con un sistema de saneamiento para el tratamiento adecuado de las aguas residuales, por lo que genera efecto perjudicial para el ambiente y la salud de las personas. Solo el 10% de las aguas recolectadas en Latinoamérica están sujetas a algún tipo de tratamiento. Además, que las plantas de tratamiento existentes no están siendo operadas de manera satisfactoria; una evaluación previa a las plantas de tratamiento en México, dio como resultado que solo el 5% están siendo operadas adecuadamente. (Reynolds, 2002, p. 1).

En el Perú se tiene que “de acuerdo al volumen de vertimiento anual registrado en el Programa de Adecuación de Vertimientos y Reuso de Aguas Residuales – PAVER que existe en la Autoridad Nacional del Agua (ANA), alrededor de 54 m³/s de agua residuales sin tratamiento, es derivado a las fuentes superficiales y alrededor de 4 000 hectáreas de tierras agrícolas son regadas con aguas residuales” (Fernández, 2011, p. 4).

En la región de Ancash se ha visto que en la Bahía El Ferrol soporta contaminantes provenientes de las actividades pesqueras, a esto se le suma las contaminaciones realizadas por otros distritos debido a que son arrastradas por el río Lacramarca. En este río se descargan residuos sólidos y líquidos provenientes de las actividades industriales y de origen agrícola. Según el último monitoreo de la calidad del agua en la Cuenca del río Lacramarca, realizado por la Autoridad Nacional del Agua (ANA) en el 2016, el agua de este río no cumple con los valores Estándares de Calidad Ambiental (ECA) para el riego de vegetales.

El lugar elegido para el estudio es la empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A., es una sociedad de duración indeterminada dedicada al cultivo, transformación e industrialización de la caña de azúcar, así como a la comercialización de los productos y sub productos derivados de su actividad principal, como azúcar, alcoholes, melaza fibra de bagazo, pero maneja una falta en el tratamiento y recirculación de aguas residuales provenientes del área de Generación de Vapor que debería estar instituida en el Programa de Adecuación y Manejo Ambiental (PAMA) de la empresa, impactando drásticamente en el medio ambiente y en el uso sostenible del agua.

La producción de azúcar, trae consigo un consumo excesivo de agua en los condensadores barométricos de los evaporadores del último efecto y los tachos de producción de mieles, ya que esto permite tener temperaturas próximas de saturación del vapor. A esto se le suma, las aguas no tratadas del área de Generación de Vapor traen un impacto perjudicial al sistema de regadío de la población de San Jacinto, por el alto contenido de cenizas.

Actualmente la empresa no consta con un sistema eficiente el cual permita aprovechar el agua residual del área de Generación de Vapor e incorporarlas a la demanda de agua de inyección requerida por los condensadores barométricos, el cual evitará el vertimiento del agua con ceniza y el excedente de consumo de agua de río a los drenajes.

Por ello la presente investigación pretende implementar un sistema el cual permitirá la separación de las cenizas de los 700 GPM de agua mixta que proviene de los lavadores de gases de las Calderas N° 01 y 03, recirculando el agua tratada

hacia los condensadores barométricos del juego completo de tachos y último tren de evaporación, posteriormente será bombeado hacia las tolvas de ceniza y lavadores de gases de las calderas mencionadas; pasando a ser un sistema cerrado, lo que conlleva a un ahorro en el consumo de agua de río y la mitigación de la contaminación por los residuales que emanan del área de Generación de Vapor.

1.2. Antecedentes

Bustamante A. (2017). En su tesis titulada “Eficiencia de las lagunas de estabilización en la mejora de la calidad del agua residual para el uso agrícola, de la industria azucarera” (Universidad César Vallejo), estudia la mejora significativa de la calidad de agua residual usando la eficiencia de las lagunas de estabilización para el tratamiento de estas, para uso agrícola, ya que se menciona que en la azucarera Pucalá existe la problemática por el vertimiento de aguas residuales a sus cultivos sin tratamiento alguno generando un impacto negativo en el suelo y además del consumo de grandes cantidades de agua potable en su producción. De esta manera se evalúa mediante análisis físico, químico y microbiológico, en las lagunas de estabilización anaerobia y facultativa, por lo que se obtuvieron resultados satisfactorios en los parámetros en 40 litros de muestra: la DBO (Demanda Bioquímica de Oxígeno) inicial fue de 330 mg/l y después 311.4 mg/l con una ligera disminución, la DQO (Demanda Química de Oxígeno) inicial fue de 1550 mg/l y después 573.65 mg/l con una notable disminución, los SST (Sólidos en Suspensión) inicial fue de 312 mg/l y después 176.26 mg/l, los coliformes fecales inicial fue de 48000 NMP/100ml y después 26200 NMP/100ml obteniendo una alta diferencia y los coliformes totales inicial fue de 48000 NMP/100ml y después 22800 NMP/100ml. Por lo que se concluye en la reutilizar el agua tratada en las lagunas de estabilización para el riego de los cultivos debido a que contiene la cantidad necesaria de material orgánico y otros elementos que aportan nutrientes al suelo.

Leyva M. (2017). En su tesis titulada “Reducción del DQO y SST de los efluentes residuales de una industria azucarera en Paramonga, mediante el uso micro - nano burbujas de aire” (Universidad Cesar Vallejo), analiza la reducción del DQO (Demanda Química de Oxígeno) y SST (Sólidos en Suspensión) de los efluentes de la industria azucarera, que son vertidos directamente al mar, mediante el uso

micro – nano burbujas de aire en una muestra de 60 litros de aguas residuales, de un volumen total efluentes de 743 m³/hr. Mediante el sistema de tratamiento mediante el uso micro – nano burbujas de aire donde se concluye que en un tiempo de 90 minutos de tratamiento hay una reducción de 85% en el parámetro DQO que inicialmente era de 412.15 mg O₂/L a 66.13 mg O₂/L y de 79% en el parámetro SST que inicialmente era de 620 mg SST/L a 131 mg SST/L, manteniéndose en valores admisibles y de esta manera el agua tratada estaría a libre utilización para el riego del campo.

Rodríguez L. (2016). En su tesis titulada “Recuperación de aguas residuales industriales en la etapa de lavado de caña de azúcar por floculación – coagulación, aireación y filtrado usando la semilla de la Moringa oleífera en la empresa San Jacinto – Chimbote – 2016” (Universidad Cesar Vallejo), alega sobre la disminución de los indicadores como: Turbidez, TSS (Total de Sólidos Suspendidos) y CT (Coliformes Totales), así como un aumento en el indicador de Oxígeno disuelto a través de las tres etapas de tratamiento de agua residual provenientes del lavado de caña. En conclusión, la primera etapa de floculación – coagulación se nota una gran reducción de la turbidez en un 99.87%, en TSS una reducción de 99.79% y en CT una reducción de 99.99% en tiempo de sedimentación de 80 minutos; la segunda etapa de aireación se da un aumento considerable de 89.54% en Oxígeno disuelto, y en la etapa de filtración se obtuvo una mayor reducción en el indicador TSS reduciendo hasta un 88.14%. Estos resultados cumplen con los ECAs para el agua según D.S. 015-2015 MINAM.

Coloch L. (2017). En su tesis titulada “Propuesta para el montaje de una planta de tratamiento de cenizas contenidas en el agua provenientes de lavadores de gases de combustión de Calderas en central Agro Industrial Guatemalteca S.A.” (Universidad de San Carlos de Guatemala), menciona sobre el montaje de un sistema completo para el tratamiento de agua de cenizas provenientes de las Calderas N° 5 y 8 de la central Agro Industrial Guatemalteca S.A., para reutilizarlo nuevamente en los lavadores de gases de las calderas mencionadas. El sistema consta de cuatro decantadores de lodos, un filtro rotativo, una prensa tornillo, tanques de almacenamiento de agua tratada, tanques de almacenamiento de lodos,

tanque de almacenamiento de floculante y las bombas para la recirculación del agua ya tratada; donde los resultados de acuerdo a la dosificación de cal y floculante dan como resultado la eficiencia de decantación de las cenizas es del 98.93% y una eficiencia de extracción de agua de las cenizas del 51.14%.

Hoz Y., Izquierdo Y., López O. (2017). En su estudio titulado “Caracterización y tratamiento de aguas residuales del central azucarero Manuel Fajardo, para disminuir la concentración en la fábrica de azúcar” (Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar), nos habla sobre la norma establecida por el Grupo Empresarial Azcuba donde el consumo de agua en la industria azucarera sea 0.19 m³/ton de caña molida, haciendo referencia que la central Manuel Fajardo se maneja la molienda en 75 ton/hr, por lo que su demanda de agua sería 14.25 m³/hr para sus procesos; sin embargo en el momento de la evaluación del consumo del ingenio es fue de 21.6 m³/hr. Por lo que se evaluaron las características físico – químicos de las aguas residuales donde resultaron de DQO, DBO, nitrógeno y fósforo total, a la salida de la fábrica, dando como resultado valores como 29 172 mg/L, 9 615 mg/L, 0 mg/L y 12.81 mg/L respectivamente. Valores como 13 332 mg/L, 5 000 mg/L, 84 mg/L y 16.39 mg/L respectivamente en la laguna de oxidación; siendo valores muy por encima de lo permisible según norma cubana para vertientes. Debido a esto proponen añadir mejoras de ahorro como son: Mantener en circuito cerrado los sistemas de agua de enfriamiento, Camello (extracción de agua en caldera por flasheo), TLT (tecnología de limpieza de tacho) que las limpiezas de los tachos se realicen con agua caliente y no con vapor, disminuir los salideros de agua y vapor de procesos, aprovechar al máximo los del proceso y lograr su total aprovechamiento, pues existen algunas trampas donde los condensados se vierten a la zanja.

Muñoz S., Sánchez R. (2017). En su estudio titulado “Agua en la Industria Alimentaria” (Universidad Complutense), refiere que la industria azucarera, aunque el producto final no sea rico en agua, requiere una gran cantidad de agua para elaborar el producto es muy elevado siendo de 1 500 litros de agua para 1 kg de azúcar refinada. La remolacha azucarera tiene en torno al 77% de agua siendo y tan solo un 15% de azúcares. La tendencia a seguir por las empresas azucareras se

profundiza en la recuperación de esa agua reduciendo el consumo y el vertido; por esta razón es que las aguas de descarga resultan mayores que las aguas de demanda. Además, los índices de demanda y descarga para la producción de azúcar refinada son mayores que a los de producción de azúcar estándar, debido a que las industrias de azúcar refinado también incluyen la producción de alcohol etílico dentro de sus procesos. Para minimizar la captación externa y consecuentemente el vertido externo, suelen aplicarse los siguientes métodos: neutralización del Ph, tratamiento biológico de fangos activos, decantación y filtración.

Vizueta J. (2013). En su tesis titulada "Implementación de un nuevo sistema de tratamiento de agua con ceniza proveniente de los lavadores de gases de combustión de las calderas del Ingenio San Carlos" (Escuela Superior Politécnica del Litoral), determina un sistema eficiente para el tratamiento de agua con ceniza, provenientes de las Calderas N° 2, 7 y 8, por decantación y filtración que consta de los siguientes equipos: tamiz rotativo, prensa desaguadora, celdas decantadoras, estación de floculantes, tanques de lodos y tanques de agua tratada. El agua recuperada por este sistema resulta compatible con la exigencia de los equipos lavadores de gases, evitando de esta manera el taponamiento, desgaste de las boquillas, equipos y tuberías, lo que se traduce en una mayor eficiencia de los sistemas de captación de ceniza de los gases de las calderas, sumado a esto se tiene se permite el by pass de todos los equipos que conforman el sistema, con la finalidad de que cualquiera de estos pueda entrar en mantenimiento. Por otro lado, en cada estación de bombeo de agua o lodos existen equipos en stand by aptos para entrar en operación. Los resultados para la demostración de la efectividad del sistema están reflejados en las pruebas de emisiones de gases de la Caldera N°2 que fue de 41.8 mg/m³, para la Caldera N°7 que fue de 31.6 mg/m³ y en la Caldera N°8 fue de 69.1 mg/m³, estas mediciones están por debajo del rango permitido que es de 300 mg/m³.

Ríos D. (2011). En su tesis titulada "Diseño y montaje para la implementación del sistema de recolección en seco y manejo de ceniza en el hogar de las calderas de bagazo, del Ingenio La Unión S.A." (Universidad de San Carlos de Guatemala), plantea el diseño e implementación el sistema de recolección en seco para el manejo

de cenizas en el hogar de las calderas de bagazo, mejorando la combustión de las calderas, optimizando el funcionamiento en el sistema de clarificación y reduciendo las emisiones nocivas al medio ambiente. Esto consiste en un sistema de recolección en seco de ceniza, a base de un transportador horizontal helicoidal instalado en el cenicero frontal y trasero de las calderas, esperándose un óptimo funcionamiento en tiempo de operación del sistema de clarificación de ceniza, debido a que este sistema trabaja con el agua procedente de los lavadores de gases, disminuyendo de 1 280 tanque/zafra de agua con ceniza proveniente de las calderas a 800 tanque/zafra teniendo una diferencia de 480 tanque/zafra. De esta manera los lavadores de gases trabajarán a una mayor presión limpiando de una mejor manera los gases que salen por la chimenea de la caldera y así disminuyendo las emisiones tóxicas al medio ambiente.

1.3. Justificación

Debido a que hoy en día lo concerniente al tratamiento, uso eficiente y reutilización del agua en la industria es una opción factible. Los objetivos se dirigen a un vertimiento cero a partir del desarrollo de nuevos modelos circulares alineados con los nuevos retos de conservación ambiental, lo que permitirá un aumento en el control medioambiental de las empresas, marcando una línea de investigación, desarrollo e innovación tecnológica. La presente investigación se justifica debido a que la empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A. no cuenta con un sistema adecuado de tratamiento de aguas residuales, en su Programa de Adecuación y Manejo Ambiental (PAMA), que permitirá la reutilización de las aguas que se dirigirán posteriormente hacia los equipos de mayor demanda de consumo de agua como los condensadores barométricos, basándose en los derechos de uso de aguas dispuesta en la Ley N° 29338, Ley de Recursos Hídricos y su Reglamento, aprobado por el Decreto Supremo N° 001 – 2010 – AG. La realización del estudio permitirá cuantificar la cantidad de agua tratada por un sistema de filtrado y decantación de cenizas, reutilizándola en los equipos mencionados sin alterar la temperatura de inyección para la saturación del vapor. El sistema de tratamiento a implementar tendrá un impacto favorable en la sociedad, debido a que permitirá a la población de San Jacinto disponer del agua de río libre de cenizas para fines agrícolas, debido a

que la empresa ya no se verá en la necesidad de este porcentaje de agua para la producción de azúcar.

1.4. Formulación del problema

¿En qué medida la implementación de un sistema de tratamiento de 700 GPM de efluentes permitirá optimizar el consumo de agua para los condensadores barométricos en la empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A.?

1.5. Hipótesis

Se aborda la siguiente hipótesis: La implementación del sistema de tratamiento de 700 GPM de efluentes del área de Generación de Vapor, permitirá ahorrar un 38.83% en el consumo de agua para los condensadores barométricos de los equipos para la elaboración de azúcar de la empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A.

1.6. Objetivos

1.6.1. Objetivo general

Determinar el ahorro del consumo de agua en los condensadores al implementar un circuito cerrado de tratamiento de 700 GPM de agua con ceniza.

1.6.2. Objetivos específicos

- 1) Realizar un balance de masas para determinar la cantidad de agua de inyección requerida por los condensadores barométricos en los tachos de preparación de mieles y en el último tren de evaporación de Agroindustrias San Jacinto S.A.A.
- 2) Realizar un balance de masas en las calderas acuotubulares N° 01 y 03 para determinar la cantidad de residuos minerales producto de los gases de combustión del bagazo.
- 3) Seleccionar los equipos correspondientes, en base a la cantidad de requerida por los lavadores de gases, para la implementación del sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza que se reutilizará en los condensadores barométricos en el área de producción de azúcar.
- 4) Determinar los cálculos económicos con la implementación del sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza.

1.7. Limitaciones de la investigación

La investigación presenta las siguientes limitaciones:

- No se cuenta con los instrumentos adecuados para el análisis químico de la composición del bagazo, por lo que se tiene referencia de la composición citada en el libro Ingeniería de la Caña de Azúcar.
- Ausencia de flujómetros para la medir el volumen de exceso de agua enviado a los drenajes por los condensadores barométricos y agua con ceniza por los lavadores de gases.
- Variaciones en la humedad del bagazo resultante del área de Trapiche.
- Falta de equipo para medir la humedad relativa del aire.
- Falta de fichas técnica de equipos por su antigüedad.
- Área reducida donde se puede ejecutar la implementación del sistema de tratamiento de efluentes.

Capítulo II

Marco teórico

2.1. Condensadores y equipos de vacío

Los condensadores y equipos de vacío se encuentran comúnmente en los evaporadores y tachos (o evapo - cristalizadores). Prácticamente todos estos equipos utilizan condensadores de contacto directo, donde el agua de enfriamiento o “inyección” entra en contacto directo con el vapor a ser condensado. En el sistema de vacío de la estación de filtros también se utiliza un condensador, pero que opera a un menor vacío (mayor presión absoluta).

Las principales ventajas de la condensación por contacto directo son un bajo costo de construcción del condensador y la capacidad de alcanzar una muy cercana aproximación de temperaturas; esto es particularmente importante porque las temperaturas de saturación del agua son relativamente bajas y la temperatura del agua inyección es relativamente elevada en las regiones cálidas donde se cultiva la caña. Ambos factores tienen impacto sobre la demanda de agua de inyección. Los flujos de agua utilizados son bastante elevados.

2.2. Fundamentos básicos

2.2.1. Presiones absolutas requeridas

El vacío es la presión relativa a la presión atmosférica, que varía día a día en cada lugar y puede ser significativamente menor al incrementar la altitud.

Generalmente no es recomendable utilizar la mínima presión absoluta que sea posible alcanzar. Para cada caso existe un punto óptimo y es de esperar que diferentes presiones absolutas sean empleadas en las diferentes aplicaciones. En términos generales, una presión absoluta muy baja causa problemas de arrastres y bajas temperaturas, conduciendo a mayores viscosidades que reducen la transferencia de calor. Además, presiones absolutas que sean muy elevadas conducen a temperaturas de ebullición muy altas, haciendo posible que se presenten reacciones de inversión o Maillard u otro tipo de degradación. Los rangos de presiones absolutas halladas y valores óptimos recomendados se presentan en la Tabla 1.

Tabla 1*Presiones absolutas halladas en el proceso de caña de azúcar*

equipos	rango	óptimo
	kPa	kPa
Tachos de refinería	13 – 20	17
Tachos para masas A y B	11 – 16	13
Tachos para masa C	10 – 14	11
Último efecto de evaporadores	10 – 18	15
Condensadores de filtros	20 – 40	30

Nota: Tabla extraída del libro “Ingeniería de la Caña de Azúcar”, Rein, P. (2012), p. 370.

2.2.2. Cantidad de agua y de vapor

El flujo de vapor que sale del último efecto de los evaporadores tiende a ser bastante estable. Para estimar la cantidad de vapor a ser condensado, se puede utilizar una tasa de evaporación de 25 kg/h por m² de área de transferencia de calor en el último efecto. Esta cifra podría ser ligeramente mayor para efectos cuádruples y ligeramente inferior para quíntuples. Se puede asumir un valor máximo de diseño de 40 kg/h por m².

El flujo de vapor que sale de los tachos discontinuos varía significativamente durante cada ciclo de cocimiento o 'templa'. Los grados (tasas) de evaporación presentadas en la Tabla 2 pueden ser utilizados para estimar la cantidad de vapor. Estos son representativos de tachos que se calientan con vapor en la calandria.

Tabla 2*Grados típicos (tasas) de evaporación específica en tachos*

tipo de tacho	grado de evaporación específica	
	kg/ (h.m ²)	
	promedio	máximo
Tacho discontinuo A	40	60
Tacho discontinuo B	20	40
Tacho discontinuo C	10	30
Pie de templa	40	80

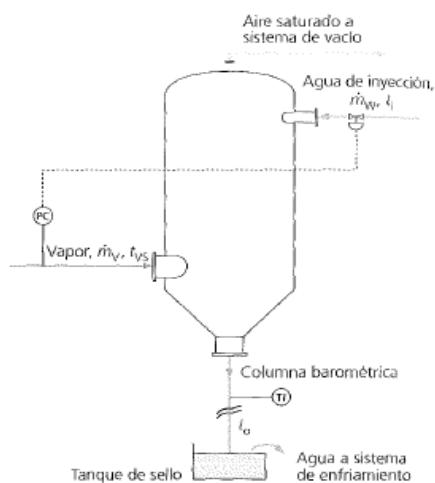
Tacho semilla B/C	40	90
Tacho de refinera	40	90
Tacho continuo A	20	30
Tacho continuo B	10	15

Nota: Tabla extraída del libro “Ingeniería de la Caña de Azúcar”, Rein, P. (2012), p. 370.

La cantidad de agua de inyección \dot{m}_w puede estimarse a partir de un balance de entalpía alrededor del condensador, mostrado esquemáticamente en la Figura 1.

Figura 1

Diagrama esquemático de un condensador a contracorriente



Nota: Figura extraída del libro “Ingeniería de la Caña de Azúcar”, Rein, P. (2012), p. 370.

2.2.3. Efecto de la temperatura del agua en el condensador

La temperatura del agua en el condensador tiene dos efectos importantes:

- Tiene un efecto significativo sobre la cantidad de agua requerida para condensar el vapor.
- Determina en gran medida la temperatura del flujo del gas saturado que se descarga al equipo de vacío, afectando por tanto la capacidad volumétrica requerida en los equipos de vacío. El volumen de los gases es influenciado en dos formas. Primero el volumen está inversamente relacionado con la temperatura absoluta y segundo afecta la cantidad de vapor de agua que acompaña a los gases incondensables. El segundo efecto es frecuentemente el más significativo.

2.2.4. Cantidad de gases incondensables

El aire que tiene que ser removido del condensador se origina de tres fuentes, a saber, fugas de vacío en el sistema de tachos o evaporadores, aire disuelto o arrastrado en el jugo, meladura o mieles que se alimentan y aire disuelto en el agua de inyección que es liberado al entrar en vacío.

Las bombas de vacío y eyectores utilizados para remover los incondensables son dispositivos volumétricos, por lo cual lo importante es en realidad el volumen del flujo de gases y no su masa.

2.2.5. Consumo total de agua de enfriamiento en la fábrica

Para dimensionar el sistema de enfriamiento de una fábrica de azúcar es necesario estimar la cantidad total de agua de rechazo que retorna de la fábrica y su temperatura. Esta proviene de tres fuentes:

- Condensador de evaporadores: El último efecto de las estaciones de evaporación multi - efecto opera con una temperatura de saturación del vapor alrededor de 50 a 55 °C. El agua que retorna de estos condensadores se encuentra a unos pocos grados por debajo de este valor.
- Condensadores de tachos: Los tachos generalmente operan a menores presiones absolutas que el último efecto evaporador, con temperaturas de saturación del vapor alrededor de 45 a 50 °C.
- Condensador de filtros: Estos operan a un menor vacío, alrededor de 30 kPa, por lo cual la temperatura de saturación del vapor está alrededor de 70 °C.

2.3. Condensadores

2.3.1. Disposición de condensadores y requerimientos

Normalmente cada uno de los tachos y líneas de evaporación cuenta con un condensador propio. La presión absoluta en cada cuerpo es controlada regulando el flujo de agua de inyección al respectivo condensador.

La principal desventaja es el hecho de que, incluso con un buen control, al arrancar o detener uno de los tachos discontinuos se induce inevitablemente algún

grado de perturbación sobre el vacío de todos los demás equipos conectados al condensador común.

Los dos requerimientos principales de un buen condensador son:

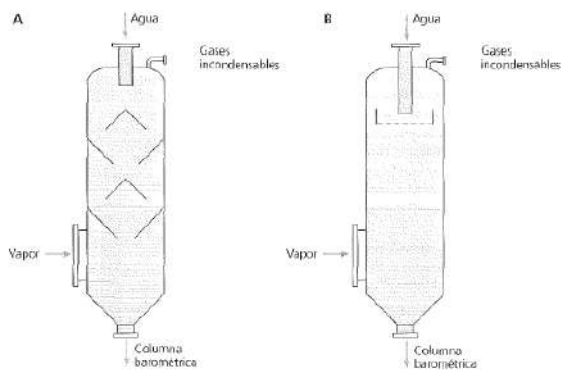
- a) Debe condensar todo el vapor con mínimo consumo de agua, es decir la temperatura del agua que sale debe estar muy cerca de la temperatura de saturación del vapor.
- b) Debe enfriar los gases incondensables hasta una temperatura tan baja como sea posible, cercana a la temperatura del agua de inyección que entra, incluso cuando la tasa de evaporación sea baja.

2.3.2. Tipos de condensadores

Los condensadores se pueden clasificar en tres tipos básicos, contracorriente, concurrentes y condensadores tipo jet. Los primeros dos nombres identifican la dirección relativa de los flujos de vapor y agua. Los condensadores contracorriente tienen la entrada de vapor al fondo del condensador mientras que el agua fluye desde arriba descendiendo a lo largo del cuerpo en contra de la dirección del vapor y son generalmente más eficientes. Los condensadores concurrentes tienen las entradas de vapor y de agua en la parte superior del condensador; estos requieren de mayor cantidad de agua y además la remoción de mayor cantidad de aire a mayor temperatura (Perk 1973). Las configuraciones internas típicas de dos tipos de condensador a contracorriente se muestran en la Figura 4.

Figura 2

Diagrama de condensadores a contracorriente típicos

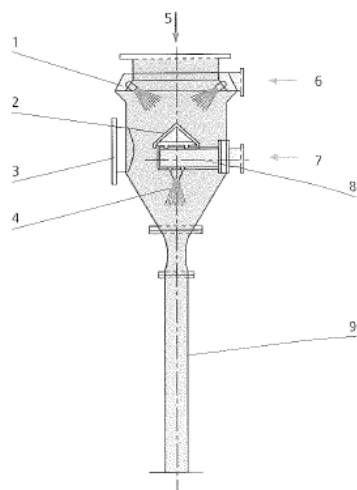


Nota: Los condensadores son: (A) Condensador multibandeja; (B) Condensador tipo lluvia. La Figura extraída del libro “Ingeniería de la Caña de Azúcar”, Rein, P. (2012), p. 375.

El tercer tipo es el condensador jet, en el que el agua de inyección se introduce a través de boquillas que producen chorros jet de alta velocidad.

Figura 3

Condensador múltijet



Nota: Las partes del condensador son: (1) Boquilla rociadoras o spray; (2) Cono deflector; (3) Tapa de acceso; (4) Inyectores centrales; (5) Entrada de vapor; (6), (7) Entrada de agua fría; (8) Caja de inyección; (9) Columna barométrica. Figura extraída del libro “Ingeniería de la Caña de Azúcar”, Rein, P. (2012), p. 376.

2.4. Combustión del bagazo

2.4.1. Estática de la combustión

Las reacciones de combustión más importantes son las debidas al carbono hidrógeno según las siguientes ecuaciones químicas:



Tabla 3

Composición elemental del aire seco

componentes	volumen	peso
	%	%
Oxígeno	21.00	23.21
Nitrógeno	78.05	75.48

Argón	0.92	1.27
Dióxido de carbono	0.03	0.04

Nota: Tabla extraída del libro “Calderas a Bagazo – Proyecto, operación y mantenimiento”, Alderetes, C. (2016), p. 61.

En la práctica, el aire no es seco, sino que contiene una cierta cantidad de vapor de agua, razón por la que se lo denomina aire húmedo. Para encontrar la masa y volumen de aire húmedo necesario será preciso conocer para una temperatura ambiente y humedad relativa dada, los siguientes factores por los que habrá que multiplicar los pesos y volúmenes de aire seco respectivamente, siendo estos:

$$x = 0.622 \frac{ps}{\frac{p}{\varphi} - ps} \quad (2.3)$$

$$f = \varphi \frac{ps}{p - ps} \quad (2.4)$$

Donde:

x = Relación de masas de agua y aire seco en kg agua/ kg aire seco

f = Relación de volumen de agua y aire seco en Nm³ agua/Nm³ aire

seco

ps = Presión de saturación del vapor de agua

p = Presión de la mezcla aire seco – agua y generalmente es igual a la presión atmosférica

φ = Humedad relativa a temperatura ambiente

Las presiones se expresan en general en mbar. La siguiente tabla nos permite conocer para el aire saturado (a una presión de 1000 mbar) las relaciones entre sus principales variables para las condiciones ambientales normales, presentadas en la Tabla 4.

Tabla 4

Propiedad del aire húmedo

temperatura	Ps	Xs
°C	mbar	g/kg
10	12.27	7.27

20	23.37	14.88
30	42.42	27.55
40	73.75	49.52

Nota: Tabla extraída del libro “Calderas a Bagazo – Proyecto, operación y mantenimiento”, Alderetes, C. (2016), p. 61.

2.4.2. Balance de masas

Los balances de masas de la combustión están referidos a la unidad de masa del combustible, esto es, a 1 kg de bagazo y los volúmenes de gases y aire se expresan en condiciones normales (Nm³: 0°C y 760 mm Hg o 1.014 bar).

En la Figura 6 se esquematiza el proceso de combustión en el hogar de la caldera.

Figura 4

Esquema del balance de masas de combustión en el horno de la caldera



Nota: Figura extraída del libro “Calderas a Bagazo – Proyecto, operación y mantenimiento”, Alderetes, C. (2016), p. 62.

Planteando un balance de masas global referido a 1 kg de bagazo tendremos:

$$1 + G_{ar} = G_{gh} + G_{cz} \quad (2.5)$$

$$G_{ar} = \lambda G_{at} \quad (2.6)$$

$$G_{gh} = 1 + \lambda G_{at} - G_{cz} \quad (2.7)$$

Donde:

G_{ar} = Cantidad de aire real en kg o Nm³/kg bagazo

G_{gh} = Cantidad de gases húmedos de combustión en kg o Nm³/kg bagazo

G_{cz} = Cantidad de ceniza en kg / kg bagazo

G_{at} = Cantidad teórica o mínima de aire en kg o Nm³/kg bagazo

λ = Coeficiente de exceso de aire

2.4.3. Residuos de la combustión

Uno de los productos que se determina en el balance de masas como resultantes de la combustión, son las llamadas cenizas. En general se distinguen dos tipos de cenizas:

- Cenizas secas de fondo (bottom ash)
- Cenizas secas volantes (fly ash)

2.5. Sistema de tratamiento de agua con ceniza de lavado de gases de calderas

Para la instalación de un sistema de limpieza de gases de calderas que utilicen biomasa del tipo bagazo de caña como materia prima, algunos aspectos importantes deben ser considerados en el proyecto y, mismo, en la selección de la tecnología a ser empleada.

2.5.1. Limpieza de gases y limpieza de ceniceros

En la quema de bagazo de caña en calderas, la parte más leve de los sólidos residuales es arrastrada por los gases, requiriendo la instalación de sistemas de limpieza después de las calderas, para la preservación de la emisión gaseosa dentro de los parámetros ambientales reglamentarios.

2.6. Calidad y cantidad de sólidos

La calidad y la cantidad de los sólidos residuales oriundos de la quema del bagazo independen de los sistemas de limpieza a ser empleados. Su calificación y cuantificación, aunque extremadamente difíciles de ser previstas, son fundamentales para un adecuado proyecto de los sistemas de limpieza.

De forma general, los sólidos residuales comprenden, además de ceniza de bagazo, grande cantidad de material no quemado y residuos minerales oriundos del suelo (arena y arcilla). El total de ceniza esperado puede ser relacionado directamente a la capacidad de generación de vapor de la caldera.

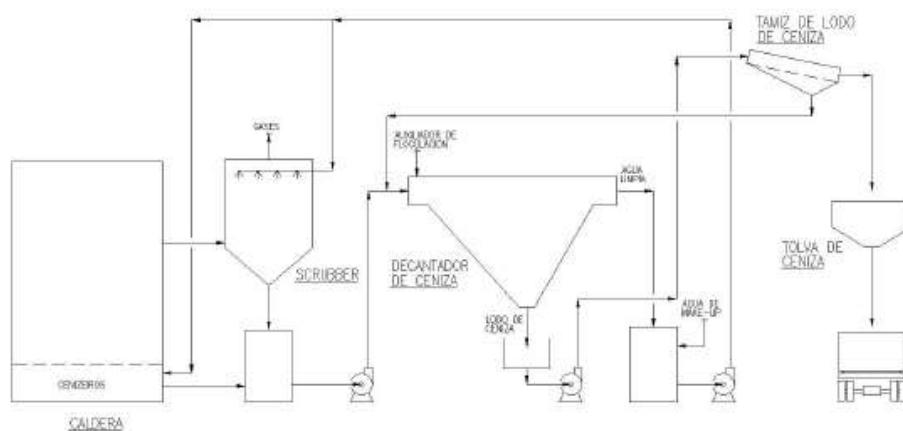
2.6.1. Sistemas de limpieza de ceniza

Los sistemas de limpieza de ceniza existentes en la técnica siguen dos rutas principales: vía seca y vía húmeda.

Para la limpieza de ceniceros, es común la utilización de la vía húmeda, donde el agua es el vehículo de transporte de los sólidos. Cuando la operación es hecha en circuito cerrado, el agua con los residuos removidos de los ceniceros debe pasar por un sistema complementario de tratamiento para limpieza, y así evitar problemas de bloqueo en las tuberías, además del desgaste de tuberías y equipos. En la vía seca están comprendidos los equipos del tipo Ciclones y Separadores Electrostáticos. Sistemas tipo Ciclones fueron instalados en el pasado en usinas de azúcar en el Brasil.

Figura 5

Flujograma del sistema convencional de tratamiento de agua con ceniza



Nota: Figura extraída del artículo técnico “Sistema para tratamiento de agua de ceniza de lavado de gases de Calderas”, Vaz, C. M., Stamile, S. M. y da Silva, J. O., (Engenho Novo), p. 6.

Capítulo III

Materiales y métodos

3.1. Datos marco de la empresa

Se tiene la siguiente información:

- Institución : Agroindustrias San Jacinto S.A.A.
- Departamento : Ancash
- Provincia : Santa.
- Distrito : Nepeña.
- Dirección : Solidex Alto s/n Centro Poblado San Jacinto

3.2. Materiales y equipos

Dentro del Material utilizado se tiene lo siguiente:

3.2.1. *Materiales*

Sustancias

- Bagazo: Es la materia prima principal en la empresa que es obtenida al moler la caña de azúcar y que es usado como combustible con una humedad de 48% a 52%, el poder calorífico inferior de 7 130 KI/Kg el cual es ideal para la producción de vapor que es usado para la producción de azúcar y la generación de energía eléctrica.
- Ceniza: Residuo mineral producto de la combustión del bagazo el cual tiene que ser retirado de la caldera, ya que la adhesión de estas en los tubos internos de la caldera produce sobrecalentamiento y abrasión por la velocidad de inducción al ser extraído por el ventilador de tiro inducido.
- Agua de inyección a condensadores: Necesario para saturar al entrar en contacto directo con el vapor procedente de los equipos comúnmente en los evaporadores y tachos.

Equipos

Los equipos a los que se evaluaron son:

- Caldera Acuotubular – Generador de Vapor, Marca: Foster Wheeler

- Lavador de gases con sprays y bandeja perforada – Elaboración según ingeniería de Agroindustrias San Jacinto.
- Evaporador V Efecto, Construcción por San Jacinto bajo recomendación de CIASA
- Tacho Semillero 1, Construcción por San Jacinto bajo recomendación de CIASA
- Tacho Semillero 2, Construcción por San Jacinto bajo recomendación de CIASA
- Tacho A de miel, Construcción por San Jacinto bajo recomendación de CIASA
- Tacho B de miel, Construcción por San Jacinto bajo recomendación de CIASA
- Tacho C de miel, Construcción por San Jacinto bajo recomendación de CIASA

Tabla 5*Datos de diseño de las Calderas Foster Wheeler*

componente	und	Caldera FW 01		Caldera FW 03	
		diseño	operación	diseño	operación
Datos de caldera					
Año de fabricación	años	1975	-	1968	-
Presión de vapor de salida	Psi(g)	690	600	698	600
Temperatura de vapor	°C	371	403	371	400
Flujo de vapor producido	Ton/hr	50	38	50	38
Potencia	BHP	1691	-	1691	-
Volumen de agua	m3	35.5	-	33	-
Nivel de domo	%	-	48	-	47

Altura de calandria (m)	1.118	1.118	1.118	1.118	1.118	1.118
Diámetro interior de tubo central (m)	1.676	1.676	1.676	1.676	1.676	1.676
Número de tubos	1744	1744	1744	1744	1744	1654
Longitud de tubos (m)	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13	1.13
Diámetro de tubos de calandria (pulg.)	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5
Material del cuerpo	Fierro negro	Fierro negro	Fierro negro	Fierro negro	Fierro negro	Fierro negro
Material del enchaquetado	Acero inox AISI 304	Acero inox AISI 304	Acero inox AISI 304	Acero inox AISI 304	Acero inox AISI 304	Acero inox AISI 304
Material del espejo de calandria	ASTM A-36	ASTM A-36	ASTM A-36	ASTM A-36	ASTM A-36	ASTM A-36
Material de tubo de 4 pulg.	Acero inox	Acero inox	Acero inox	Acero inox	Acero inox	Acero inox

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, datos obtenidos de la recopilación de información de las inspecciones durante las visitas a la planta

Instrumentos para análisis del agua

- Analizador multiparámetros, Marca: HACH HQ30d
- Medidor de Flujo Ultrasónico Portátil, Marca: KUFH 2000A
- Pirómetro Digital, Marca: Greenlee TG-1000

Datos, Indicadores y Reportes

- Los datos específicos son tomadas de algunas fichas técnicas encontradas en el área de ingeniería de la empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A.
- Los indicadores y datos de flujos de vapor, bagazo quemado, características físicas de bagazo e inyección de agua son recopilados de los reportes de energía diarios digitados por el ingenio azucarero.

Programas y Softwares

- Software de WASP – Water and Steam Properties: Utilizado para determinar las propiedades termodinámicas del agua. El software se basa en las tablas de vapor que brinda datos de entalpía, entropía, volúmenes específicos, calidad de flujo entre otras, después de haber insertado la temperatura y presión en un intervalo, bien sea vapor sobrecalentado, vapor saturado o líquido comprimido.
- Software Scada: (Supervisory Control and Data Acquisition, es decir, Supervisión, Control y Adquisición de Datos), sistema que tiene como finalidad supervisar y controlar remotamente una instalación, pudiendo integrar datos recogidos desde diferentes sensores, autómatas (PLCs) y equipos mediante diferentes protocolos en solo lugar. Estas lecturas se realizan en tiempo real y tiene la posibilidad de historizarse.

3.3. Métodos de investigación

3.3.1. Aspectos metodológicos

3.3.1.1. Tipos de investigación

Método deductivo. La presente tesis de investigación es del tipo según el propósito u objetivo es aplicativo y correlacional, según el nivel de profundidad es descriptivo y según el grado de manipulación de las variables es pre - experimental; con análisis, investigación y evaluaciones de campo en la empresa Agroindustrial San Jacinto S.A.A. y bibliografías. Usando estos métodos se puede reconocer el entorno perjudicial en la que está inmerso la empresa, podemos proponer los equipos necesarios para implementar el sistema de tratamiento de agua con ceniza, además de la evaluación de los costos de suministro de materiales, instalación y montaje metal – mecánico – eléctrico; también se analiza la cantidad de ceniza producida por la combustión del bagazo en las calderas,

cantidad de ceniza removida por decantación, temperaturas de ingreso a los condensadores barométricos, porcentaje de ahorro de agua de inyección, etc.

3.3.1.2. Variables/indicadores

Tabla 7

Lista de variables e indicadores del proyecto de investigación

variable	fundamento	dimensión
Flujo volumétrico de agua con ceniza	Variable Independiente	GPM
Flujo Volumétrico de agua de inyección a condensadores	Variable Independiente	GPM
Temperatura de salida de agua con ceniza	Variable Independiente	°C
Temperatura de ingreso de agua a los condensadores	Variable Independiente	°C
Composición química del bagazo	Variable Independiente	Kg / Kg bagazo
Temperatura ambiente	Variable Independiente	°C
Humedad Relativa	Variable Dependiente	%
Cantidad de ceniza en gases de combustión	Variable Dependiente	kg ceniza / kg bagazo
Flujo volumétrico de agua tratada	Variable Dependiente	GPM
Balance de masas en condensadores	Variable Dependiente	Ton / h
Ahorro de consumo de agua de río	Variable Dependiente	%
Multa por contaminación de aguas	Variable Dependiente	S/.

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, en base a las variables involucradas en el desarrollo del proyecto de investigación.

3.3.1.3. Procedimiento

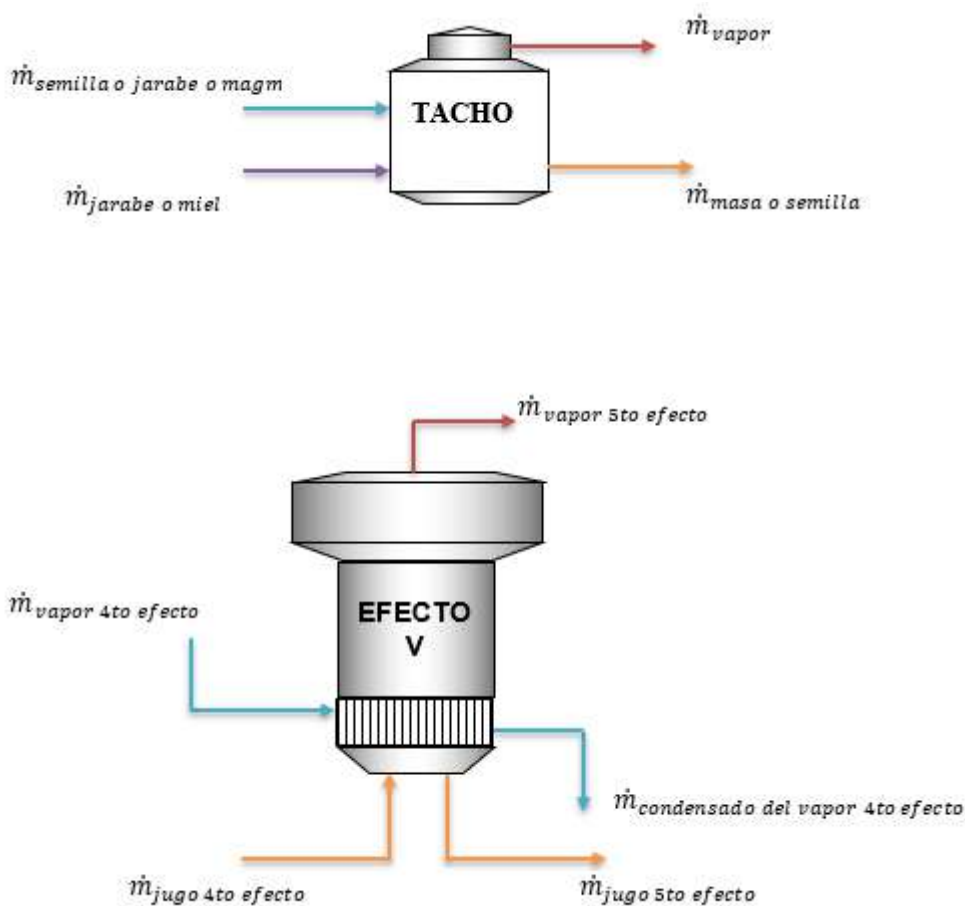
- El procedimiento de la Investigación, dada su naturaleza comprenderá el desarrollo y ejecución de las siguientes etapas a efectos de alcanzar lo establecido:
- Investigación de la realidad problemática de la empresa en el área de Generación de Vapor y condensadores barométricos del área de producción de azúcar.
- Búsqueda y recolección de datos, como la cantidad volumétrica de agua de inyección requerido por los condensadores barométricos, cantidad volumétrica de agua enviada a los drenajes por los condensadores, temperatura de agua de ingreso a los condensadores, composición química del bagazo, condiciones de combustión basado en registro reales de operatividad de las Calderas N° 01 y 03, porcentaje de humedad del bagazo según registro por el área de calidad de la empresa, cantidad de agua con ceniza enviada a los drenajes por el área de Generación de Vapor, sólidos disueltos y turbidez del agua con ceniza.
- Tratamiento de los datos, mediante balance de masas en los condensadores de tachos y del último tren de evaporación, realización de los cálculos de la composición húmeda del gabazo en base a su composición química, para determinar la cantidad de ceniza producida por la combustión del bagazo.
- Análisis de la información, para la evaluación económica de la inversión para el sistema de tratamiento cerrado de agua con ceniza.
- Procesamiento de datos, elaborando tablas de la demanda de agua de inyección requerida en los condensadores, temperaturas de entrada y salida, en base a los resultados de la aplicación de las fórmulas. Además, se registran los datos de la cantidad de agua tratada por el sistema bajo las condiciones adquiridas en información preliminar.

3.3.1.4. Metodología de balance de masa

El balance de masa en los equipos del ingenio azucarero es primordial debido a que es un procedimiento de cálculo que permite cuantificar la masa que entra y sale de un proceso, que en este caso son los condensadores barométricos, basándonos en información real y precisas de los instrumentos de medición presentes en el equipo.

Figura 6

Balance de masas en tachos y evaporador



Nota: El esquema está realizado a elaboración propia, en base a los flujos de ingreso y salida presente en los equipos para el cocimiento del azúcar

Se realizó las actividades siguientes:

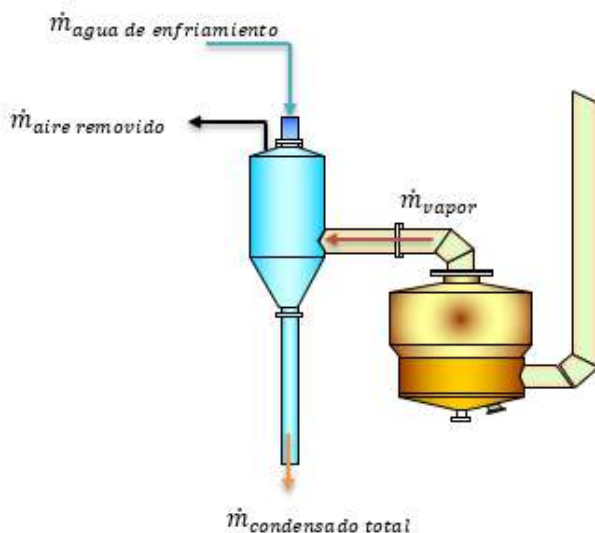
- Se realizó el balance de masas en los tachos: Semillero 1, Semillero 2, Tacho A, Tacho B, Tacho C y Evaporador Efecto V para determinar la cantidad de vapor generado por estos equipos al calentar el material

como mieles, jarabe o jugo; ya que este vapor será enviado a los condensadores barométricos.

- Para el Evaporador de Efecto V, se precisa el valor del flujo másico del jugo proveniente del Evaporador de Efecto IV, que está registrado en el histórico del flujómetro instalado en la línea de ingreso al Evaporador de Efecto V. Al no tener un flujómetro a la salida del último efecto, se realiza el balance de sólidos en el evaporador con el dato de los grados Brix ($^{\circ}\text{Bx}$, cociente total de materia seca, generalmente azúcares, disueltas en un líquido), finalizando con la diferencia de estos flujos de jugos para determinar el líquido evaporado.
- Para los Tachos A, Tacho B, Tacho C, Semillero 1 y Semillero 2, se precisa el valor del flujo másico del jugo o jarabe del Evaporador de Efecto V, además de tener los datos de los grados Brix y Pureza, obtenidos de los registros de los operadores del área de producción de azúcar, para el jarabe, masas, mieles, magmas y semillas. Finalmente, con la diferencia de estos flujos se obtiene el líquido evaporador por estos equipos.

Figura 7

Balance de masas en condensadores barométricos



Nota: El esquema está realizado a elaboración propia, en base a los flujos de ingreso y salida presente en los condensadores barométricos para la condensación del vapor

- Para el balance de masas en los condensadores barométricos, se precisa el valor del vapor obtenidos del cálculo ya realizado en los tachos y evaporador; la cantidad de agua de enfriamiento para la saturación del vapor se midió con el flujómetro ultrasónico portátil. Posteriormente se obtiene la cantidad del condensado total evacuado por el condensador barométrico, el valor del aire removido no se considera ya que es casi despreciable, obteniendo así la cantidad de condensado resultante por todos los condensadores a ser considerado para la recuperación y recirculación, como en el esquema mostrado en la Figura 6.
- Se realizan los cálculos para la cantidad de bagazo que ingresa para la combustión en el hogar de la caldera, con los datos de humedad y características químicas como Carbono, Hidrógeno, Nitrógeno, Azufre total y Oxígeno; se obtiene la cantidad de gases de combustión y aire necesario para la combustión del bagazo. Los datos necesarios son la temperatura ambiente y la humedad relativa, y el exceso de aire registrado en las tablas de registro de operación por los operadores de las calderas, dando como resultado la cantidad de ceniza.
- Una vez recopilado la información de la cantidad de agua que requieren los lavadores de gases y tolvas para remover las cenizas, se seleccionan las mallas de los filtros para separar la ceniza del agua y derivarlos a los decantadores para remover las partículas más pequeñas, de esta manera por reboce obtenemos agua con un mínimo de solidos totales en suspensión y apto para ser bombeados a los condensadores barométricos, continuando a los equipos de remoción de gases en el área de Generación de Vapor.
- Con la disposición de los equipos del sistema de tratamiento de ceniza, se obtiene un circuito cerrado con la finalidad de reducir el consumo de agua de rio y evita la contaminación de estas por las aguas residuales proveniente del área de Generación de Vapor, además que las cenizas

filtradas serán utilizadas como parte de fertilizantes para las hectáreas de caña.

3.3.1.5. Determinación de variables, indicadores y costos

Se determinaron las variables iniciales del consumo de agua de enfriamiento para los condensadores barométricos, la cantidad de condensado vertido a los drenajes y la cantidad de aguas residuales del área de Generación de Vapor derivadas a los drenajes, con la implementación del sistema de circuito cerrado para el tratamiento de agua con ceniza se obtienen los nuevos valores sobre el ahorro del consumo de agua de inyección en los condensadores, teniendo la premisa impuesta por la Ley N° 29338, ley de recursos hídricos, para el uso eficiente del agua.

Se realizó la evaluación de los costos económicos de los materiales y equipos que se requieren para la implementación del sistema de tratamiento de ceniza.

3.3.2. Aplicación de metodología

Para el balance de masas realizadas en la empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A. se considera los siguientes puntos:

- El cálculo se realizará para una molienda efectiva de 4000 Tonelada de Caña Molida al Día, lo que posteriormente servirá para determinar la producción de bagazo y quema de bagazo, estimando así la cantidad de ceniza producto de la combustión del bagazo.
- Las horas efectivas de molienda y producción de azúcar se dé un promedio aproximado de 23 horas debido a algunas paradas imprevistas, en el caso de área de Generación de Vapor se considerará un funcionamiento de 24 horas seguidas.
- Para los cálculos de la cantidad de ceniza se utilizará la composición química del bagazo seco: Carbono = 47%, Hidrógeno = 6.5%, Oxígeno = 44% y Ceniza en bagazo = 2.5%; considerando la humedad de bagazo entre 48% a 52% para obtener la composición húmeda.
- Los datos de medición del grado Brix y Pureza de los jugos, mieles, jarabe, masas y semillas. Son los datos promedios de 2019 tomados de los reportes del área de calidad. Los datos reales de los equipos de producción de azúcar se tomaron de los instrumentos de medición

enlazados al sistema SCADA y de los instrumentos portátiles de uso eventual para el proyecto.

- El consumo de agua para los lavadores de gases y tolvas para la remoción de las cenizas se tomaron del registro del flujómetro existente en la línea de salida de las bombas en el área de Generación de Vapor.
- Los datos de operación de la caldera se toman del SCADA y reportes de los operadores de calderas las cuales manejan por hora y diario.

Las fórmulas usadas son la recopilación de los libros azucareros, “Ingeniería de la Caña de Azúcar” de Peter Rain, “Manual para Ingenios Azucareros” de Hugot y “Calderas a Bagazo” de Carlos Alderetes.

3.3.2.1. Producción de jugo y vapor en el evaporador efecto v

- Cálculo del balance de sólidos en el evaporador

$$\dot{m}_{ji} \times \text{°Bx}_{ji} = \dot{m}_{ji+1} \times \text{°Bx}_{ji+1} \quad (3.8)$$

Donde:

\dot{m}_{ji} = Flujo de jugo de ingreso al evaporador Tn/h

\dot{m}_{ji+1} = Flujo de jugo (o jarabe) de salida del evaporador Tn/h

°Bx_{ji} = Grado Brix de concentración en el jugo de ingreso al evaporador %

°Bx_{ji+1} = Grado Brix de concentración en el jugo de salida del evaporador %

- Cálculo del balance de masas para determinar el flujo de vapor producido en el evaporador

$$\dot{m}_{ji} = \dot{m}_{ji+1} + \dot{m}_{v+1} \quad (3.9)$$

Donde:

\dot{m}_{ji} = Flujo de jugo de ingreso al evaporador Tn/h

\dot{m}_{ji+1} = Flujo de jugo (o jarabe) de salida del evaporador Tn/h

\dot{m}_{v+1} = Flujo de vapor de salida del evaporador Tn/h

3.3.2.2. Producción de masas y vapor en los tachos

- Cálculo de sólidos en jarabe (Producto de salida del evaporador efecto V)

$$S_{ja} = \text{°Bx}_{ja} \times \dot{m}_{ja} \quad (3.10)$$

Donde:

S_{ja} = Sólidos presentes en el jarabe Tn/h

°Bx_{ja} = Grados brix de concentración en el jarabe %

\dot{m}_{ja} = Flujo de jarabe de ingreso Tn/h

- Cálculo del balance general en cocimientos

$$Y_{azu} = \frac{Pza_{ja} - Pza_{mielC}}{(Pza_{ja} - Pza_{mielC}) + (Pza_{azu} - Pza_{ja})} \quad (3.11)$$

$$Y_{mielC} = \frac{Pza_{azu} - Pza_{ja}}{(Pza_{ja} - Pza_{mielC}) + (Pza_{azu} - Pza_{ja})} \quad (3.12)$$

$$S_{azu} = S_{ja} \times Y_{azu} \quad (3.13)$$

$$S_{mielC} = S_{ja} \times Y_{mielC} \quad (3.14)$$

Donde:

Y_{azu} = %Sólidos de azúcar / % Sólidos de jarabe

Y_{mielC} = %Sólidos de miel C / % Sólidos de jarabe

Pza_{ja} = Pureza presente en el jarabe %

Pza_{mielC} = Pureza presente en la miel C %

Pza_{azu} = Pureza presente en el azúcar %

S_{azu} = Sólidos presentes en el azúcar Tn/h

S_{ja} = Sólidos presentes en el jarabe Tn/h

- Cálculo de balance de masas en la Centrifuga Masa A

$$X_{\text{azu}} = \frac{Pza_{\text{masaA}} - Pza_{\text{mielA}}}{(Pza_{\text{masaA}} - Pza_{\text{mielA}}) + (Pza_{\text{azu}} - Pza_{\text{mielA}})} \quad (3.15)$$

$$X_{\text{mielA}} = \frac{Pza_{\text{azu}} - Pza_{\text{masaA}}}{(Pza_{\text{masaA}} - Pza_{\text{mielA}}) + (Pza_{\text{azu}} - Pza_{\text{mielA}})} \quad (3.16)$$

$$Y_{\text{masaA}} = \frac{Y_{\text{azu}}}{X_{\text{azu}}} \quad (3.17)$$

$$Y_{\text{mielA}} = Y_{\text{masaA}} - Y_{\text{azu}} \quad (3.18)$$

$$S_{\text{masaA}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{masaA}} \quad (3.19)$$

$$S_{\text{mielA}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{mielA}} \quad (3.20)$$

Donde:

X_{azu} = % Sólido de azúcar / % Sólido de masa A

X_{mielA} = % Sólido de miel A / % Sólido de masa A

Pza_{masaA} = Pureza presente en la masa A %

Pza_{mielA} = Pureza presente en la miel A %

Pza_{azu} = Pureza presente en el azúcar %

Y_{masaA} = % Sólido de masa A / % Sólido de jarabe

Y_{mielA} = % Sólido de miel A / % Sólido de jarabe

S_{masaA} = Sólidos presentes en la masa A Tn/h

S_{mielA} = Sólidos presentes en la miel A Tn/h

- Cálculo de balance de masas en el Tacho A

$$X_{\text{magmaB}} = \frac{P_{\text{za}_{\text{masaA}}} - P_{\text{za}_{\text{ja}}}}{(P_{\text{za}_{\text{masaA}}} - P_{\text{za}_{\text{ja}}}) + (P_{\text{za}_{\text{magmaB}}} - P_{\text{za}_{\text{masaA}}})} \quad (3.21)$$

$$X_{\text{ja}} = \frac{P_{\text{za}_{\text{magmaB}}} - P_{\text{za}_{\text{masaA}}}}{(P_{\text{za}_{\text{masaA}}} - P_{\text{za}_{\text{ja}}}) + (P_{\text{za}_{\text{magmaB}}} - P_{\text{za}_{\text{masaA}}})} \quad (3.22)$$

$$Y_{\text{magmaB}} = X_{\text{magmaB}} \times Y_{\text{masaA}} \quad (3.23)$$

$$Y_{\text{ja}} = Y_{\text{masaA}} \times X_{\text{ja}} \quad (3.24)$$

$$S_{\text{magmaB}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{magmaB}} \quad (3.25)$$

$$S_{\text{ja}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{ja}} \quad (3.26)$$

Donde:

X_{magmaB} = % Sólido de magma B / % Sólido de masa A

X_{ja} = % Sólido de jarabe a masa A / % Sólido de masa A

Y_{magmaB} = % Sólido de magma B / % Sólido de jarabe

Y_{ja} = % Sólido de jarabe a masa A / % Sólido de jarabe

S_{magmaB} = Sólidos presentes en el magma B Tn/h

S_{ja} = Sólidos presentes de jarabe a masa A Tn/h

- Cálculo de flujos de entrada y salida y agua evaporada en Tacho A

$$\dot{m}_{\text{ja}} = \frac{S_{\text{ja}}}{\text{°B}X_{\text{ja}}} \quad (3.27)$$

$$\dot{m}_{\text{magmaB}} = \frac{S_{\text{magmaB}}}{\text{°BX}_{\text{magmaB}}} \quad (3.28)$$

$$\dot{m}_{\text{masaA}} = \frac{S_{\text{masaA}}}{\text{°BX}_{\text{masaA}}} \quad (3.29)$$

$$\dot{m}_{\text{EvA}} = (\dot{m}_{\text{ja}} + \dot{m}_{\text{magmaB}} - \dot{m}_{\text{masaA}}) \times f_{\text{cor.}} \quad (3.30)$$

Donde:

\dot{m}_{ja} = Flujo de jarabe a masa A de ingreso Tn/h

\dot{m}_{magmaB} = Flujo de magma B de ingreso Tn/h

\dot{m}_{masaA} = Flujo de masa A de salida Tn/h

\dot{m}_{EvA} = Flujo de evaporación de salida del Tacho A Tn/h

$f_{\text{cor.}}$ = Factor de corrección (1.07)

- Cálculo de balance de masas en la Centrifuga Masa B

$$X_{\text{magmaB}} = \frac{P_{\text{za}_{\text{masaB}}} - P_{\text{za}_{\text{mielB}}}}{(P_{\text{za}_{\text{masaB}}} - P_{\text{za}_{\text{mielB}}}) + (P_{\text{za}_{\text{magmaB}}} - P_{\text{za}_{\text{masaB}}})} \quad (3.31)$$

$$X_{\text{mielB}} = \frac{P_{\text{za}_{\text{magmaB}}} - P_{\text{za}_{\text{masaB}}}}{(P_{\text{za}_{\text{masaB}}} - P_{\text{za}_{\text{mielB}}}) + (P_{\text{za}_{\text{magmaB}}} - P_{\text{za}_{\text{masaB}}})} \quad (3.32)$$

$$Y_{\text{masaB}} = \frac{Y_{\text{magmaB}}}{X_{\text{magmaB}}} \quad (3.33)$$

$$Y_{\text{mielB}} = Y_{\text{masaB}} - Y_{\text{magmaB}} \quad (3.34)$$

$$S_{\text{masaB}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{masaB}} \quad (3.35)$$

$$S_{mielB} = S_{ja} \times Y_{mielB} \quad (3.36)$$

Donde:

$$X_{magmaB} = \% \text{ Sólido de magma B} / \% \text{ Sólido de masa B}$$

$$X_{mielB} = \% \text{ Sólido de miel B} / \% \text{ Sólido de masa B}$$

$$Pza_{masaB} = \text{Pureza presente en la masa B \%}$$

$$Pza_{mielB} = \text{Pureza presente en la miel B \%}$$

$$Pza_{magmaB} = \text{Pureza presente en magma B\%}$$

$$Y_{masaB} = \% \text{ Sólido de masa B} / \% \text{ Sólido de jarabe}$$

$$Y_{mielB} = \% \text{ Sólido de miel B} / \% \text{ Sólido de jarabe}$$

$$S_{masaB} = \text{Sólidos presentes en la masa B Tn/h}$$

$$S_{mielB} = \text{Sólidos presentes en la miel B Tn/h}$$

- Cálculo de balance de masas en el Tacho B

$$X_{magmaC} = \frac{Pza_{masaB} - Pza_{mielA}}{(Pza_{masaB} - Pza_{mielA}) + (Pza_{magmaC} - Pza_{masaB})} \quad (3.37)$$

$$X_{mielA-B} = \frac{Pza_{magmaC} - Pza_{masaB}}{(Pza_{masaB} - Pza_{mielA}) + (Pza_{magmaC} - Pza_{masaB})} \quad (3.38)$$

$$Y_{magmaC} = X_{magmaC} \times Y_{masaB} \quad (3.39)$$

$$Y_{mielA-B} = Y_{masaB} - Y_{magmaC} \quad (3.40)$$

$$S_{magmaC} = S_{ja} \times Y_{magmaC} \quad (3.41)$$

$$S_{mielA-B} = S_{ja} \times Y_{mielA-B} \quad (3.42)$$

Donde:

X_{magmaC} = % Sólido de magma C / % Sólido de masa B

$X_{\text{mielA-B}}$ = % Sólido de miel A en masa B / % Sólido de masa B

Y_{magmaC} = % Sólido de magma C / % Sólido de jarabe

$Y_{\text{mielA-B}}$ = % Sólido de miel A en masa B / % Sólido de jarabe

S_{magmaC} = Sólidos presentes en el magma C Tn/h

$S_{\text{mielA-B}}$ = Sólidos presentes de miel A en masa B Tn/h

- Cálculo de flujos de entrada y salida y agua evaporada en Tacho B

$$\dot{m}_{\text{mielA-B}} = \frac{S_{\text{mielA-B}}}{\text{°BX}_{\text{mielA}}} \quad (3.43)$$

$$\dot{m}_{\text{magmaC}} = \frac{S_{\text{magmaC}}}{\text{°BX}_{\text{magmaC}}} \quad (3.44)$$

$$\dot{m}_{\text{masaB}} = \frac{S_{\text{masaB}}}{\text{°BX}_{\text{masaB}}} \quad (3.45)$$

$$\dot{m}_{\text{EvB}} = (\dot{m}_{\text{mielA-B}} + \dot{m}_{\text{magmaC}} - \dot{m}_{\text{masaB}}) \times f_{\text{cor.}} \quad (3.46)$$

Donde:

$\dot{m}_{\text{mielA-B}}$ = Flujo de miel A en masa B de ingreso Tn/h

\dot{m}_{magmaC} = Flujo de magma C de ingreso Tn/h

\dot{m}_{masaB} = Flujo de masa B de salida Tn/h

\dot{m}_{EvB} = Flujo de evaporación de salida del Tacho B Tn/h

$f_{\text{cor.}}$ = Factor de corrección (1.07)

- Cálculo de balance de masas en la Centrifuga Masa C

$$Y_{\text{masaC}} = Y_{\text{magmaC}} + Y_{\text{mielC}} \quad (3.47)$$

$$S_{\text{masaC}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{masaC}} \quad (3.48)$$

Donde:

$Y_{\text{masaC}} = \% \text{ Sólido de masa C} / \% \text{ Sólido de jarabe}$

$S_{\text{masaC}} = \text{Sólidos presentes en la masa C Tn/h}$

- Cálculo de balance de masas en el Tacho C

$$X_{\text{sem2-C}} = \frac{Pza_{\text{masaC}} - Pza_{\text{mielB}}}{(Pza_{\text{masaC}} - Pza_{\text{mielB}}) + (Pza_{\text{sem2}} - Pza_{\text{masaC}})} \quad (3.49)$$

$$X_{\text{mielB-C}} = \frac{Pza_{\text{sem2}} - Pza_{\text{masaC}}}{(Pza_{\text{masaC}} - Pza_{\text{mielB}}) + (Pza_{\text{sem2}} - Pza_{\text{masaC}})} \quad (3.50)$$

$$Y_{\text{sem2-C}} = Y_{\text{masaC}} - Y_{\text{mielB-C}} \quad (3.51)$$

$$Y_{\text{mielB-C}} = X_{\text{mielB-C}} \times Y_{\text{masaC}} \quad (3.52)$$

$$S_{\text{sem2-C}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{sem2-C}} \quad (3.53)$$

$$S_{\text{mielB-C}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{mielB-C}} \quad (3.54)$$

Donde:

$X_{\text{sem2-C}} = \% \text{ Sólido de semilla 2 en masa C} / \% \text{ Sólido de masa C}$

$X_{\text{mielB-C}} = \% \text{ Sólido de miel B en masa C} / \% \text{ Sólido de masa C}$

$Y_{\text{sem2-C}} = \% \text{ Sólido de semilla 2 en masa C} / \% \text{ Sólido de jarabe}$

$Y_{\text{mielB-C}} = \% \text{ Sólido de miel B en masa C} / \% \text{ Sólido de jarabe}$

$S_{\text{sem2-C}} = \text{Sólidos presentes en la semilla 2 en masa C Tn/h}$

$S_{\text{mielB-C}} = \text{Sólidos presentes de miel B en masa C Tn/h}$

- Cálculo de flujos de entrada y salida y agua evaporada en Tacho C

$$\dot{m}_{\text{sem2-C}} = \frac{S_{\text{sem2-C}}}{\text{°BX}_{\text{sem2}}} \quad (3.55)$$

$$\dot{m}_{\text{mielB-C}} = \frac{S_{\text{mielB-C}}}{\text{°BX}_{\text{mielB}}} \quad (3.56)$$

$$\dot{m}_{\text{masaC}} = \frac{S_{\text{masaC}}}{\text{°BX}_{\text{masaC}}} \quad (3.57)$$

$$\dot{m}_{\text{EvC}} = (\dot{m}_{\text{sem2-C}} + \dot{m}_{\text{mielB-C}} - \dot{m}_{\text{masaC}}) \times f_{\text{cor.}} \quad (3.58)$$

Donde:

$\dot{m}_{\text{sem2-C}}$ = Flujo de semilla 2 en masa C de ingreso Tn/h

$\dot{m}_{\text{mielB-C}}$ = Flujo de miel B en masa C de ingreso Tn/h

\dot{m}_{masaC} = Flujo de masa C de salida Tn/h

\dot{m}_{EvC} = Flujo de evaporación de salida del Tacho C Tn/h

$f_{\text{cor.}}$ = Factor de corrección (1.07)

- Cálculo de balance de masas en el Semillero 2

$$Y_{\text{mielB-sem2}} = Y_{\text{mielB}} - Y_{\text{mielB-C}} \quad (3.59)$$

$$Y_{\text{sem1-sem2}} = Y_{\text{sem2-C}} - Y_{\text{mielB-sem2}} \quad (3.60)$$

$$S_{\text{mielB-sem2}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{mielB-sem2}} \quad (3.61)$$

$$S_{\text{sem1-sem2}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{sem1-sem2}} \quad (3.62)$$

Donde:

$Y_{\text{mielB-sem2}}$ = % Sólido de miel B en semilla 2 / % Sólido de jarabe

$Y_{\text{sem1-sem2}}$ = % Sólido de semilla 1 en semilla 2 / % Sólido de jarabe

$S_{\text{mielB-sem2}}$ = Sólidos presentes en la miel B en semilla 2 Tn/h

$S_{\text{sem1-sem2}}$ = Sólidos presentes de semilla 1 en semilla 2 Tn/h

- Cálculo de flujos de entrada y salida y agua evaporada en Semillero 2

$$\dot{m}_{\text{sem1-sem2}} = \frac{S_{\text{sem1-sem2}}}{^{\circ}\text{BX}_{\text{sem1}}} \quad (3.63)$$

$$\dot{m}_{\text{mielB-sem2}} = \frac{S_{\text{mielB-sem2}}}{^{\circ}\text{BX}_{\text{mielB}}} \quad (3.64)$$

$$\dot{m}_{\text{sem2}} = \frac{S_{\text{sem2}}}{^{\circ}\text{BX}_{\text{sem2}}} \quad (3.65)$$

$$\dot{m}_{\text{Evsem2}} = (\dot{m}_{\text{sem1-sem2}} + \dot{m}_{\text{mielB-sem2}} - \dot{m}_{\text{sem2}}) \times f_{\text{cor.}} \quad (3.66)$$

Donde:

$\dot{m}_{\text{sem1-sem2}}$ = Flujo de semilla 1 en semilla 2 de ingreso Tn/h

$\dot{m}_{\text{mielB-sem2}}$ = Flujo de miel B en semilla 2 de ingreso Tn/h

\dot{m}_{sem2} = Flujo de semilla 2 de salida Tn/h

\dot{m}_{Evsem2} = Flujo de evaporación de salida del Semillero 2 Tn/h

$f_{\text{cor.}}$ = Factor de corrección (1.07)

- Cálculo de balance de masas en el Semillero 1

$$Y_{\text{ja-sem1}} = 100 - Y_{\text{ja}} \quad (3.67)$$

$$Y_{\text{mielA-sem1}} = Y_{\text{sem1-sem2}} - Y_{\text{ja-sem1}} \quad (3.68)$$

$$S_{ja-sem1} = S_{ja} \times Y_{ja-sem1} \quad (3.69)$$

$$S_{mielA-sem1} = S_{ja} \times Y_{mielA-sem1} \quad (3.70)$$

Donde:

$Y_{ja-sem1}$ = % Sólido de jarabe en semilla 1 / % Sólido de jarabe

$Y_{mielA-sem1}$ = % Sólido de miel A en semilla 1 / % Sólido de jarabe

$S_{ja-sem1}$ = Sólidos presentes en el jarabe en semilla 1 Tn/h

$S_{mielA-sem1}$ = Sólidos presentes de miel A en semilla 1 Tn/h

- Cálculo de flujos de entrada y salida y agua evaporada en Semillero 1

$$\dot{m}_{ja-sem1} = \frac{S_{ja-sem1}}{^{\circ}BX_{ja}} \quad (3.71)$$

$$\dot{m}_{mielA-sem1} = \frac{S_{mielA-sem1}}{^{\circ}BX_{mielA}} \quad (3.72)$$

$$\dot{m}_{sem1} = \frac{S_{sem1}}{^{\circ}BX_{sem1}} \quad (3.73)$$

$$\dot{m}_{Evsem1} = (\dot{m}_{ja-sem1} + \dot{m}_{mielA-sem1} - \dot{m}_{sem1}) \times f_{cor.} \quad (3.74)$$

Donde:

$\dot{m}_{ja-sem1}$ = Flujo de jarabe en semilla 1 de ingreso Tn/h

$\dot{m}_{mielA-sem1}$ = Flujo de miel A en semilla 1 de ingreso Tn/h

\dot{m}_{sem1} = Flujo de semilla 1 de salida Tn/h

\dot{m}_{Evsem1} = Flujo de evaporación de salida del Semillero 1 Tn/h

$f_{cor.}$ = Factor de corrección (1.07)

- Flujo total de evaporación

$$\dot{m}_{\text{evap.total}} = (\dot{m}_{\text{evA}} + \dot{m}_{\text{evB}} + \dot{m}_{\text{evC}} + \dot{m}_{\text{evsem2}} + \dot{m}_{\text{evsem1}}) \quad (3.75)$$

Donde:

$\dot{m}_{\text{evap.total}}$ = Flujo de evaporación total Tn/h

\dot{m}_{evA} = Flujo de evaporación de salida del Tacho A Tn/h

\dot{m}_{evB} = Flujo de evaporación de salida del Tacho B Tn/h

\dot{m}_{evC} = Flujo de evaporación de salida del Tacho C Tn/h

\dot{m}_{evsem2} = Flujo de evaporación de salida del Semillero 2 Tn/h

\dot{m}_{evsem1} = Flujo de evaporación de salida del Semillero 1 Tn/h

3.3.2.3. Balance de materia y energía en condensadores barométricos

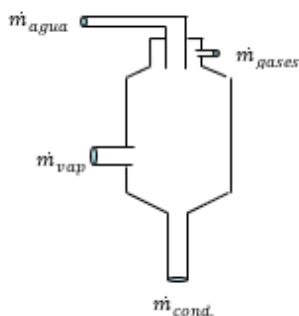
$$\dot{m}_{\text{vap}} + \dot{m}_{\text{agua}} = \dot{m}_{\text{gases}} + \dot{m}_{\text{cond.}} \quad (3.76)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{vap}} \times h_{\text{vap}} + \dot{m}_{\text{agua}} \times (C_{p\text{agua}} \times T^{\circ}_{\text{agua}}) \\ = \dot{m}_{\text{gases}} \times h_{\text{gases}} + \dot{m}_{\text{cond.}} \times (C_{p\text{cond.}} \times T^{\circ}_{\text{condensado}}) \end{aligned} \quad (3.77)$$

Se desprecia la entalpía de los gases incondensables, debido a que es un valor mínimo:

Figura 8

Balance de masas en condensadores barométricos



Nota: El esquema está realizado a elaboración propia, en base a los flujos de ingreso y salida presente en los condensadores barométricos para la condensación del vapor

$$\dot{m}_{\text{vap}} \times h_{\text{vap}} + \dot{m}_{\text{agua}} \times (C_{p_{\text{agua}}} \times T^{\circ}_{\text{agua}}) = \dot{m}_{\text{cond.}} \times (C_{p_{\text{cond.}}} \times T^{\circ}_{\text{cond.}}) \quad (3.78)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{vap}} \times h_{\text{vap}} + \dot{m}_{\text{agua}} \times (C_{p_{\text{agua}}} \times T^{\circ}_{\text{agua}}) \\ = (\dot{m}_{\text{vap}} + \dot{m}_{\text{agua}}) \times (C_{p_{\text{cond.}}} \times T^{\circ}_{\text{cond.}}) \end{aligned} \quad (3.79)$$

$$\dot{m}_{\text{vap}} \times (h_{\text{vap}} - (C_{p_{\text{agua}}} \times T^{\circ}_{\text{cond.}})) = \dot{m}_{\text{agua}} \times C_{p_{\text{cond.}}} \times (T^{\circ}_{\text{cond.}} - T^{\circ}_{\text{agua}}) \quad (3.80)$$

$$W = \frac{\dot{m}_{\text{vap}} \times (h_{\text{vap}} - (C_{p_{\text{agua}}} \times T^{\circ}_{\text{cond.}}))}{C_{p_{\text{cond.}}} \times (T^{\circ}_{\text{cond.}} - T^{\circ}_{\text{agua}})} \quad (3.81)$$

Donde:

\dot{m}_{vap} = Flujo de vapor de ingreso al condensador Tn/h

\dot{m}_{agua} = Flujo de agua de ingreso al condensador Tn/h

$\dot{m}_{\text{cond.}}$ = Flujo de condensado de salida del condensador Tn/h

T°_{agua} = Temperatura de agua de inyección al condensador °C

$T^{\circ}_{\text{cond.}}$ = Temperatura de condensado de salida del condensador °C

h_{vap} = Entalpía de vapor de ingreso al condensador KJ/Kg

$C_{p_{\text{agua}}}$ = Capacidad calórica específica del agua KJ/Kg

$C_{p_{\text{cond.}}}$ = Capacidad calórica específica del condensado KJ/Kg

3.3.2.4. Cálculo de bagazo producido por molienda y bagazo

$$TCH = \frac{TCD}{HME} \quad (3.82)$$

$$TBH = TCH \times \text{Bagazo}\% \text{Caña} \quad (3.83)$$

$$Tn_{\text{bagazo quem}} = Tn_{\text{bagazo ant}} + Tn_{\text{bagazo prod}} - Tn_{\text{bagazo desp}} - Tn_{\text{bagazo stock}} \quad (3.84)$$

$$Tn_{\text{bagazo quem}} = \frac{Tn_{\text{vapor prod}}}{\text{Ratio}_{\text{generación}}} \quad (3.85)$$

$$\text{Ratio}_{\text{generación}} = \frac{Tn_{\text{vapor}}}{Tn_{\text{bagazo}}} \quad (3.86)$$

Donde:

HME	= Horas de molienda efectiva hr
TCD	= Tonelada de caña molida por día Tn/día
TCH	= Tonelada de caña molida por hora Tn/hr
TBH	= Tonelada de bagazo producido por hora Tn/hr
Bagazo%Caña	= Porcentaje de bagazo contenido en caña %
$Tn_{\text{bagazo quem}}$	= Tonelada de bagazo quemado en la caldera
$Tn_{\text{bagazo ant}}$	= Tonelada de bagazo de stock anterior
$Tn_{\text{bagazo prod}}$	= Tonelada de bagazo producido en molienda
$Tn_{\text{bagazo desp}}$	= Tonelada de bagazo vendido o despachado
$Tn_{\text{bagazo stock}}$	= Tonelada de bagazo stock en patio
$Tn_{\text{vapor prod}}$	= Tonelada de vapor producido Tn/hr
$\text{Ratio}_{\text{generación}}$	= Ratio de generación de la caldera Tn vapor/Tn bagazo

3.3.2.5. Cálculo de balance de masas en el hogar de la caldera

Los balances de masas de la combustión están referidos a 1 kg de bagazo y los volúmenes de gases y aire se expresan en las condiciones normales (Nm³: 0°C y 760 mm Hg o 1.014 bar).

Disposición química del bagazo, basado en los datos brindados por Peter Rain se tiene:

- Carbono = 47%
- Hidrógeno = 6.5%
- Oxígeno = 44%

- Ceniza = 2.5%

1 kg bagazo seco = C + H + O + Cz (kg)

- Cálculo de la composición química del bagazo húmedo

$$C' = C \times (1 - W) \quad (3.87)$$

$$H' = H \times (1 - W) \quad (3.88)$$

$$O' = O \times (1 - W) \quad (3.89)$$

$$Cz' = Cz \times (1 - W) \quad (3.90)$$

Donde:

C' = Carbono contenido en bagazo húmedo $\frac{\text{Kg C}}{\text{Kg bagazo}}$

H' = Hidrógeno contenido en bagazo húmedo $\frac{\text{Kg H}}{\text{Kg bagazo}}$

O' = Oxígeno contenido en bagazo húmedo $\frac{\text{Kg O}}{\text{Kg bagazo}}$

Cz' = Ceniza contenida en bagazo húmedo $\frac{\text{Kg Cz}}{\text{Kg bagazo}}$

- Cálculo del oxígeno mínimo

$$G_{Omin} = 2.696xC + 7.937xH - O \quad (3.91)$$

$$V_{Omin} = 1.864xC + 5.556xH - 0.7xO \quad (3.92)$$

Donde:

G_{Omin} = Peso de oxígeno mínimo $\frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kg bagazo}}$

$$V_{O_{\min}} = \text{Volumen de oxígeno mínimo} \frac{\text{Nm}^3 \text{ O}_2}{\text{Kg bagazo}}$$

- Cálculo de aire mínimo (seco)

$$G_{\text{airemin}} = \frac{O_{\min}}{0.232} \quad (3.93)$$

$$V_{\text{airemin}} = \frac{V_{O_{\min}}}{0.21} \quad (3.94)$$

Donde:

$$G_{\text{airemin}} = \text{Peso de aire seco mínimo} \frac{\text{Kg aire seco min}}{\text{Kg bagazo}}$$

$$V_{\text{airemin}} = \text{Volumen de aire seco mínimo} \frac{\text{Nm}^3 \text{ aire seco min}}{\text{Kg bagazo}}$$

- Cálculo de aire seco real

$$G_{\text{aireseco}} = \lambda \times G_{\text{airemin}} \quad (3.95)$$

$$V_{\text{aireseco}} = \lambda \times V_{\text{airemin}} \quad (3.96)$$

Donde:

$$G_{\text{aireseco}} = \text{Peso de aire seco} \frac{\text{Kg aire seco}}{\text{Kg bagazo}}$$

$$V_{\text{aireseco}} = \text{Volumen de aire seco} \frac{\text{Nm}^3 \text{ aire seco}}{\text{Kg bagazo}}$$

λ = Exceso de aire %

- Cálculo de aire húmedo real

$$X = 0.622 \times \frac{P_s}{\frac{P}{\phi} - P_s} \quad (3.97)$$

$$f = \varphi \times \frac{P_s}{P - P_s} \quad (3.98)$$

$$G_{\text{airehúmedo}} = G_{\text{aireseco}}(1 + X) \quad (3.99)$$

$$V_{\text{airehúmedo}} = V_{\text{aireseco}}(1 + f) \quad (3.100)$$

Donde:

x = Relación de agua contenida en aire seco $\frac{\text{Kg agua}}{\text{Kg aire seco}}$

f = Relación de volumen de agua contenida en aire seco

$\frac{\text{Nm}^3 \text{ agua}}{\text{Nm}^3 \text{ aire seco}}$

φ = Humedad relativa en el aire % a temperatura ambiente

P_s = Presión de saturación del vapor de agua mbar

P = Presión de la mezcla aire seco - agua (presión atmosférica)

mbar

$G_{\text{airehumedo}}$ = Peso de aire húmedo $\frac{\text{Kg aire humedo}}{\text{Kg bagazo}}$

$V_{\text{airehumedo}}$ = Volumen de aire húmedo $\frac{\text{Nm}^3 \text{ aire humedo}}{\text{Kg bagazo}}$

- Cálculo de CO₂ (resultante de la combustión + contenido en el aire atmosférico)

$$G_{\text{CO}_2} = 3.664xC + 0.0004G_{\text{aireseco}} \quad (3.101)$$

$$V_{\text{CO}_2} = 1.864xC + 0.0003V_{\text{aireseco}} \quad (3.102)$$

Donde:

G_{CO_2} = Peso de CO₂ $\frac{\text{Kg CO}_2}{\text{Kg bagazo}}$

V_{CO_2} = Volumen de CO₂ $\frac{\text{Nm}^3 \text{ CO}_2}{\text{Kg bagazo}}$

- Cálculo de H₂O (formada por combustión + humedad bagazo + humedad ambiental)

$$G_{H_2O} = 8.937xH + W + XG_{aireseco} \quad (3.103)$$

$$V_{H_2O} = 11.2xH + 1.244xW + fxV_{aireseco} \quad (3.104)$$

Donde:

$$G_{H_2O} = \text{Peso de H}_2\text{O} \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg bagazo}}$$

$$V_{H_2O} = \text{Volumen de H}_2\text{O} \frac{\text{Nm}^3 \text{ H}_2\text{O}}{\text{Kg bagazo}}$$

- Cálculo de O₂ (aportado - consumido)

$$G_{O_2} = 0.232(\lambda - 1)G_{airemin} \quad (3.205)$$

$$V_{O_2} = V_{Omin}(\lambda - 1) \quad (3.106)$$

Donde:

$$G_{O_2} = \text{Peso de O}_2 \frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kg bagazo}}$$

$$V_{O_2} = \text{Volumen de O}_2 \frac{\text{Nm}^3 \text{ O}_2}{\text{Kg bagazo}}$$

- Cálculo de N₂ (preveniente del aire ambiental)

$$G_{N_2} = 0.7548G_{airseco} \quad (3.107)$$

$$V_{N_2} = \frac{79\lambda V_{Omin}}{21} \quad (3.108)$$

Donde:

$$G_{N_2} = \text{Peso de } N_2 \frac{\text{Kg } N_2}{\text{Kg bagazo}}$$

$$V_{N_2} = \text{Volumen de } N_2 \frac{\text{Nm}^3 N_2}{\text{Kg bagazo}}$$

- Cálculo de Ar (preveniente del aire ambiental)

$$G_{Ar} = 0.0127G_{\text{aireseco}} \quad (3.109)$$

$$V_{Ar} = 0.0092V_{\text{aireseco}} \quad (3.100)$$

Donde:

$$G_{Ar} = \text{Peso de Ar} \frac{\text{Kg Ar}}{\text{Kg bagazo}}$$

$$V_{Ar} = \text{Volumen de Ar} \frac{\text{Nm}^3 \text{ Ar}}{\text{Kg bagazo}}$$

- Cálculo de gases húmedos

$$G_{\text{gases húmedos}} = G_{CO_2} + G_{H_2O} + G_{O_2} + G_{N_2} + G_{Ar} \quad (3.111)$$

$$V_{\text{gases húmedos}} = V_{CO_2} + V_{H_2O} + V_{O_2} + V_{N_2} + V_{Ar} \quad (3.112)$$

Donde:

$$G_{\text{gases húmedos}} = \text{Peso de gases húmedos} \frac{\text{Kg gases húmedos}}{\text{Kg bagazo}}$$

$$V_{\text{gases húmedos}} = \text{Volumen de gases húmedos} \frac{\text{Nm}^3 \text{ gases húmedos}}{\text{Kg bagazo}}$$

- Cálculo de gases secos

$$G_{\text{gases secos}} = G_{\text{gases húmedos}} - G_{H_2O} \quad (3.113)$$

$$V_{\text{gases secos}} = V_{\text{gases húmedos}} - V_{H_2O} \quad (3.114)$$

Donde:

$$G_{\text{gases secos}} = \text{Peso de gases secos} \frac{\text{Kg gases secos}}{\text{Kg bagazo}}$$

$$V_{\text{gases secos}} = \text{Volumen de gases secos} \frac{\text{Nm}^3 \text{ gases secos}}{\text{Kg bagazo}}$$

- Cálculo de gases de los residuos minerales de la combustión

$$G_{\text{ceniza}} = 1 + G_{\text{aire humedo}} - G_{\text{gases humedo}} \quad (3.115)$$

Donde:

$$G_{\text{ceniza}} = \text{Peso de ceniza} \frac{\text{Kg cenizas}}{\text{Kg bagazo}}$$

$$G_{\text{aire humedo}} = \text{Peso de aire húmedo} \frac{\text{Kg aire humedo}}{\text{Kg bagazo}}$$

$$G_{\text{gases humedo}} = \text{Peso de gases húmedos} \frac{\text{Kg gases humedos}}{\text{Kg bagazo}}$$

Capítulo IV

Resultados y discusiones

4.1. Resultados

4.1.1. Balance de masas en los condensadores barométricos

El cuadro siguiente muestra los datos de la caña promedio para una molienda máxima de 4500 toneladas de caña al día.

Tabla 8

Datos de las propiedades del jugo y bagazo en proceso de molienda

parámetros	und	valor
Extracción de jugo		
Toneladas de caña por día	TCD	4,500.00
Tiempo perdido	hr	2.00
Tiempo de trabajo	hr	22.00
Toneladas de Caña por hora	TCH	204.55
Agua de imbibición (%caña)	%	25.00
Fibra (%caña)	%	11.06
% Humedad de bagazo	%	50.76
% Pol del bagazo	%	2.82
Pza del jugo residual	%	70.81
% Pol de caña de azúcar	%	13.90
Densidad de jugo	Tn/m3	1.06
°Brix de jugo mezclado	%	15.22
Pol de jugo mezclado	%	13.20
Datos iniciales en la estación de clarificación		
Cachaza (%caña)	%	5.00
Bagacillo (%caña)	%	0.75
Cal (%caña)	%	0.06
Normalidad de la lechada de cal	gr/Lt	94.00
Densidad de lechada de cal	gr/Lt	1075.00
°Brix de jugo encalado	%	14.23
°Brix de jugo filtrado	%	11.02
°Brix de jugo clarificado	%	14.43
Pol de jugo clarificad	%	12.61

Pol de cachaza		%	0.75
Pol de bagacillo		%	2.06
Calentadores			
Temperatura en el ingreso		°C	40.00
primer calentador salida		°C	70.00
Temperatura en el ingreso		°C	70.00
segundo calentador salida		°C	104.00
Temperatura en el ingreso		°C	95.00
tercer calentador salida		°C	105.00
Evaporadores			
Presión de vapor de escape		Psi	20.00
<i>(P_{manométrica})</i>			
Presión de vacío en el último efecto		Psi	-25.00
<i>(P_{manométrica})</i>			
°Brix de jugo en el último efecto		%	64.50
Tachos			
Presión de trabajo en tachos		inHg	-25.00
Temperatura inicial de jarabe		°C	26.00
Temperatura inicial de magma y mieles		°C	25.00

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los datos operacionales y de molienda brindadas por el área de calidad

Tabla 9

Datos de concentración y pureza de masas

parámetros	und	°brix	pureza
Masas			
Jarabe	%	64.50	85.00
Masa A	%	94.00	87.00
Masa B	%	95.80	74.30
Masa C	%	100.00	58.14
Miel A	%	78.30	69.50
Miel B	%	82.00	50.98
Miel C = Melaza	%	88.02	35.70

Magma B	%	88.80	92.47
Magma C	%	90.50	82.00
Primer semillamiento	%	92.20	62.50
Segundo semillamiento	%	93.14	60.61
Azúcar	%	99.88	99.42

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los datos operacionales y de molienda brindadas por el área de calidad

4.1.1.1. Producción de jugo y vapor en el evaporador efecto v

Tabla 10

Balace en el evaporador efecto v

$\dot{m}_{ja\ eva5} \left(\frac{Tn}{hr}\right)$	$\dot{m}_{vap\ eva5} \left(\frac{Tn}{hr}\right)$
48.091	20.112

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 17

4.1.1.2. Producción de masas y vapor en tachos

Tabla 11

Resultado del balance en el tacho A

tacho A	$\dot{m}_{ja} \left(\frac{Tn}{hr}\right)$	$\dot{m}_{magmaB} \left(\frac{Tn}{hr}\right)$	$\dot{m}_{masaA} \left(\frac{Tn}{hr}\right)$	$\dot{m}_{EvapA} \left(\frac{Tn}{hr}\right)$
Resultado	46.581	12.372	43.651	16.373

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 18

Tabla 12

Resultado de balance en el tacho B

tacho B	$\dot{m}_{mielA} \left(\frac{Tn}{hr}\right)$	$\dot{m}_{magmaC} \left(\frac{Tn}{hr}\right)$	$\dot{m}_{masaB} \left(\frac{Tn}{hr}\right)$	$\dot{m}_{EvapB} \left(\frac{Tn}{hr}\right)$
Resultado	15.377	8.293	20.402	3.497

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 19

Tabla 13*Resultado de balance en el tacho C*

tacho C	$\dot{m}_{\text{mielB-C}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$	$\dot{m}_{\text{sem2-C}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$	$\dot{m}_{\text{masaC}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$	$\dot{m}_{\text{EvapC}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$
Resultado	4.543	11.595	14.525	1.726

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 20

Tabla 14*Resultado de balance en el semillero 2*

semillero 2	$\dot{m}_{\text{mielB-sem2}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$	$\dot{m}_{\text{sem1-2}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$	$\dot{m}_{\text{sem2}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$	$\dot{m}_{\text{Evapsem2}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$
Resultado	5.895	6.470	11.595	0.824

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 21

Tabla 15*Resultado de balance en el semillero 1*

semillero 1	$\dot{m}_{\text{mielA-sem1}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$	$\dot{m}_{\text{ja-sem1}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$	$\dot{m}_{\text{sem1}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$	$\dot{m}_{\text{Evapsem1}} \left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$
Resultado	6.375	1.510	6.470	1.514

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 22

Tabla 16*Flujo de vapor de salida en Evaporador Efecto V y Tachos*

equipo	flujo de vapor de salida $\left(\frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$
Evaporador Efecto V	20.112
Tacho A	16.373
Tacho B	3.497

Tacho C	1.726
Semillero 1	1.514
Semillero 2	0.824
Total	6.375

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados anteriormente

4.1.1.3. Balance de materia y energía en condensadores barométricos de evaporador y tachos

Tabla 17

Datos de entalpía y temperatura de vapor en el evaporador y tachos

equipo	presión Psi@	temperatura °C	entalpía kJ/kg	flujo Tn/hr
Vapor de salida de los equipos				
Evaporador Efecto V	2.453	56.50	2602.40	20.112
Tacho A	2.453	56.50	2602.40	16.373
Tacho B	2.453	56.50	2602.40	3.497
Tacho C	2.453	56.50	2602.40	1.726
Semillero 1	2.453	56.50	2602.40	1.514
Semillero 2	2.453	56.50	2602.40	0.824

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en la presión de vacío absoluta de en los equipos de cocimientos $P_{\text{vacío}} = 2.452$ psi@, la entalpía se obtuvo del programa “Water and Steam Properties for Windows”, versión 2.0.36

Tabla 18

Datos de caudales de ingreso de agua de inyección y salida de condensado para cada equipo de condensación

equipo	Inyección de agua al condensador			Condensado de salida del condensador		
	temperatura	cp	flujo	temperatura	cp	flujo
	°C	kJ/kg	Tn/hr	°C	kJ/kg	Tn/hr
Evaporador Efecto V	24.00	4.180	840.20	38.00	4.178	860.312

Tacho A	24.00	4.180	684.00	38.00	4.178	700.373
Tacho B	24.00	4.180	146.09	38.00	4.178	149.587
Tacho C	24.00	4.180	72.11	38.00	4.178	73.836
Semillero 1	24.00	4.180	63.25	38.00	4.178	64.764
Semillero 2	24.00	4.180	34.42	38.00	4.178	35.244

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en el calor específico del agua a diferentes temperaturas del Anexo 2

4.1.2. Balance de masa en el hogar de las calderas Foster Wheeler

Tabla 19

Datos de generación de las calderas Foster Wheeler

equipo	ratio de	generación	bagazo	horas de
	generación	de vapor	quemado	
	$\frac{Tn \text{ vapor}}{Tn \text{ bagazo}}$	$\frac{Tn}{\text{día}}$	$\frac{Tn}{\text{día}}$	trabajo
				hr
Caldera FW 01	1.95	1 031.10	528.77	24
Caldera FW 03	1.95	1 005.90	515.85	24

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los datos de generación de vapor obtenido de los históricos registrados en el SCADA de los operadores de las calderas. Además, el valor del ratio de generación es información brindada por el jefe de área, Ing. Cesar Romero Rodríguez

Tabla 20

Composición química del bagazo

elemento	composición
	%
Carbono (C)	47.00
Hidrógeno (H)	6.50
Oxígeno (O)	44.00
Ceniza (Cz)	2.50

Nota: Tabla extraída del libro “Calderas a Bagazo – Proyecto, operación y mantenimiento”, Alderetes, C. (2016), p. 47. Además, el desarrollo que los balances de masas para la combustión son a 1 kg de bagazo y los volúmenes de gases y aire se expresan en condiciones normales (0°C y 760 mm Hg o 1.014 bar)

Tabla 21*Composición química del bagazo en base húmeda*

elemento	composición
	%
Carbono (C')	0.231428
Hidrógeno (H')	0.032006
Oxígeno (O')	0.216656
Ceniza (Cz')	0.012310

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basándonos en la humedad de bagazo referido en la Tabla 8, la composición química del bagazo de la Tabla 20 y las ecuaciones 3.87, 3.88, 3.89 y 3.90

Tabla 22*Valores de oxígeno mínimo y aire mínimo (seco) en la combustión del bagazo en el horno de las calderas*

elemento	característica	valor	und
Oxígeno mínimo	peso	0.6613	$\frac{\text{Kg O}_2}{\text{Kg bagazo}}$
	volumen	0.4575	$\frac{\text{Nm}^3 \text{ O}_2}{\text{Kg bagazo}}$
Aire mínimo (seco)	peso	2.8505	$\frac{\text{Kg aire seco min}}{\text{Kg bagazo}}$
	volumen	2.1788	$\frac{\text{Nm}^3 \text{ aire seco min}}{\text{Kg bagazo}}$

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basándonos en las ecuaciones 3.91, 3.92, 3.93 y 3.94

Tabla 23*Valor del aire seco real y aire húmedo real en la combustión del bagazo en el horno de las calderas*

elemento	característica	valor	und
Aire	Temperatura ambiente	24.00	°C

	Presión atmosférica	1 000.00	mbar
	Presión saturación	30.99	mbar
	Humedad relativa	76.00	%
	x	0.015003	-
	f	0.024306	-
	Exceso de aire	1.36	-
Aire seco real	Peso	3.8766	$\frac{\text{Kg aire seco}}{\text{Kg bagazo}}$
	Volumen	2.9632	$\frac{\text{Nm}^3 \text{ aire seco}}{\text{Kg bagazo}}$
Aire húmedo real	Peso	3.9348	$\frac{\text{Kg aire humedo}}{\text{Kg bagazo}}$
	Volumen	3.0352	$\frac{\text{Nm}^3 \text{ aire humedo}}{\text{Kg bagazo}}$

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, el aire seco real está desarrollado en base a las ecuaciones 3.95 y 3.96. Se tiene en consideración el valor del exceso de aire referido en la Tabla 5. Para determinar las relaciones de peso de agua y volumen de agua contenida en el aire seco, con las ecuaciones 3.97 y 3.98, verificaremos en la Tabla 4. Se considera $P = \text{Presión de la mezcla aire seco} - \text{agua (presión atmosférica)} = 1 \text{ bar} = 1\,000 \text{ mbar}$. La humedad relativa para el pueblo de San Jacinto, dato obtenido de la página web [www. http://tiempoytemperatura.es](http://tiempoytemperatura.es).

Gases producto de la combustión del bagazo, por lo que se requiere la cantidad de CO₂ producido, H₂O contenido en los gases, O₂ contenido en los gases, N₂ contenido en los gases y Ar contenido en los gases.

Tabla 24

Valores de los gases húmedos producto de la combustión del bagazo en el horno de las calderas

elemento	característica	valor	und
CO ₂	peso	0.8495	$\frac{\text{Kg CO}_2}{\text{Kg bagazo}}$
	volumen	0.5323	$\frac{\text{Nm}^3 \text{ CO}_2}{\text{Kg bagazo}}$

H2O	peso	0.8518	$\frac{\text{Kg H2O}}{\text{Kg bagazo}}$
	volumen	1.0619	$\frac{\text{Nm}^3 \text{ H2O}}{\text{Kg bagazo}}$
O2	peso	0.2381	$\frac{\text{Kg O2}}{\text{Kg bagazo}}$
	volumen	0.1647	$\frac{\text{Nm}^3 \text{ O2}}{\text{Kg bagazo}}$
N2	peso	2.9261	$\frac{\text{Kg N2}}{\text{Kg bagazo}}$
	volumen	2.3409	$\frac{\text{Nm}^3 \text{ N2}}{\text{Kg bagazo}}$
Ar	peso	0.0492	$\frac{\text{Kg Ar}}{\text{Kg bagazo}}$
	volumen	0.0273	$\frac{\text{Nm}^3 \text{ Ar}}{\text{Kg bagazo}}$
Total	Peso	4.9147	$\frac{\text{Kg gases humedos}}{\text{Kg bagazo}}$
	Volumen	4.0271	$\frac{\text{Nm}^3 \text{ gases humedos}}{\text{Kg bagazo}}$

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los resultados de la Tabla 23

Tabla 25

Valor de las cenizas resultantes en la combustión de bagazo de las calderas

equipo	peso	bagazo	contenido	ceniza
	$\frac{\text{kg ceniza}}{\text{kg bagazo}}$	quemado	de ceniza	total
		$\frac{\text{Tn}}{\text{día}}$	$\frac{\text{Tn}}{\text{día}}$	$\frac{\text{Tn}}{\text{día}}$
Caldera FW 01	0.0201	528.77	10.63	21.00
Caldera FW 03	0.0201	515.85	10.37	

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia

4.1.3. Selección de equipos para el sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza

4.1.3.1. Selección de malla filtrante para los residuos sólidos

Se debe tener en cuenta que las medidas de los diámetros de las cenizas son variables por lo que, Carlos Alderetes (2016), se precisa que, diversas investigaciones muestran con relación a la distribución de los tamaños que pueden ser denominados como finos y que

los tamaños se encuentran comprendidos entre 90 a 250 μm , además las cenizas volantes que son arrastradas en el flujo de gases a través de la caldera están formadas por partículas esféricas que tienen tamaños entre los 0.5 a 100 μm y que las partículas responsables de la erosión de la caldera son mayores a 45 μm .

Tomando en cuenta las consideraciones mencionadas se seleccionó la siguiente malla filtrante.

Figura 9

Placa tamiz de acero inoxidable



Nota: Referencia Empresa “Yaco” sede en Perú

Presentación de las características de la malla filtrante.

Tabla 26

Características del panel de la pantalla DSM

característica	dato	
Material	Acero inoxidable 304	
Alambre de la cuña o alambre del perfil (mm)	ancho	1.80
	alto	2.50
Ayuda rod o alambre de la ayuda (mm)	ancho	3.00
	alto	2.70
	redondo	2.50
Tamaño de abertura de la ranura (mm)	0.02	
Longitud (m)	1.60	

Ancho (m)	2.40
-----------	------

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, en base a la ficha de la empresa “Yaco” sede en Perú

Se seleccionará dos unidades bajo las mismas características mencionadas para el caudal de trabajo de los lavadores de gases de 700 GPM.

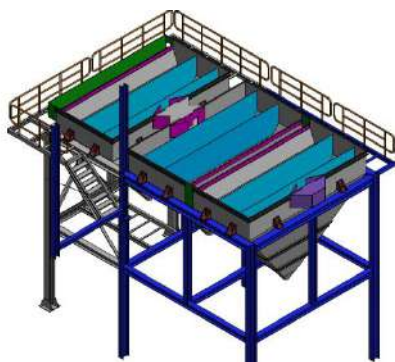
Al no poder precisar la cantidad de sólidos de cenizas menores a 20 μm , se tiene que considerar que hay un porcentaje mínimo que pasará con el agua filtrada y por ende se tendrá que remover por decantación.

4.1.3.2. Selección de tolvas de decantación de agua post filtración y subsistema de drenado de lodos

Se realiza el dimensionamiento de la tolva basándonos en el área disponible de la empresa para la ubicación de sistema de tratamiento, referencia Anexo 1. La fabricación tendrá una configuración de pirámide truncada según se verá en el plano realizado.

Figura 10

Distribución de las tres tolvas decantadoras según plano realizado en SolidWorks 2019



Nota: El diseño fue realizado a elaboración propia realizado en SolidWorks 2019, limitándonos el área donde se implementaría el sistema

El volumen de cada tolva obtenido del programa SolidWorks es de 14.458 m³ por lo que resulta un volumen total de 43.374 m³.

Tiempo de llenado de las tolvas 16 minutos.

Se procede a la selección de las válvulas automáticas para la descarga de lodos decantadas en las tolvas. Teniendo en cuenta que la descarga de la tolva es de 4 pulgadas y el los lodos no son fluidos muy viscosos.

Figura 11

Válvula tipo guillotina marca Bray



Nota: Referencia Empresa “Bray” sede en Perú

La válvula automática tipo guillotina es ideal para realizar este tipo de trabajos con fluidos que contiene sólidos abrasivos.

Tabla 27

Característica de la válvula tipo guillotina marca Bray

característica	dato
Diámetro nominal (pulgada)	4.00
Tipo	Guillotina
Serie	740
Estilo de cuerpo	Lug
Presión nominal (psi)	150
Asiento	EPDM
Empaque	PTFE/EPDM
Actuador	Neumático
Material del cuerpo	Acero al carbono WCV
Material del vástago	Acero inoxidable 304
Material de la compuerta	Acero inoxidable 304
Peso válvula (kg)	16.00
Peso actuador (kg)	20.00

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, en base a la ficha de la empresa “Bray” sede en Perú

Se selecciona válvula de tipo compuerta, que estará instalado antes de la válvula con accionamiento neumático, para dar mayor facilidad de manteniendo a la válvula automática.

Tabla 28

Característica de la válvula de compuerta marca Klinger

característica	dato
Diámetro nominal (pulgada)	4.00
Material	Acero carbono ASTM A216 WCB
Clase (psi)	150
Diseño	API 600
Conexiones	Bridada
Longitud (mm)	229.00
Altura (mm)	5001.00
Inspección y pruebas	API 598
Peso (kg)	45.90

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, en base a la ficha de la empresa “Klinger” sede en Perú

Se selecciona la línea de descarga específica para la derivación de los lodos de los decantadores hacia la poza de agua con ceniza para ser reincorporado al sistema cerrado de tratamiento.

Tabla 29

Característica de la tubería de acero inoxidable ASTM A312

diámetro nominal	espesor de pared		peso		cédula	longitud m
	pulgada	mm	lb/pie	kg/m		
4.00	0.237	6.02	10.79	16.09	40	6.00

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, en base a la ficha de la empresa Aceros Arequipa

Se determina los tiempos para de apertura e intervalos de accionamiento de las válvulas automáticas para permitir el pase de los lodos decantados.

Tabla 30*Determinación de tiempos de aperturas de las válvulas tipo guillotina*

equipo	tiempo de apertura	intervalo de apertura
	segundo	minuto
Válvula tolva decantadora N° 01	12.00	28.00
Válvula tolva decantadora N° 02	20.00	26.00
Válvula tolva decantadora N° 03	28.00	24.00

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en tiempo de decantación de las partículas de lodos del agua con ceniza

4.1.3.3. Selección de bombas para el sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza

Se detalla a continuación las características de los lavadores de gases para obtener el flujo necesario.

Tabla 31*Lavador de gases Caldera Foster Wheeler 01 y 03*

descripción	caldera FW 01	Caldera FW 03
Tipo	Scrubber con sprays y bandeja perforada	
Capacidad (GPM)	350.00	350.00
Presión máxima de trabajo (psig)	4.50	4.50
Cantidad de sprays	9.00	9.00
Ángulo de contacto por sprays	130.00°	130.00°
Diámetro de sprays (pulg)	1/2	1/2
Material del lavador de gases	Acero estructural A36	
Material de la bandeja perforada	Acero inoxidable 304	
Diámetro del lavador de gases (m)	10.00	10.00
Altura del lavador de gases (m)	15.00	15.00
Diseño	Área de proyectos de la empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A.	

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, en base a los datos de operación de los lavadores de gases de las calderas FW N° 01 y 03

4.1.3.3.1. Selección de bombas para agua con ceniza

Tabla 32

Datos característicos del agua con ceniza para el sistema de tratamiento cerrado

descripción	valor
Temperatura de agua + ceniza (°C)	80.00
Densidad de agua + ceniza a 80 °C ($\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$)	971.60
	700.00 GPM
Flujo volumétrico de agua + ceniza	$158.99 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$
	$0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$
Atura geométrica de descarga (m)	16.00
Altura geométrica de succión (m)	2.00
Longitud de la línea de descarga proyectada (m)	137.00
Longitud de la línea de succión proyectada (m)	4.00
Viscosidad cinemática a 80°C ($\frac{\text{m}^2}{\text{seg}}$)	0.367×10^{-6}

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en la ubicación del sistema de bombeo

El valor de la densidad está referenciado en el Anexo 6 y el valor de la viscosidad cinemática está referenciado en el Anexo 8.

El diámetro interior de la tubería es de 6.96 pulg, por lo que se procede a la selección comercial de la tubería. Tubería de acero al carbono SCH 40 ASTM A53. Los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 23.

Tabla 33

Selección de medidas de tubo de acero al carbono sin costura para la succión

diámetro nominal pulgada	diámetro exterior		espesor de pared		peso kg/m	cédula
	pulgada	mm	pulgada	mm		
8.00	8.625	219.10	0.344	8.18	42.55	40

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, en base a la ficha de la empresa Aceros Arequipa.

El diámetro interior de la tubería es de 5.36 pulg, por lo que se procede a la selección comercial de la tubería. Tubería de acero al carbono SCH 40 ASTM A53. Los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 24.

Tabla 34

Selección de medidas de tubo de acero al carbono sin costura para la descarga

diámetro nominal pulgada	diámetro exterior		espesor de pared		peso kg/m	cédula
	pulgada	mm	pulgada	mm		
6.00	6.625	168.3	0.280	7.11	28.26	40

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, en base a la ficha de la empresa Aceros Arequipa.

Perdidas primarias y secundarias en la línea de succión y descarga:

Para obtener el coeficiente de rozamiento (f), del diagrama de Moody del Anexo 9, se debe obtener también la rugosidad relativa, tomando en cuenta la tabla siguiente para la rugosidad absoluta de las tuberías respecto al material.

Tabla 35

Rugosidad absoluta para distintos materiales

material	$\epsilon_{\text{absoluta}}$ (mm)
Plástico (PE, PVC)	0.0015
Fundición asfaltada	0.06 – 0.18
Poliéster reforzado con fibra de vidrio	0.01
Fundición	0.12 – 0.60
Tubos estirados de acero	0.0024
Acero comercial y soldado	0.03 – 0.09
Tubos de latón o cobre	0.0015
Hierro forjado	0.03 – 0.09
Fundición revestida de cemento	0.0024
Hierro galvanizado	0.06 – 0.24
Fundición con revestimiento bituminoso	0.0024
Madera	0.18 – 0.90
Fundición centrifugada	0.003

Hormigón	0.3 – 3.0
----------	-----------

Nota: Cuadro extraída del libro “Mecánica de fluidos”, Mott, R. (2006)

Tabla 36

Pérdida primaria, pérdida secundaria y altura manométrica de succión. Detalle de cantidad de accesorios y coeficiente adimensional K

accesorios	#accesorios	K	$h_{\text{secundaria}}$ m	h_{primaria} m	$H_{\text{manométrica succión}}$ m
Codo corto 90°	1.00	0.90	0.074		
Reducción gradual	1.00	0.25	0.021	-	-
Total	-	-	0.095	0.0249	2.120

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 25

Tabla 37

Pérdida primaria, pérdida secundaria y altura manométrica de descarga. Detalle de cantidad de accesorios y coeficiente adimensional K

accesorios	#accesorios	K	$h_{\text{secundaria}}$ m	h_{primaria} m	$H_{\text{manométrica descarga}}$ m
Codo corto 90°	10.00	0.90	2.160		
Codo corto 45°	5.00	0.42	0.504		
Unión Tee	1.00	1.80	0.432		
Ampliación gradual	1.00	0.30	0.072	-	-
Válvula de compuerta abierta	3.00	5.00	3.600		

Válvula de retención	1.00	2.50	0.600		
Total	-	-	7.368	3.3046	26.673

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 26

La bomba que se seleccionará pertenece a línea de bombas centrifugas Multisteel, de la línea RSV (Rotor Semi Vortex) – 1750 RPM, ya que son bombas centrifugas para bombeo de líquidos con sólidos en suspensión (como ceniza, bagazo) y líquidos densos con gas disuelto. Solo una parte del flujo pasa por el rotor, reduciendo el desgaste y permitiendo el paso de sólidos de dimensiones iguales a la boca de salida. Está disponible en materiales endurecidos: NIQUEL-HARD, CA40 entre otros. En la línea RSV, el rotor ingresa un 60% dentro de la carcasa aumentando el rendimiento entre un 5 y 10%. Rotor con paletas traseras.

Tabla 38

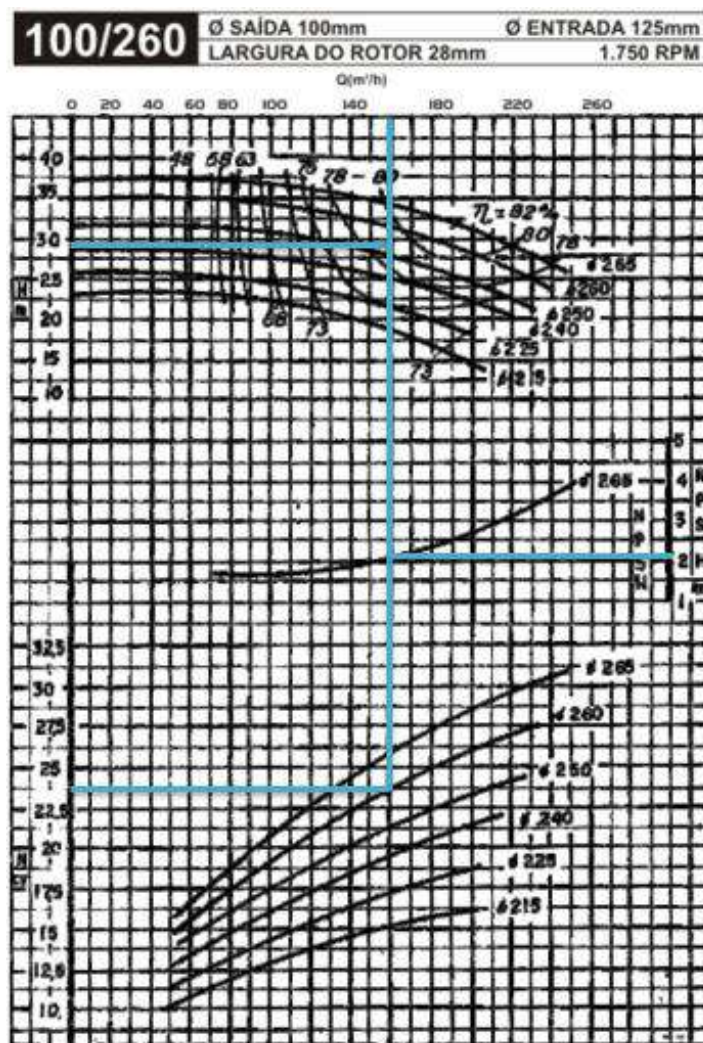
Datos de condiciones de trabajo del sistema de tratamiento de agua con ceniza

descripción	valor
Caudal del fluido ($\frac{m^3}{hr}$)	158.99
Altura manométrica total del sistema (m)	28.793

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en el caudal total requerido por los lavadores de gases de las calderas FW N° 01 y 03 y la altura manométrica total del sistema está basado en el cálculo realizados con mayor detalle en el Anexo 27

Figura 12

Curvas de funcionamiento de la bomba 100/206 Multisteel



Nota: Catálogo de curvas de la línea RVS – 1750 RPM – Multisteel

La bomba seleccionada para el proyecto es el modelo 100/260 de la gama de bombas RVS – 1750 RPM – Multisteel, con el cuerpo de la bomba, bancada de soporte y rotor de Ø260 mm en aleación anti desgaste NI-HARD, sello hidráulico. Dispone de motor eléctrico W22 de IV polos 60Hz, 40 HP potencia de consumo, aislamiento WISE y grado de protección IP65, 1765 RPM, voltaje 460 V y corriente nominal 47.1 Amp. Con el desarrollo de la cavitación para la bomba de agua con ceniza en el Anexo 28, se corrobora que con la bomba seleccionada no habrá cavitación a la succión.

4.1.3.3.2. Selección de bombas de agua para lavadores de gases

Tabla 39

Datos característicos del condensado proveniente de los condensadores barométricos

descripción	valor
Temperatura de agua + ceniza (°C)	38.00
Densidad de agua + ceniza a 38 °C ($\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$)	993.00
	700.00 GPM
Flujo volumétrico de agua + ceniza	$158.99 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$
	$0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$
Atura geométrica de descarga (m)	18.00
Altura geométrica de succión (m)	1.50
Longitud de la línea de descarga proyectada (m)	195.00
Longitud de la línea de succión proyectada (m)	3.00
Viscosidad cinemática a 38°C ($\frac{\text{m}^2}{\text{seg}}$)	0.6896×10^{-6}

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en la ubicación del sistema de bombeo

El valor de la densidad está referenciado en el Anexo 6 y el valor de la viscosidad cinemática está referenciado en el Anexo 8.

Se calcula el diámetro para la línea de succión del sistema de bombeo:

El diámetro interior de la tubería es de 6.96 pulg, por lo que se procede a la selección comercial de la tubería. Tubería de acero al carbono SCH 40 ASTM A53. Los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 29.

Tabla 40

Selección de medidas de tubo de acero al carbono sin costura para la succión

diámetro nominal pulgada	diámetro exterior		espesor de pared		peso kg/m	cédula
	pulgada	mm	pulgada	mm		
8.00	8.625	219.10	0.344	8.18	42.55	40

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, en base a la ficha de la empresa Aceros Arequipa.

El diámetro interior de la tubería es de 5.36 pulg, por lo que se procede a la selección comercial de la tubería. Tubería de acero al carbono SCH 40 ASTM A53. Los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 30.

Tabla 41

Selección de medidas de tubo de acero al carbono sin costura para la descarga

diámetro nominal pulgada	diámetro exterior		espesor de pared		peso kg/m	cédula
	pulgada	mm	pulgada	mm		
6.00	6.625	168.3	0.280	7.11	28.26	40

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, en base a la ficha de la empresa Aceros Arequipa.

Perdidas primarias y secundarias en la línea de succión y descarga:

Para obtener el coeficiente de rozamiento (f), del diagrama de Moody del Anexo 9, se debe obtener también la rugosidad relativa, tomando en cuenta la Tabla 35 para la rugosidad absoluta de las tuberías respecto al material.

Tabla 42

Pérdida primaria, pérdida secundaria y altura manométrica de succión. Detalle de cantidad de accesorios y coeficiente adimensional K

accesorios	#accesorios	K	$h_{\text{secundaria}}$	h_{primaria}	$H_{\text{manométrica succión}}$
			m		m
Codo corto 90°	1.00	0.90	0.074		
Reducción gradual	1.00	0.25	0.021	-	-

Total	-	-	0.095	0.0199	1.615
-------	---	---	-------	--------	-------

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 31

Tabla 43

Pérdida primaria, pérdida secundaria y altura manométrica de descarga. Detalle de cantidad de accesorios y coeficiente adimensional K

accesorios	#accesorios	K	$h_{\text{secundaria}}$	h_{primaria}	$H_{\text{manométrica descarga}}$
			m	m	m
Codo corto 90°	6.00	0.90	1.296		
Codo corto 45°	4.00	0.42	0.403		
Unión Tee	1.00	1.80	0.432		
Ampliación gradual	1.00	0.30	0.072		
Válvula de compuerta abierta	2.00	5.00	2.400	-	-
Válvula de retención	1.00	2.50	0.600		
Total	-	-	5.203	4.8778	28.081

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 32

La bomba que se seleccionará pertenece a línea de bombas centrifugas Hidrostral ISO 2858, ya que son bombas centrifugas fabricadas según estándares de la ISO. Esto garantiza la intercambiabilidad de piezas, facilidad de reparación y mantenimiento y una sustitución perfecta de bombas de otros fabricantes sin necesidad de cambios en la instalación. Fabricada en fierro fundido gris o nodular con recubrimiento cerámico. Impulsor centrífugo cerrado, fabricado en fierro fundido gris o nodular. Las aplicaciones son variadas, suministro de agua potable, alimentación de calderos, riego en general, sistemas de calefacción y aire acondicionado, bombeo de líquidos viscosos, compuestos químicos, construcción, minería, industria en general. Temperatura máxima de trabajo 105 °C.

Selección de la bomba se rige a los siguientes valores:

Tabla 44

Datos de condiciones de trabajo de la bomba para condensado a 38 °C

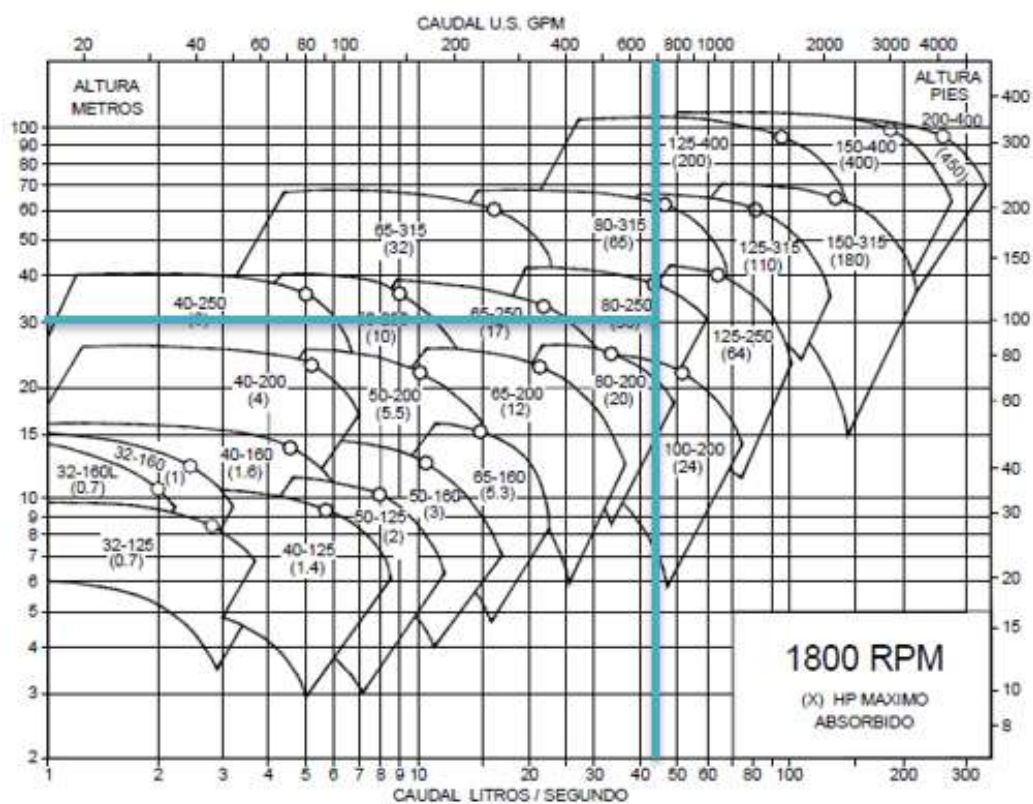
descripción	valor
Caudal del fluido ($\frac{m^3}{hr}$)	700.00
Altura manométrica total del sistema (m)	29.696

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en el caudal total requerido por los lavadores de gases de las calderas FW N° 01 y 03 y la altura manométrica total del sistema está basado en el cálculo realizados con mayor detalle en el Anexo 33

A continuación, se detalla la selección correspondiente según los valores obtenidos:

Figura 13

Selección aproximada del tipo de bomba a 1800 RPM

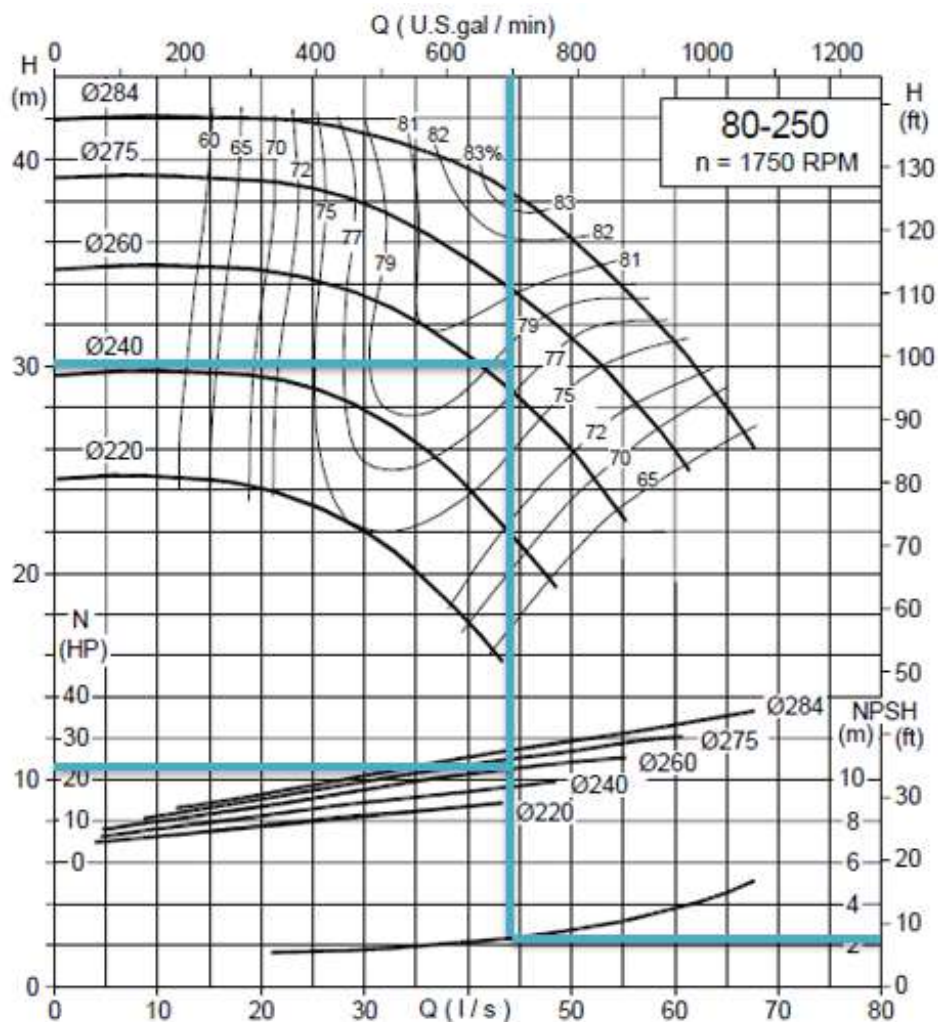


Nota: Catálogo de curvas Hidrostat

Resulta adecuado el modelo 80-250 de la gama de bombas Hidrostat a 1800 RPM.

Figura 14

Curvas de funcionamiento de la bomba 80-250 de Hidrostral



Nota: Catálogo de curvas de la línea ISO 2858 – 1750 RPM – Hidrostral

La bomba seleccionada para el proyecto es el modelo 80-250 de la gama de bombas ISO 2858 – 1750 RPM – Hidrostral, con el cuerpo de la bomba, bancada de soporte y rotor de $\text{Ø}260$ mm en fierro fundido gris, sello mecánico. Dispone de motor eléctrico W22 de IV polos 60Hz, 30 HP potencia de consumo, aislamiento WISE y grado de protección IP65, 1765 RPM, voltaje 460 V y corriente nominal 35.1 Amp. Con el desarrollo de la cavitación para la bomba de agua con ceniza en el Anexo 34, se corrobora que con la bomba seleccionada no habrá cavitación a la succión.

4.1.4. Análisis económico del proyecto

4.1.4.1. Valor propuesto por el cálculo económico de la implementación del sistema de tratamiento de agua con ceniza

Tabla 45

Propuesta económica para el proyecto del sistema de tratamiento de agua con ceniza

Proyecto: “Implementación de un sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza”			
Ubicación: Agroindustrias San Jacinto S.A.A.			
Área: Generación de Vapor – Calderas			
Propuesta			
001	Suministro de materiales y equipos	S/	350 784.34
002	Obras civiles	S/	032 153.86
003	Mano de obra e instalación	S/	120 350.50
	(CD)	S/	503 288.70
	Costo directo	S/	503 288.70
	Gastos generales 5%	S/	25 164.435
	Utilidades 5%	S/	25 164.435
	Subtotal	S/	553 617.57
	IGV	S/	99 651.163
	Presupuesto	S/	653 268.73

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en la cotización detallada de las obras civiles en el Anexo 11 y obras metal – mecánica en el Anexo 12

Para realizar el proyecto de implementación se considera una operatividad de 298 días al año, teniendo en cuenta que se tiene una parada por mantenimiento de 45 días al año y que mensualmente se tiene una parada de 2 días mensuales para mantenimientos ocasionales (datos referenciados por el área de producción y mantenimiento de Agroindustrias San Jacinto S.A.A). El presente proyecto tiene una consideración como base de estudios un tiempo operación para un horizonte de 12 años.

Para financiar el proyecto se realiza un financiamiento con la entidad bancaria “INTERBANK”, que brinda una tasa de interés del 12%.

4.1.4.2. Ingreso y egresos del proyecto por el ahorro del consumo de agua de poza subterránea

La empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A. actualmente paga $0.23 \frac{\text{S}}{\text{m}^3}$ de agua proveniente de las pozas subterráneas.

Tabla 46

Ingreso por la implementación del sistema de tratamiento de agua con ceniza con el ahorro de consumo de agua obtenido

descripción	valor
Costo del consumo de agua $\left(\frac{\text{Soles}}{\text{m}^3}\right)$	0.23
Caudal de agua ahorrado $\left(\frac{\text{m}^3}{\text{hr}}\right)$	158.99
Horas al día de consumo de agua $\left(\frac{\text{hr}}{\text{día}}\right)$	24.00
Caudal de agua ahorrado al día $\left(\frac{\text{m}^3}{\text{día}}\right)$	3 815.76
Días hábiles de consumo de agua al año $\left(\frac{\text{días}}{\text{año}}\right)$	298.00
Caudal de agua ahorrado al año $\left(\frac{\text{m}^3}{\text{año}}\right)$	1 137 096.48
Monto dinero ahorrado al año $\left(\frac{\text{soles}}{\text{año}}\right)$	261 532.19

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en el costo actual que maneja la Empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A., brindado por la jefa del área de producción

Tabla 47

Egreso para el mantenimiento de los equipos del sistema de tratamiento de agua con ceniza

descripción de costos de mantenimiento	valor
<ul style="list-style-type: none"> Mantenimiento de válvulas de la línea de descarga de las bombas de agua con ceniza y lavado de gases 	S/ 14 420.00
<ul style="list-style-type: none"> Mantenimiento de las válvulas de automáticas y mecánicas de la línea de descarga de lodos 	

-
- Mantenimiento de bombas de lavado de gases y agua con ceniza
 - Limpieza de tolvas decantadoras
 - Limpieza de malla filtrante
 - Limpieza de poza de agua con ceniza
-

Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en la cotización detallada en el Anexo 12, sobre los costos de mantenimiento

4.1.4.3. Valor actual neto del proyecto (VAN), tasa interna de retorno (TIR) y Pay back del proyecto

Tabla 48

Resumen para la rentabilidad de proyecto

descripción	resultado
Valor del VAN = 877 436.65 Soles	El proyecto genera una ganancia de 877 43.65 soles en el tiempo proyectado de 12 años, con un TIR de 37.10% y un retorno de lo invertido de 2 años 7 meses, por lo que se concluye que el proyecto es rentable.
Valor del TIR = 37.10%	
Pay back = 2 años 7 meses	

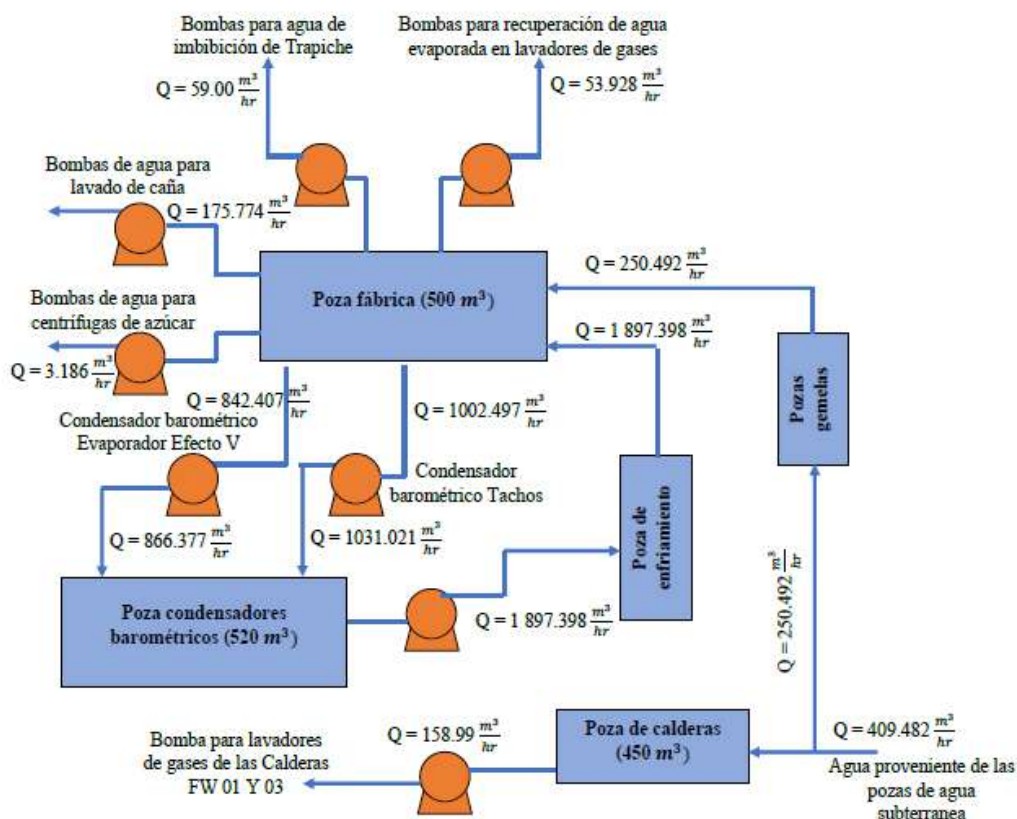
Nota: El cuadro está realizado a elaboración propia, basado en los cálculos realizados con mayor detalle en el Anexo 35

4.1.5. Ahorro de consumo de agua, después de instalado el sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza

Se muestra el esquema resultante del consumo de agua en el área de producción de azúcar y el área de Generación de Vapor.

Figura 15

Esquema de consumo de agua actual antes de la instalación del sistema de tratamiento de agua con ceniza

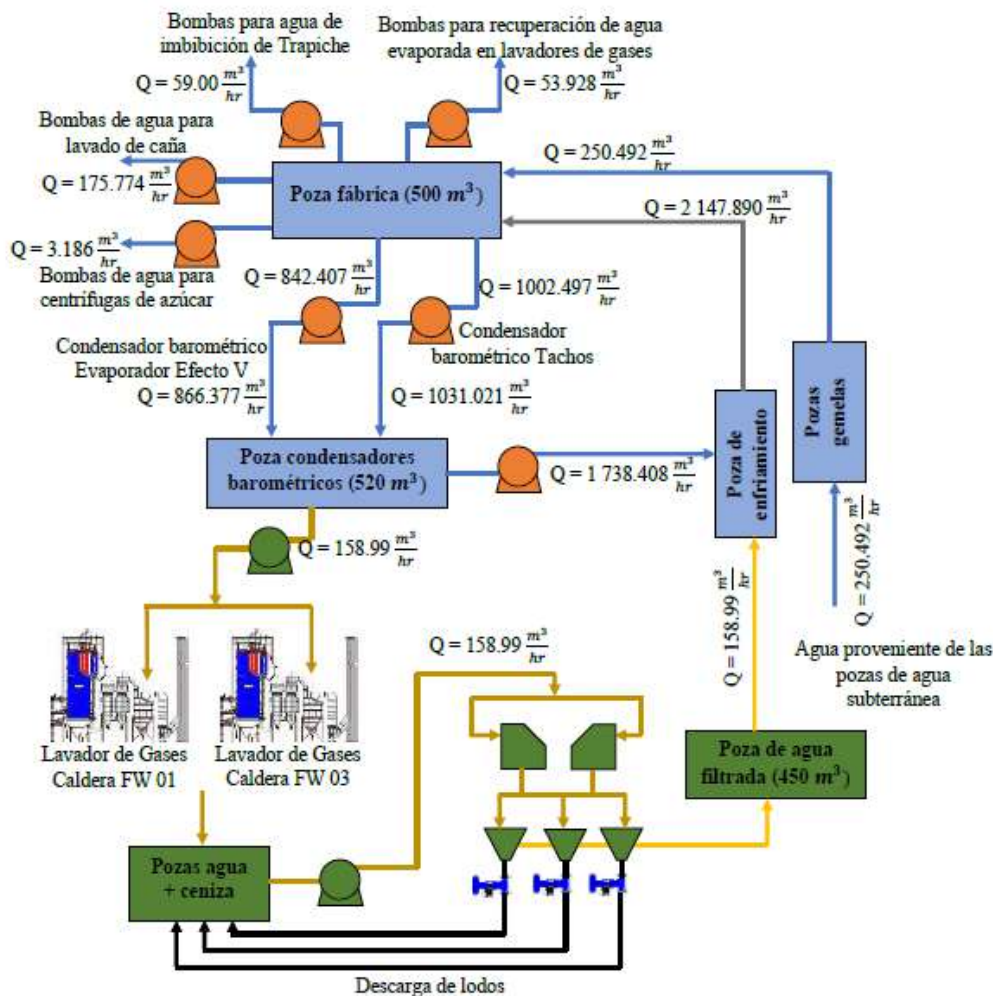


Nota: El esquema está realizado a elaboración propia, basado en la distribución de los equipos actuales y el consumo de agua de la planta proveniente de las pozas subterráneas

Con el esquema mostrado, se determina un volumen de 11.098 m³/hr que es enviado a los drenajes del área de producción.

Figura 16

Esquema de consumo proyectado después de haber instalado el sistema de tratamiento de agua con ceniza



Nota: El esquema está realizado a elaboración propia, basado en la distribución de los equipos una vez instalado el sistema cerrado de tratamiento de efluentes y el consumo de agua de la planta proveniente de las pozas subterráneas

El esquema mostrado, detalla la reducción del consumo de agua proveniente de las pozas de agua subterránea a 250.492 m³/hr, comparado con el consumo actual se tiene un ahorro de agua industrial de 38.83%.

4.2. Discusiones

- 1) La cantidad de agua de inyección requerida por los condensadores barométricos tiene un total de 1840.07 Tn/hr y se tiene una producción de condensado de 1884.116 Tn/hr, por lo que la empresa Agroindustria San Jacinto S.A.A. tiene un mayor consumo de aguas industriales comparado con los otros ingenios azucareros que pertenecen al Grupo Gloria, debido a que estos equipos son rudimentarios y en la planta no hay un sistema de recuperación eficiente del agua por lo que el sistema propuesto cumple con los requerimientos de la empresa y el estado peruano para la conservación del agua.
- 2) La generación de residuos sólidos por parte de las calderas Foster Wheeler N° 01 y 03, en el área de Generación de Vapor, son de 21.00 Tn/día, los cuales eran derivados a los drenajes yendo a parar a los canales de agua del Centro Poblado San Jacinto, con la implementación del sistema se evitará la contaminación por aguas residuales, y se recuperará el agua de los lavadores de gases inyectándolo en la línea de ingreso hacia los condensadores barométricos mediante un sistema cerrado. Este proyecto propuesto haría que la empresa Agroindustrias Jacinto S.A.A. sea la primera en obtener un sistema de recuperación cerrado que involucra el área de Generación de Vapor y producción de azúcar, en comparación a los otros ingenios azucareros que pertenecen al Grupo Gloria.
- 3) Los equipos seleccionados para la implementación del sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza son los adecuados ya que según Rodríguez L. (2016) en su tesis que trata sobre la recuperación de aguas residuales en la etapa de lavado de caña por floculación – coagulación en la empresa San Jacinto, en la primera etapa tiene una reducción de la turbidez de 99.87%, sólidos suspendidos de 99.79% y coliformes totales de 99.99%, pasando a la segunda etapa un aumento de 89.54% de oxígeno disuelto y terminando en la tercera etapa, de filtración, reduciendo los sólidos suspendidos hasta un 88.14%, cumpliendo con los ECAs para el agua según D.S. 015-2015 MINAM, para evitar problemas de enfermedades al ser humano. En el caso

del proyecto las aguas residuales del área de Generación de Vapor serán tratadas al 100% evitando la contaminación de los canales de agua del Centro Poblado San Jacinto y aprovechando la ceniza filtrada para utilización como abono y el agua tratada será parte de la fuente de agua de inyección de los condensadores barométricos, de esta manera la reducción del consumo de agua de pozas subterráneas se reduce. Del mismo modo, Coloch L. (2017) implementa el montaje de un sistema completo para el tratamiento de agua de ceniza proveniente de las Calderas N° 05 y 08 de la central Agro Industrial Guatemalteca S.A., su sistema consta de 4 decantadores, un filtro rotativo, una prensa de tornillo y un sistema de floculación y aplicación de cal, resultando una decantación del 98.93%. En el caso del proyecto se omite la prensa de tornillo y el sistema de floculación y aplicación de cal ya que la instalación, operación y mantenimiento agrega un mayor coste para el sistema, además de que este sistema lleva el agua tratada a los condensadores barométricos mientras que el sistema presentado por Coloch L. solo abarca al área de Generación de Vapor. Así mismo, Ríos D. (2011) plantea el diseño e implementación del sistema de recolección en seco para el manejo de cenizas en el hogar para el Ingenio Azucarero La Unión S.A. constando de un transportador horizontal helicoidal instalado en el cenicero frontal y trasero de las calderas, para un óptimo funcionamiento en tiempo de operación del sistema de clarificación de ceniza, ya que el sistema trabaja con el agua procedente de los lavadores de gases. En el caso del proyecto se referencia que las calderas FW N° 01 y 03 tienen ya incluidas un sistema de recolección de cenizas internas por agua, misma agua que proviene de los lavadores de gases y tolvas de ceniza realizando un trabajo más fluido, de esta manera no se tiene posibles paradas de la extracción de cenizas como se puede presentar en el equipo transportador horizontal helicoidal o deformaciones por las altas temperaturas que presenta en el hogar de la caldera, siendo que las Calderas FW 01 y 03 tienen temperaturas aproximadas a los 950 °C.

- 4) El ingenio azucarero San Jacinto actualmente tiene un consumo de agua industrial de 9 827.568 m³/día, lo que generaba un costo anual de 673 517.51

soles/años, al ser habilitado el sistema cerrado de tratamiento de ceniza, el costo anual del consumo de agua se redujo a 412 049.32 soles/años, por lo que genera un ahorro de 261 468.19 soles/años. Teniendo en cuenta que la inversión para la implementación del proyecto es de 653 268.73 soles sumado al coste de mantenimiento anual de 14 420.00 soles/años, la proyección de operación es a 12 años y la tasa de interés de 12% para financiar la implementación, se determinó que el VAN es 877 436.65 Soles y el TIR es de 37.10%, siendo de esta manera rentable para la empresa ya que en 2 años 7 meses se devolverá lo invertido. Además, en los ingenios Cartavio S.A.A., Casa Grande S.A.A., AgroAurora S.A.C., AgrOlmos S.A. y La Troncal S.A. del Grupo Gloria, actualmente cuentan con un sistema de recuperación convencional que solo abarca al área de Generación de Vapor manteniendo un consumo de agua elevado, además de problemas debido a que no tiene un control adecuado a estos por lo que le genera multas de 4 UITs por parte del Ministerio del Ambiente, siendo así el Ingenio Azucarero San Jacinto el primero en la implementación del sistema cerrado que abarca hasta los condensadores barométricos para impulsar el uso eficiente y reutilización del agua.

- 5) La empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A. no cuenta con un sistema de tratamiento de aguas residuales implementado a su Programa de Adecuación y Manejo Ambiental (PAMA), ni un control del consumo de agua para la elaboración de azúcar, como lo establece la Ley N° 29338, Ley de Recursos Hídricos y su Reglamento, por lo que el sistema de tratamiento de agua con ceniza permite separar 21.00 Tn/día de sólidos minerales producto de la combustión de 1044.62 Tn/día de bagazo en las Calderas FW 01 y 03, lo que permite que los 700 GPM de agua tratada sea ingresada a los condensadores barométricos del área de Producción de Azúcar que a su vez será reenviado a los lavadores de gases del área de Generación de Vapor, permitiendo ahorrar a la empresa un 38.83% del consumo de agua.

Capítulo V

Conclusiones y recomendaciones

5.1. Conclusiones

- 1) El balance de masas realizado a los Tachos y al Evaporado Efecto V, muestra que en los Tachos hay una producción de vapor de 23.934 Tn/hr y en el Evaporador Efecto V una producción de 20.112 Tn/hr, por lo que con los condensadores barométricos y los parámetros con las que se trabaja en la planta se tiene una inyección de agua en los Tachos de 999.87 Tn/hr y para el Evaporador Efecto V una inyección de 840.20 Tn/hr, esto es a una temperatura de 24°C. De esta manera se tiene un resultado de la condensación para los Tachos de 1 023.804 Tn/hr y para el Evaporador Efecto V de 860.312 Tn/hr a una temperatura de 38°C.
- 2) El balance de masas de la caldera realizada regido a una molienda de 4 500 toneladas de caña molida al día, y con una eficiencia de generación de 1.95 (Ton vapor)/(Ton bagazo) con una producción de vapor para la caldera FW 01 de 1 031.10 Tn/día y para la caldera FW 03 de 1 005.90 Tn/día, de esta manera la caldera FW 01 tiene una combustión de bagazo de 528.77 Tn/día y la caldera FW 03 una combustión de 515.85 Tn/día. Además, la composición química que se utilizó para el bagazo fue: C = 47.00%, H = 6.50%, O = 44.00% y N = 2.50%, y los datos de la humedad de bagazo de 50.76%, humedad relativa del aire de 76.00% correspondiente al Centro Poblado San Jacinto y el exceso de aire según operatividad de las calderas un valor de 36.00%. El peso de aire húmedo producto de la combustión resultó un valor de 3.935 (kg aire húmedo)/(kg bagazo) y producto de los gases húmedos un valor de 4.915 (kg gases húmedos)/(kg bagazo), dando como resultado un proporción de ceniza de 0.02010 (kg ceniza)/(kg bagazo), por lo que la suma de los resultados de las cenizas resultantes de las dos Calderas FW 01 Y 03 es de 21.00 Tn/día.

- 3) Se seleccionó para el sistema de tratamiento de ceniza se seleccionaron 2 bombas de Rotor Semi Vortex modelo 100/260 de 1750 RPM – Multisteel, con el cuerpo de la bomba, bancada de soporte y rotor de Ø260 mm en aleación anti desgaste NI-HARD, sello hidráulico. Dispone de motor eléctrico W22 de IV polos 60Hz, 40 HP potencia de consumo, aislamiento WISE y grado de protección IP65, 1765 RPM, voltaje 460 V y corriente nominal 47.1 Amp. La bomba es apta para trabajar con fluidos a altas temperaturas y que contienen sólidos en suspensión. Así mismo se seleccionó para el sistema de inyección de agua a los lavadores de gases 2 bombas centrifugas modelo 80-250 de la gama ISO 2858 – 1750 RPM – Hidrostral, con el cuerpo de la bomba, bancada de soporte y rotor de Ø260 mm en fierro fundido gris, sello mecánico. Dispone de motor eléctrico W22 de IV polos 60Hz, 30 HP potencia de consumo, aislamiento WISE y grado de protección IP65, 1765 RPM, voltaje 460 V y corriente nominal 35.1 Amp. Los tamaños para las cenizas tienen una variación de tamaño entre 0.50 hasta 100.00µm, por lo que se seleccionó la malla filtrante de 0.02mm de ranura de acero inoxidable, teniendo en cuenta que las partículas menores a los 20.00 µm serán enviado a los decantadores de lodos. Las válvulas tipo guillotina de la marca Bray de compuerta de acero inoxidable, con asiento EPDM y empaque PTFE/EPDM, recomen dable ya que el efecto cortante de la válvula trabaja sin problemas con las cenizas.
- 4) El análisis económico realizado, teniendo en cuenta que la entidad financiera “INTERBAK” es la que financia el proyecto con una tasa de interés de 12.00% y para una proyección de operación de 12 años del proyecto, determina un Valor Actual Neto (VAN) de 877 436.65 Soles, una tasa interna de retorno (TIR) de 37.10%, y periodo para la devolución de la inversión (PAY BACK) de 2 años 7 meses, por lo que el sistema cerrado de tratamiento de agua con ceniza es un proyecto

rentable y es necesario implementarlo en el PAMA (Programa de Adecuación y Manejo Ambiental) de la empresa.

- 5) Se tomó en consideración la cantidad de agua requerida por los lavadores de gases de las Calderas FW 01 y 03 que es de 350.00 GPM por cada lavador. Esta cantidad de agua, después de ser tratada, se ingresa al sistema de condensación de los condensadores barométricos del área de producción de azúcar por lo que el consumo de agua procedente de las pozas subterráneas es actualmente de 409.482 m³/hr bajará a 2550.492 m³/hr, lo que significa un ahorro de 38.83%. Además, la empresa Agroindustrias San Jacinto S.A.A. cumpliría con la Ley N° 29338, Ley de Recursos Hídricos y su Reglamento, ya que el área de Generación de Vapor no estaría contaminando los canales del Centro Poblado San Jacinto y se tiene un uso eficiente del agua.

5.2. Recomendaciones

- Se recomienda utilizar los 21.00 Ton/día de ceniza que se puede extraer del sistema de filtrado para compost de la empresa Agroindustrial San Jacinto S.A.A., ya que estas contienen los elementos necesarios para servir a las hectáreas de caña como fertilizantes.
- Para la mejor captación de las cenizas se recomienda la implementación de filtros rotativos con mallas agujereadas de acero inoxidable.
- Se recomienda la variación de los tiempos de apertura de las válvulas automáticas de descarga de lodos de acuerdo a la operación y producción de ceniza por la quema de bagazo, sin exceder el tiempo de 5.3 minutos de llenado de cada tolva.
- Se recomienda realizar un plan de mantenimiento con inspecciones programadas para evitar cualquier parada inesperada del sistema ya que esto causaría la falta de agua para los lavadores de gases y los condensadores barométricos, alterando el proceso sistemático de la producción de azúcar.

- Se recomendaría un cambio de condensadores barométrico de mayor eficiencia, ya que los condensadores actuales fueron adquiridos desde que la planta fue construida, y ahora hay mejores tecnologías.
- Se recomienda un ajuste en los sistemas de bombeos para el uso de agua en condensadores para evitar las pérdidas de 11.098 m³/hr, y aumentar la eficiencia de la planta con respecto al uso del recurso de agua.
- Se recomienda realizar un proyecto para recuperación de agua para el área de trapiche ya que esta es agua para lavado de caña del cual es vertida al drenaje de la empresa.
- Es necesario realizar un plan de seguridad para el uso adecuado del sistema y de esta manera evitar accidentes del personal de operación.

Capítulo VI

Referencias bibliográficas y virtuales

6.1. Libros y artículos

- Rein, P. (2012). *Ingeniería de la Caña de Azúcar*. (1ª ed.). Velarg.
- Hugot, E. (1986). *Manual para Ingenieros Azucareros*. Elsevier Science Ltd.
- Clark, A. (1968). *Tecnología General de la Producción de Azúcar Crudo*. (1ª ed.).
Minaz.
- Vargas, A. (1984). *Calderas industriales y marinas*. (1ª ed.). Series VZ.
- Alderetes, C. (2016). *Calderas a Bagazo – Proyecto, operación y mantenimiento*. (1ª ed.). Argentina.
- Moran y Shapiro. (2004). *Fundamentos de la termodinámica técnica*. (2da ed.). Reverté.
- Mott, R. (2006). *Mecánica de fluidos*. (6ta ed.). Pearson Educación.
- Mataix, C. (1986). *Mecánica de fluidos y máquinas hidráulicas*. (2da ed.). Ediciones del Castillo S.A.
- Hoz, Y., Izquierdo, Y., López, O. (2017). Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar, sobre los derivados de la caña de azúcar. *Caracterización y tratamiento de aguas residuales del central azucarero Manuel Fajardo, para disminuir la concentración en la fábrica de azúcar*. 51(3), 72 – 74.
- Dirección General de Asuntos Ambientales Energéticos. (2017). Ley N° 29338. *Ley de Recursos Hídricos*. Ministerio de Energía y Minas.
<https://sinia.minam.gob.pe/normas/>

6.2. Tesis

- Bustamante, A. (2017). *Eficiencia de las lagunas de estabilización en la mejora de la calidad del agua residual para el uso agrícola, de la azucarera*. [Tesis de grado, Universidad Cesar Vallejo]. Repositorio institucional.
<http://repositorio.ucv.edu.pe/handle/20.500.12692/32284>
- Leyva, M. (2017). *Reducción del DQO y SST de los efluentes residuales de una industria azucarera en Paramonga, mediante el uso micro – nano burbujas de aire*. [Tesis de grado, Universidad Cesar Vallejo]. Repositorio institucional.
<http://repositorio.ucv.edu.pe/handle/20.500.12692/14491>

- Rodríguez, L. (2016). *Recuperación de aguas residuales industriales en la etapa de lavado de caña de azúcar por floculación – coagulación, aireación y filtrado usando la semilla de la Moringa oleífera en la empresa San Jacinto – Chimbote – 2016*. [Tesis de grado, Universidad Cesar Vallejo]. Repositorio institucional. <http://repositorio.ucv.edu.pe/handle/20.500.12692/921>
- Coloch, L. (2017). *Propuesta para el montaje de una planta de tratamiento de cenizas contenidas en el agua provenientes de lavadores de gases de combustión de Calderas en central Agro Industrial Guatemalteca S.A.* [Tesis de grado, Universidad de San Carlos de Guatemala]. Repositorio institucional. <http://www.repositorio.usac.edu.gt/6329/>
- Muñoz, S., Sánchez, R. (2017). *Agua en la Industria Alimentaria*. [Tesis de grado, Universidad Complutense, Madrid].
- Vizueta, J. (2012). *Implementación de un nuevo sistema de tratamiento de agua con ceniza proveniente de los lavadores de gases de combustión de las calderas del Ingenio San Carlos*. [Tesis de pregrado, Escuela Superior Politécnica del Litoral]. Repositorio institucional. <https://www.dspace.espol.edu.ec/handle/123456789/31208>
- Ríos, D. (2011). *Diseño y montaje para la implementación del sistema de recolección en seco y manejo de ceniza en el hogar de las calderas de bagazo, del Ingenio La Unión S.A.* [Tesis de pregrado, Universidad de San Carlos de Guatemala]. Repositorio institucional. <http://www.repositorio.usac.edu.gt/6871/>

6.3. Cita web

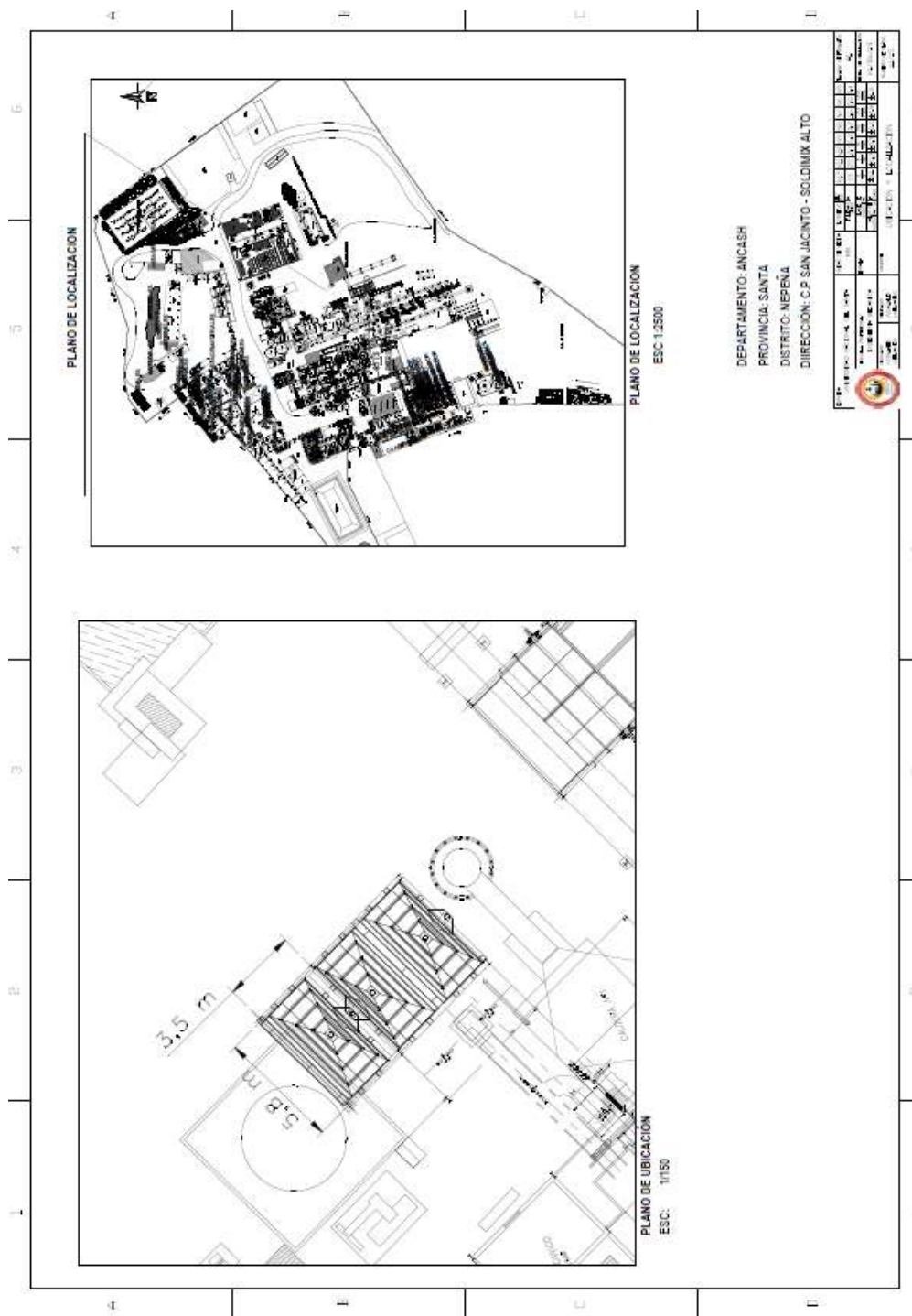
- Engenho novo. (2020, junio 20). *Productos y servicios, azúcar y alcohol: Tratamiento de agua de ceniza*. http://www.engenovo.com.br/es/produtos_servicos/acucar_alcool/taf.php
- Tiempo y temperatura. (2020, junio 25). *El tiempo en Chimbote, Perú*. <http://tiempoytemperatura.es/peru/chimbote.html#por-horas>
- Inge mecánica. (2020, junio 25). *Cálculo de instalaciones de bombeo de agua*. <https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn206.html>

Capítulo VII

Anexos

Anexo 1

Localización del sistema de tratamiento de agua con ceniza



Anexo 2

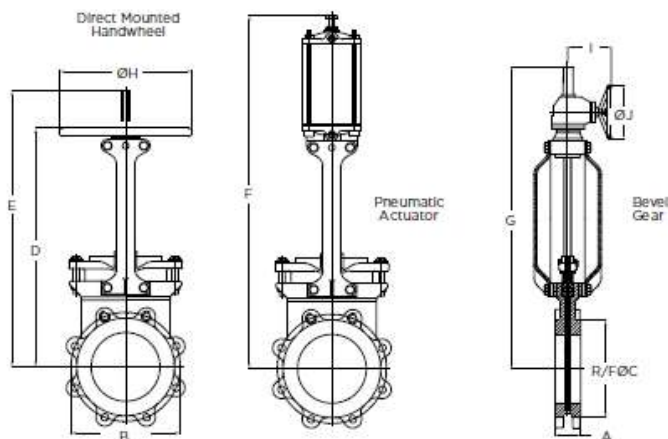
Calor específico del agua a diferentes temperaturas

Temp.	Calor específico		Temp.	Calor específico		Temp.	Calor específico	
°C	$\frac{\text{kJ}}{\text{K}\cdot\text{kg}}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{K}\cdot\text{kg}}$	°C	$\frac{\text{kJ}}{\text{K}\cdot\text{kg}}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{K}\cdot\text{kg}}$	°C	$\frac{\text{kJ}}{\text{K}\cdot\text{kg}}$	$\frac{\text{kcal}}{\text{K}\cdot\text{kg}}$
0 (hielo)	1,960	0,468	34	4,178	0,999	68	4,189	1,001
0	4,217	1,008	35	4,178	0,999	69	4,189	1,001
1	4,213	1,007	36	4,178	0,999	70	4,190	1,001
2	4,210	1,006	37	4,178	0,999	71	4,190	1,001
3	4,207	1,005	38	4,178	0,999	72	4,191	1,002
4	4,205	1,005	39	4,179	0,999	73	4,192	1,002
5	4,202	1,004	40	4,179	0,999	74	4,192	1,002
6	4,200	1,004	41	4,179	0,999	75	4,193	1,002
7	4,198	1,003	42	4,179	0,999	76	4,194	1,002
8	4,196	1,003	43	4,179	0,999	77	4,194	1,002
9	4,194	1,002	44	4,179	0,999	78	4,195	1,003
10	4,192	1,002	45	4,180	0,999	79	4,196	1,003
11	4,191	1,002	46	4,180	0,999	80	4,196	1,003
12	4,189	1,001	47	4,180	0,999	81	4,197	1,003
13	4,188	1,001	48	4,180	0,999	82	4,198	1,003
14	4,187	1,001	49	4,181	0,999	83	4,199	1,004
15	4,186	1,000	50	4,181	0,999	84	4,200	1,004
16	4,185	1,000	51	4,181	0,999	85	4,200	1,004
17	4,184	1,000	52	4,182	1,000	86	4,201	1,004
18	4,183	1,000	53	4,182	1,000	87	4,202	1,004
19	4,182	1,000	54	4,182	1,000	88	4,203	1,005
20	4,182	1,000	55	4,183	1,000	89	4,204	1,005
21	4,181	0,999	56	4,183	1,000	90	4,205	1,005
22	4,181	0,999	57	4,183	1,000	91	4,206	1,005
23	4,180	0,999	58	4,184	1,000	92	4,207	1,005
24	4,180	0,999	59	4,184	1,000	93	4,208	1,006
25	4,180	0,999	60	4,185	1,000	94	4,209	1,006
26	4,179	0,999	61	4,185	1,000	95	4,210	1,006
27	4,179	0,999	62	4,186	1,000	96	4,211	1,006
28	4,179	0,999	63	4,186	1,000	97	4,212	1,007
29	4,179	0,999	64	4,187	1,001	98	4,213	1,007
30	4,178	0,999	65	4,187	1,001	99	4,214	1,007
31	4,178	0,999	66	4,188	1,001	100	4,216	1,008
32	4,178	0,999	67	4,188	1,001	100 (gas)	2,080	0,497
33	4,178	0,999						

Anexo 3

Válvula guillotina BRAY

DIMENSIONS & WEIGHTS



NOTE
 1 Consult factory for hydraulic and electric actuator dimensions.

DIMENSIONS (Inches)										
NPS	A	B	R/FØC	D	E	F	G	ØH	I	ØJ
2	1.88	4.75	3.62	14.30	15.50	19.70	--	10.00	--	--
3	2.00	6.00	5.00	15.90	19.00	23.20	--	10.00	--	--
4	2.00	7.50	6.18	18.50	22.00	26.10	--	10.00	--	--
5	2.25	8.50	7.32	20.80	25.30	30.40	--	12.00	--	--
6	2.25	9.50	8.50	22.70	27.70	32.80	29.10	12.00	11.65	20.00
8	2.75	11.75	10.63	24.70	33.50	39.70	34.60	16.00	11.65	20.00
10	2.75	14.25	12.76	29.80	40.70	47.40	43.50	16.00	11.65	20.00
12	3.00	17.00	14.76	33.90	47.00	54.20	50.00	20.00	12.05	20.00
14	3.00	18.75	16.26	38.50	52.90	59.60	56.60	20.00	12.05	20.00
16	3.50	21.25	18.50	--	--	65.30	60.00	--	12.05	20.00
18	3.50	22.75	21.00	--	--	74.30	66.20	--	12.05	20.00
20	4.50	25.00	22.99	--	--	81.40	75.10	--	12.05	20.00
24	4.50	29.50	27.24	--	--	95.70	84.90	--	12.05	20.00
30	Contact factory for dimensions									
36	Contact factory for dimensions									

WEIGHT (lbs)		
HAND WHEEL	PNEUMATIC ACTUATOR	GEAR OPERATOR
20	40	--
33	44	--
35	57	--
53	84	--
57	93	--
82	130	115
121	231	196
185	335	225
269	436	304
--	540	401
--	644	523
--	853	666
--	1063	1025
Contact factory		

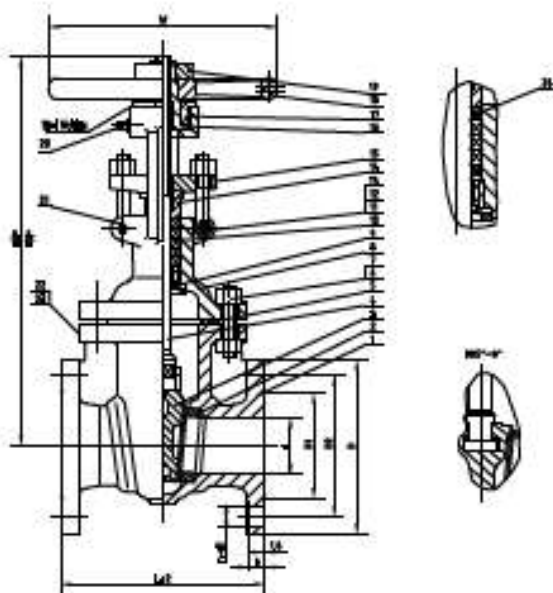
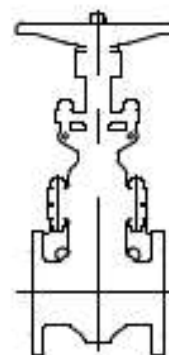
Anexo 4

Válvula de compuerta 150 lbs

VÁLVULAS FUNDIDAS ANSI

COMPUERTA 150LBS 2" - 8" BRIDAS

COMPUERTA Fig. GA0101XU		Clase 150, RB
VÁLVULA COMPUERTA ACERO-CARBONO 150LBS BRIDAS		
Superficies:		
Material	Acero carbonado ASTM A216 WCB	
Diámetro	API 603	
Conexiones	Acero según ANSI B16.5 RF	
Longitud	ANSI B16.10	
Inspección y Pruebas	API 598	
NACE MR 01-75	Step demand	
Aplicaciones	Refinerías, Petroquímica, Química, Metalurgia, Papel, Farmacéutica...	



Componentes		
Nº	Descripción	Material
1	Compuerta	ASTM A216 WCB
2	Asidero	ASTM A135 - 1/2" de esp.
3	Guía	ASTM A216 WCB
4	Huelle	ASTM A135 F66
5	Junta	O-RING
6	Junta	ASTM A135 WPL
7	Trabuco	ASTM A135 2H4
8	Boya	ASTM A216 WCB
9	Carro lateral	ASTM A216 WCB
10	Empacamento	O-RING
11	Manivela	ASTM A216 1025
12	Carro de eje	ASTM A135 8F
13	Trabuco	ASTM A135 2H
14	Parancho lateral	ASTM A216 412
15	Brida (interconexión)	ASTM A216 WCB
16	Trabuco lateral	ASTM A135 D-2
17	Trabuco inferior	ASTM A216 1025
18	Trabuco	ASTM A216 8F-40-18
19	Trabuco superior	ASTM A216 1025
20	Empacamento	ASTM A216
21	Empacamento lateral	ASTM A216
22	Manija del trabuco	ASTM A216 2H
23	Revoloteo	ASTM A216 2H
24	Empacamento	O-RING + Anillo de esp.

FIG. GA0101XU - COMPUERTA WCB/F6 XU TRIM N° 8 - 150LBS RF

Design	DN	d	D1	D2	D	b	r=0	L	M	H	Packing	
											outer	inner
01010007180	2"	51	60	120.6	153	17.6	6-27.6	176	228	245	438	182
010100072160	2.5"	64	73	136.6	178	19.6	6-27.6	181	238	274	481	242
010100073066	3"	76	85	152.6	198	21.6	6-27.6	186	249	426	517	254
010100073166	4"	102	111	188.6	228	24	6-27.6	229	290	521	618	45.4
010100073206	5"	127	136	218	258	24	6-27.6	234	300	565	658	50
010100073166	6"	152	161	248.6	278	26	6-27.6	237	300	628	734	72.4
010100073167	8"	203	212	338.6	368	28	6-27.6	237	360	768	880	111

Anexo 5

Tuberías de acero inoxidable ASTM A312

Diámetro Nominal NPS	Dimensiones y presiones de trabajo de tubería de cedula (pipe) ASTM A312																	
	Diámetro Ext.				Cédula 10				Cédula 40				Cédula 80					
	pg	mm	pg	mm	Grosor pared	Presión Ing. Trab.	Peso aprox.	Grosor pared	Presión Ing. Trab.	Peso Aprox.	Grosor pared	Presión Ing. Trab.	Peso Aprox.	Grosor pared	Presión Ing. Trab.	Peso Aprox.		
				pg	mm	PSI	kg/m	Lb/pie	kg/m	Lb/pie	kg/m	Lb/pie	kg/m	Lb/pie	kg/m	Lb/pie	kg/m	
1/8	.405	10.29	.049	1.24	4270	300	.19	.28	6170	434	.25	.370	0.095	2.41	9200	646	0.31	0.47
1/4	.540	13.72	.065	1.65	240	298	.33	.49	5970	420	.43	.363	0.119	3.02	8520	599	0.54	0.8
3/8	.675	17.15	.065	1.65	320	233	.42	.63	4810	338	.57	.850	0.126	3.2	7000	492	0.76	1.1
1/2	.840	21.34	.083	2.11	3420	240	.67	1.00	4610	324	.85	1.27	0.147	.73	6486	456	1.1	1.62
3/4	1.050	26.67	.083	2.11	2690	189	.86	1.28	3750	264	1.13	1.69	0.154	.91	5296	372	1.49	2.2
1	1.315	33.40	.109	2.77	2830	199	1.40	2.09	3510	247	1.68	2.50	0.179	.55	4689	342	2.19	3.24
1 1/4	1.660	42.16	.109	2.77	2210	155	1.81	2.69	2880	202	2.27	3.39	0.191	4.85	4039	284	3.02	4.47
1 1/2	1.900	48.26	.109	2.77	920	135	2.09	3.11	2590	182	2.72	4.05	0.2	5.08	3664	258	3.67	5.41
2	2.375	60.33	.109	2.77	520	107	2.64	3.93	2180	153	3.65	5.45	0.218	5.54	3151	222	5.07	7.48
2 1/2	2.875	73.03	.120	3.05	1380	97	3.53	5.27	2390	168	5.79	8.64	0.276	7.01	312	233	7.73	11.41
3	3.500	88.90	.120	3.05	1120	79	4.33	6.46	2070	146	7.58	11.30	0.3	7.62	893	203	10.35	15.27
3 1/2	4.000	101.60	.120	3.05	980	69	4.97	7.42	1890	133	9.11	13.58	0.318	8.08	2683	188	12.62	18.67
4	4.500	114.30	.120	3.05	867	61	5.61	8.37	1750	123	10.79	16.09	0.337	8.56	2499	176	15.12	22.32
6	6.625	168.28	.134	3.4	655	46	9.29	13.85	1395	98	18.97	28.28	0.432	10.97	2152	151	28.84	42.56
8	8.625	219.08	.148	3.76	555	39	13.40	19.98	1227	86	28.55	42.57	0.5	12.7	1913	134	43.79	64.64
10	10.750	273.05	.165	4.19	495	35	18.70	27.88	1113	78	40.48	60.36	0.5	12.7	1803	127	55.25	96.01

Anexo 6

Densidad del agua a diferentes temperaturas

Presión externa: 1 atm = 101 325 Pa

Temperatura °C	Densidad kg / m ³	Temperatura °C	Densidad kg / m ³	Temperatura °C	Densidad kg / m ³
0 (hielo)	917,00	33	994,76	67	979,34
0	999,82	34	994,43	68	978,78
1	999,89	35	994,08	69	978,21
2	999,94	36	993,73	70	977,63
3	999,98	37	993,37	71	977,05
4	1000,00	38	993,00	72	976,47
5	1000,00	39	992,63	73	975,88
6	999,99	40	992,25	74	975,28
7	999,96	41	991,86	75	974,68
8	999,91	42	991,46	76	974,08
9	999,85	43	991,05	77	973,46
10	999,77	44	990,64	78	972,85
11	999,68	45	990,22	79	972,23
12	999,58	46	989,80	80	971,60
13	999,46	47	989,36	81	970,97
14	999,33	48	988,92	82	970,33
15	999,19	49	988,47	83	969,69
16	999,03	50	988,02	84	969,04
17	998,86	51	987,56	85	968,39
18	998,68	52	987,09	86	967,73
19	998,49	53	986,62	87	967,07
20	998,29	54	986,14	88	966,41
21	998,08	55	985,65	89	965,74
22	997,86	56	985,16	90	965,06
23	997,62	57	984,66	91	964,38
24	997,38	58	984,16	92	963,70
25	997,13	59	983,64	93	963,01
26	996,86	60	983,13	94	962,31
27	996,59	61	982,60	95	961,62
28	996,31	62	982,07	96	960,91
29	996,02	63	981,54	97	960,20
30	995,71	64	981,00	98	959,49
31	995,41	65	980,45	99	958,78
32	995,09	66	979,90	100	958,05

Anexo 7

Tubos de acero ASTM A53

DIÁMETRO NOMINAL	DIÁMETRO EXTERIOR		ESPESOR DE PARED		PESO kg/m	PESO TIPO	SCH N°	PRESIÓN DE PRUEBA GRADO B psi
	pulgada	mm	pulgada	mm				
6"	6.625	168.3	0.188	4.78	19.27	-	-	1,190
6"	6.625	168.3	0.219	5.56	22.31	-	-	1,390
6"	6.625	168.3	0.250	6.35	25.36	-	-	1,580
6"	6.625	168.3	0.280	7.11	28.26	STD	40	1,780
6"	6.625	168.3	0.312	7.92	31.32	-	-	1,980
6"	6.625	168.3	0.344	8.74	34.39	-	-	2,180
6"	6.625	168.3	0.375	9.52	37.28	-	-	2,380
6"	6.625	168.3	0.432	10.97	42.56	XS	80	2,740
6"	6.625	168.3	0.562	14.27	54.20	-	120	2,800
6"	6.625	168.3	0.719	18.26	67.56	-	160	2,800
6"	6.625	168.3	0.864	21.95	79.22	XXS	-	2,800
8"	8.625	219.1	0.188	4.78	25.26	-	-	920
8"	8.625	219.1	0.203	5.16	27.22	-	-	1,000
8"	8.625	219.1	0.219	5.56	29.28	-	-	1,070
8"	8.625	219.1	0.250	6.35	33.31	-	20	1,220
8"	8.625	219.1	0.277	7.04	36.31	-	30	1,350
8"	8.625	219.1	0.312	7.92	41.24	-	-	1,520
8"	8.625	219.1	0.322	8.18	42.55	STD	40	1,570
8"	8.625	219.1	0.344	8.74	45.34	-	-	1,680
8"	8.625	219.1	0.375	9.52	49.20	-	-	1,830
8"	8.625	219.1	0.406	10.31	53.08	-	60	2,000
8"	8.625	219.1	0.438	11.13	57.08	-	-	2,130
8"	8.625	219.1	0.500	12.70	64.64	XS	80	2,430
8"	8.625	219.1	0.594	15.09	75.92	-	100	2,800
8"	8.625	219.1	0.719	18.26	90.44	-	120	2,800
8"	8.625	219.1	0.812	20.62	100.92	-	140	2,800
8"	8.625	219.1	0.875	22.22	107.88	XXS	-	2,800
8"	8.625	219.1	0.906	23.01	111.27	-	160	2,800

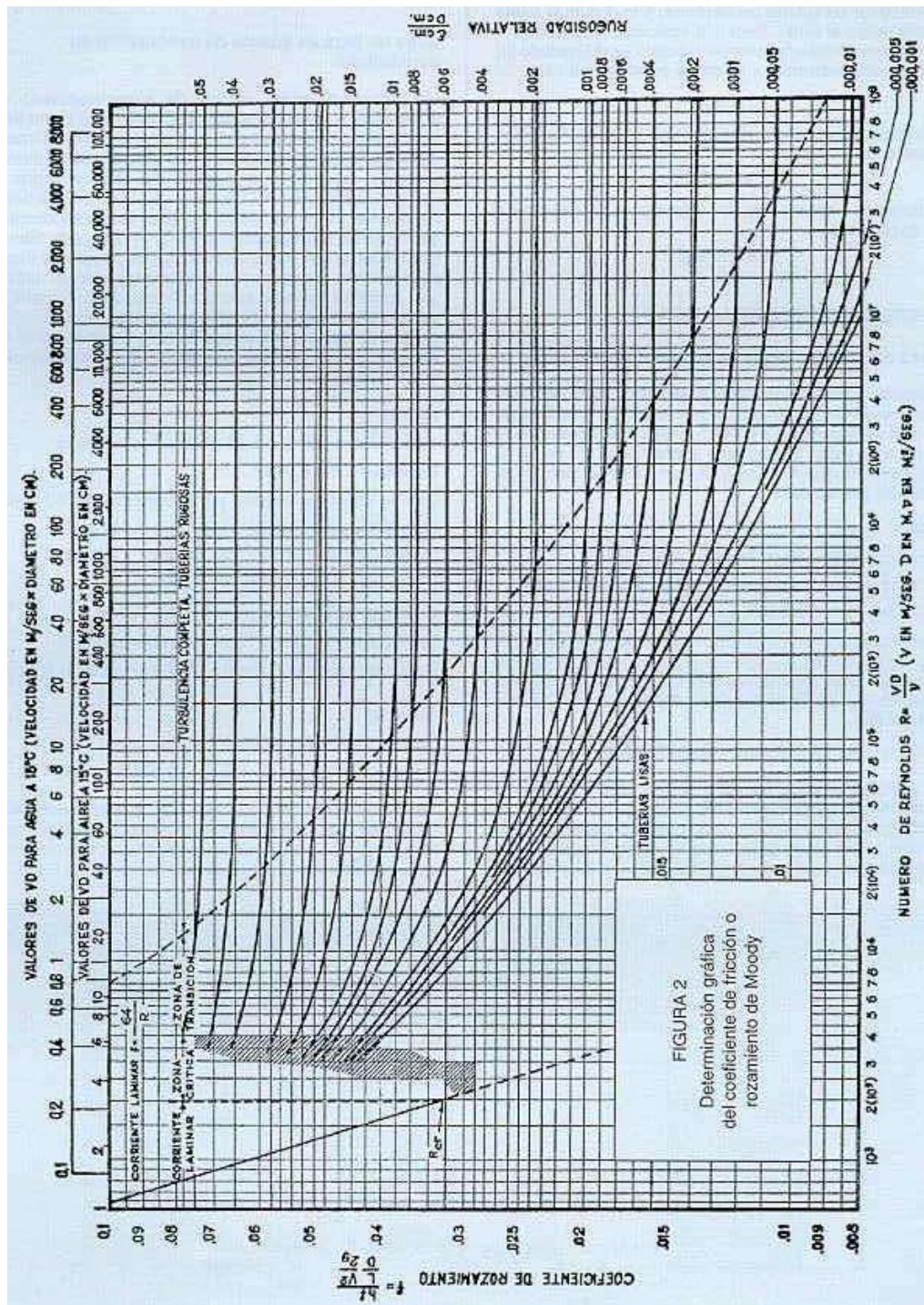
Anexo 8

Propiedades del agua diferentes temperaturas

temperatura t °C	densidad ρ kg/m ³	módulo elasticidad $K \cdot 10^{-9}$ N/m ²	viscosidad dinámica $\mu \cdot 10^3$ N·s/m ²	viscosidad cinemática $\nu \cdot 10^5$ m ² /s	tensión superficial σ N/m	presión de vapor P_v kPa
0	999,8	1,98	1,781	1,785	0,0756	0,61
5	1000,0	2,05	1,518	1,519	0,0749	0,87
10	999,7	2,10	1,307	1,306	0,0742	1,23
15	999,1	2,15	1,139	1,140	0,0735	1,70
20	998,2	2,17	1,002	1,003	0,0728	2,34
25	997,0	2,22	0,890	0,893	0,0720	3,17
30	995,7	2,25	0,798	0,800	0,0712	4,24
40	992,2	2,28	0,653	0,658	0,0696	7,38
50	988,0	2,29	0,547	0,553	0,0679	12,33
60	983,2	2,28	0,466	0,474	0,0662	19,92
70	977,8	2,25	0,404	0,413	0,0644	31,16
80	971,8	2,20	0,354	0,364	0,0626	47,34
90	965,3	2,14	0,315	0,326	0,0608	70,10
100	958,4	2,07	0,282	0,294	0,0589	101,33

Anexo 9

Diagrama de Moody



Anexo 10

Motor eléctrico W22 – WEG

W22 - Eficiencia Premium - 60 Hz

Potencia	Carcasa	Par nominal Tn (Nm)	Corriente con rotor trabado I/In	Par de arranque Ta/Tn	Par máximo Tm/Tn	Inercia Jcon rotor trabado (kgm²)	Tiempo máx. Jcon rotor trabado (s)		Peso (kg)	Nivel de ruido dB (A)	RPM	460 V							
							Letra	la/In				Letra	la/In	Rendimiento		Factor de potencia			
HP	kW						Caliente	Frio				50	75	100	50	75	100	Corriente nominal In (A)	
1	0,75	143/5T	L	8,4	3,2	3,5	0,0049	18	40	18,5	51,0	1760	80,0	84,0	85,5	0,55	0,68	0,75	1,47
1,5	1,1	143/5T	L	8,4	2,5	3,4	0,0060	14	31	22,0	51,0	1755	82,5	85,5	86,5	0,60	0,70	0,79	2,02
2	1,5	143/5T	K	8,0	2,7	3,2	0,0066	11	24	23,0	51,0	1750	85,5	86,5	86,5	0,57	0,70	0,79	2,76
3	2,2	182/4T	K	8,1	2,3	3,4	0,0143	23	51	41,0	56,0	1760	87,5	88,5	89,5	0,61	0,73	0,79	3,91
5	3,7	182/4T	J	7,5	2,3	3,2	0,0169	15	33	43,0	56,0	1755	88,5	89,5	89,5	0,62	0,74	0,80	6,45
7,5	5,5	213/5T	H	7,1	2,2	3,1	0,0566	20	44	70,0	58,0	1765	89,5	91,0	91,7	0,66	0,76	0,82	9,18
10	7,5	213/5T	H	6,4	2,0	3,0	0,0637	17	37	78,0	58,0	1765	91,0	91,7	91,7	0,66	0,77	0,83	12,4
15	11	254/6T	G	6,4	2,3	2,7	0,1104	17	37	114	64,0	1765	91,0	91,7	92,4	0,68	0,78	0,83	18,0
20	15	254/6T	H	6,9	2,3	2,7	0,1395	15	33	132	64,0	1765	91,7	92,4	93,0	0,68	0,79	0,84	24,1
25	18,5	284/6T	G	6,2	2,4	2,7	0,2153	24	53	176	64,0	1765	92,4	93,0	93,6	0,70	0,80	0,84	29,5
30	22	284/6T	G	6,1	2,4	2,4	0,2467	20	44	198	64,0	1765	93,0	93,0	93,6	0,70	0,80	0,84	35,1
40	30	324/6T	G	6,1	2,2	2,4	0,3861	20	44	223	66,0	1775	93,6	94,1	94,1	0,72	0,80	0,85	47,1
50	37	324/6T	G	6,2	2,3	2,7	0,3861	15	33	243	66,0	1775	93,0	94,1	94,5	0,66	0,77	0,83	59,2
60	45	364/5T	G	6,6	2,4	2,6	0,9448	15	33	394	67,0	1775	94,1	94,5	95,0	0,75	0,83	0,87	68,3
75	55	364/5T	G	6,4	2,4	2,6	0,9798	14	31	417	67,0	1775	94,5	95,0	95,4	0,73	0,82	0,86	84,1
100	75	404/5T	H	7,3	2,4	2,6	1,26	13	29	517	68,0	1775	95,0	95,0	95,4	0,77	0,84	0,88	111
125	90	444/5T	G	6,5	2,0	2,3	2,41	27	59	721	73,0	1780	95,0	95,4	95,4	0,74	0,82	0,85	139
150	110	444/5T	G	6,6	2,0	2,5	2,81	27	59	760	73,0	1780	95,4	95,8	95,8	0,74	0,82	0,85	170
200	150	445/7T	G	6,8	2,3	2,5	3,21	16	35	950	73,0	1785	95,8	96,2	96,2	0,73	0,82	0,85	230
250	185	447/9T	G	6,5	2,3	2,4	3,77	15	33	943	75,0	1780	95,8	96,2	96,2	0,75	0,83	0,86	281
300	220	447/9T	G	6,5	2,3	2,3	3,77	16	35	1080	75,0	1780	95,8	96,2	96,2	0,77	0,84	0,87	330
350	260	447/9T	G	6,4	2,5	2,4	4,98	14	31	1213	75,0	1780	95,8	96,2	96,2	0,77	0,84	0,86	394
400	300	586/7T	G	6,3	2,0	2,2	7,55	19	42	1567	78,0	1790	95,8	96,2	96,2	0,78	0,85	0,86	455
450	330	586/7T	G	6,4	2,2	2,1	8,99	16	35	1651	78,0	1790	95,8	96,2	96,2	0,78	0,83	0,85	507
500	370	586/7T	G	6,5	2,2	2,3	10,8	16	35	1774	78,0	1790	95,8	96,2	96,2	0,80	0,85	0,87	555
550	400	586/7T	G	7,1	2,2	2,5	9,92	16	35	1966	78,0	1790	96,2	96,4	96,5	0,74	0,82	0,86	605
600	440	586/7T	G	7,1	2,3	2,5	9,92	16	35	1966	78,0	1790	96,2	96,4	96,5	0,74	0,82	0,86	665
650	480	588/9T	H	7,4	2,5	2,7	12,7	22	48	1993	81,0	1790	96,0	96,5	96,6	0,71	0,81	0,85	734
700	515,2	588/9T	G	6,5	2,5	2,2	14,1	23	51	2079	81,0	1790	96,2	96,5	96,6	0,76	0,81	0,85	788
750	550	588/9T	G	7,0	2,4	2,5	14,6	29	64	2246	81,0	1790	96,3	96,6	96,7	0,70	0,80	0,85	840

Unidades

Anexo 11

Cotización de obras civiles para el sistema de tratamiento de agua con ceniza

CUADRO DE PRESENTACION DE PROPUESTA - OBRAS CIVILES PARA LA IMPLEMENTACION DE SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA CON CENIZA									
ITEM	DESCRIPCIÓN	METRADO				COTIZACIÓN			
		n°elem.	long	ancho	alto		Cantidad		
1.1	LIMPIEZA, EXCAVACIÓN, ELIMINACIÓN Y COMPACTACIÓN								
1.1.1	Limpieza de terrenos	1.00	9.60	6.20	-	59.52	S/	148.80	
1.1.2	Excavación de zanjas manual para Zapatas	6.00	1.00	1.00	1.50	9.00	S/	288.00	
1.1.3	Eliminación material excedente proveniente de excavaciones de terreno natural y demoliciones	1.00	-	-	-	11.70	S/	257.40	
1.1.4	Compactación de terreno	1.00	9.60	6.20	-	59.52	S/	1,666.56	
							S/	2,360.76	
1.2	CONSTRUCCION DE PISO PARA TOLVAS DECANTADORAS								
1.2.1	Loza - Concreto $f_c = 210$ kg/cm ² (MS)	1.00	9.60	6.20	-	59.52	S/	23,212.80	
							S/	23,212.80	
1.3	CONSTRUCCION DE ZAPATAS								
1.3.1	Zapatas - Concreto $f_c = 210$ kg/cm ² (MS), con acelerante de fraguado P5	6.00	1.00	1.00	0.50	3.00	S/	1,170.00	
1.3.2	Zapatas - Acero FY 5/8" = 4200 kg/cm ² P5	6.00	39.00	-	-	363.17	S/	1,852.16	
							S/	3,022.16	
1.4	CONSTRUCCION DE PEDESTALES								
1.4.1	Pedestales -Concreto $f_c = 210$ kg/cm ² (MS), con acelerante de fraguado P5	6.00	0.45	0.45	1.00	1.22		473.85	
1.4.2	Pedestales - Acero 5/8" FY = 4200 kg/cm ² P5	6.00	23.00	-	-	214.18		1092.2976	
1.4.3	Encofrado desencofrado caravista - pedestales	6.00	-	0.5	1.2	14.40		432	
1.4.4	Pernos de anclaje A325 1020 Ø 3/4" X 60cm	24.00	-	-	-	24.00		1560	
							S/	3,558.15	
	TOTAL							32,153.86	

Anexo 12

Cotización de obras metal – mecánica y mantenimiento del sistema de tratamiento de agua con ceniza

CUADRO DE PRESENTACION DE PROPUESTA - OBRAS METAL - MECANICA IMPLEMENTACION DE SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA CON CENIZA							
ITEM	DESCRIPCIÓN	METRADO					COTIZACIÓN
		CANTIDAD (und)	LONGITUD (m)	AREA (m2)	(Kg/m) - (Kg/pza)	PESO (Kg)	
1.00	LINEA DE SUCCIÓN Y DESCARGA DE LA BOMBA DE AGUA CON CENIZA Y LAVADOR DE GASES						
1.01	Tubo acero ASTM A53 6" SCH 40 L=6m	56.00	332.00	-	42.55	2,382.80	S/ 5,880.00
1.02	Tubo acero ASTM A53 8" SCH 40 L=6m	3.00	14.00	-	28.26	84.78	S/ 315.00
1.03	Codo 90° acero ASTM A53 8" SCH 40	4.00	-	-	20.90	83.60	S/ 277.97
1.04	Reducción excéntrica de acero ASTM A53 8" - 5" SCH 40	4.00	-	-	5.95	23.80	S/ 89.60
1.05	Codo 90° acero ASTM A53 6" SCH 40	16.00	-	-	10.40	166.40	S/ 500.86
1.06	Codo 45° acero ASTM A53 6" SCH 40	9.00	-	-	5.20	46.80	S/ 140.87
1.07	Unión Tee acero ASTM A53 6" SCH 40	2.00	-	-	13.30	26.60	S/ 43.40
1.08	Ampliación concéntrica de acero ASTM A53 4" - 6" SCH 40	4.00	-	-	3.72	14.88	S/ 89.60
1.09	Válvula de compuerta clase 150 6"	8.00	-	-	72.50	580.00	S/ 1,960.00
1.10	Válvula check clase 150 6"	4.00	-	-	58.00	232.00	S/ 1,285.00
1.11	Bomba Multisteel NI-HARD 200m3/hr 1750RPM Rotor Semi Vortex 100/260 H=40m + Motor eléctrico W22 WEG IV polos 60Hz 40HP 1765RPM 460V 47.1Amp protección IP65 + Termostifón	2.00	-	-	145.00	290.00	S/ 161,122.94
1.12	Bomba Hidrostral acero fierro fundido 200m3/hr 1750RPM Rotor Cerrado 80-250 H=35m + Motor eléctrico W22 WEG IV polos 60Hz 30HP 1765RPM 460V 35.1Amp protección IP65	2.00	-	-	125.00	250.00	S/ 130,943.16
1.13	Brida de acero ASTM A53 clase 150psi 8", tipo Slip On	4.00	-	-	13.63	54.52	S/ 74.00
1.14	Brida de acero ASTM A53 clase 150psi 5", tipo Slip On	4.00	-	-	6.81	27.24	S/ 72.00
1.15	Brida de acero ASTM A53 clase 150psi 6", tipo Slip On	20.00	-	-	8.63	172.60	S/ 360.00
1.16	Brida de acero ASTM A53 clase 150psi 4", tipo Slip On	4.00	-	-	5.90	23.60	S/ 72.00
						4,459.62	S/ 303,226.40
2.00	LINEA DE DESCARGA DE LODOS DE LAS TOLVAS DECANTADORAS						
2.01	Tubo acero inoxidable ASTM A312 4" SCH 40 L=6m	5.00	30.00	-	16.09	80.45	S/ 465.00
2.02	Válvula guillotina 4" serie 740 tipo LUG clase 150 psi, asiento EPDM, PTFE/EPDM, material de la guillotina inoxidable 304 + actuador neumático	3.00	-	-	36.00	108.00	S/ 12,000.00
2.03	Válvula compuerta 4" clase 150 psi, conexión bridada, material acero al carbono ASTM A216 WCB	3.00	-	-	45.90	137.70	S/ 2,100.00
2.04	Brida de acero inoxidable 304 clase 150psi 4", Tipo Slip On	12.00	-	-	5.90	70.80	S/ 240.00
						326.15	S/ 14,565.00
3.00	FILTRO DSM						
3.01	Panel acero inoxidable 304, ranura 0.02mm L= 1.60m A= 2.40m	2.00	-	-	7.00	14.00	S/ 328.30
3.02	Brida de acero ASTM A53 clase 150psi 10", Tipo Slip On	2.00	-	-	19.54	39.08	S/ 37.00
3.03	Reducción cuadrada 10 3/4" a circular 10" acero inoxidable L=10" acero inoxidable 304	2.00	-	-	3.50	7.00	S/ 42.00
3.04	Ducto de descarga de ceniza a tolva de ceniza acero inoxidable 304 - Plancha acero inoxidable 304 3/16" x 1.5m x 6.0m	2.00	-	9.41	339.12	678.24	S/ 1,661.69
3.05	Brida de acero inoxidable 304 clase 150psi 8", Tipo Slip On	2.00	-	-	13.63	27.26	S/ 40.00
3.06	Codo 90° acero ASTM A53 8" SCH 40	4.00	-	-	20.90	83.60	S/ 251.64
3.07	Tubo acero ASTM A53 8" SCH 40 L=6m	2.00	10.00	-	28.26	56.52	S/ 210.00
3.08	Válvula de compuerta clase 150 8"	2.00	-	-	111.00	222.00	S/ 490.00
3.09	Estructura de soporte para malla filtrante - Planchas acero inoxidable 304 3/16" x 1.5m x 6.0m	3.00	-	18.82	339.12	1,017.36	S/ 2,492.53
						2,145.06	S/ 5,553.16
4.00	TOLVAS DECANTADORAS						
4.01	Plancha acero A36 1/4" x 1.5m x 6.0m	14.00	-	120.00	423.90	5,934.60	S/ 14,539.77
4.02	Viga C acero A36 4" x 7.25 lb/pie x 6m	7.00	-	-	9.81	68.67	S/ 168.24
						6,003.27	S/ 14,708.01
5.00	ESTRUCTURAS SPORTE PARA TOLVAS Y FILTRO						
5.01	Viga de acero A36 W 10" x 60 lb/pie x 6m	17.00	-	-	85.00	1,445.00	S/ 2,890.00
5.02	Viga de acero A36 W 8" x 60 lb/pie x 6m	6.00	-	-	35.00	210.00	S/ 357.00
5.03	Plancha de acero A36 1/2" x 1.5m x 6.0m - Cartelas	1.00	-	4.50	847.80	847.80	S/ 2,077.11
5.04	Ángulo de acero A36 4" x 4" x 1/2" x 6m - Arriostres	16.00	96.00	-	29.17	466.69	S/ 787.54
5.05	Plancha de acero A36 3/4" x 1.5m x 6.0m - Bases y refuerzo de bases	1.00	-	6.00	1,342.35	1,342.35	S/ 3,288.76
						4,311.84	S/ 9,400.40
6.00	PLATAFORMAS DE OPERACIÓN Y ESCALERAS DE ACCESO A EQUIPOS DE TRANSMISION						
6.01	Tubo FE negro redondo SAE 1010 LAC 1"x21"	16.00	-	-	10.56	168.96	S/ 640.00
6.02	Viga C de acero A36 6" x 16.3 lb/pie x 6m	13.00	78.00	-	15.00	195.00	S/ 341.25
6.03	Plancha estriada A36 1/4" X4" X8"	10.00	-	28.80	46.32	1,334.02	S/ 2,349.11
						1,697.98	S/ 3,330.36
						18,943.91	350,783.34

CUADRO DE PRESENTACION DE PROPUESTA - MANO DE OBRA PARA EL MANTENIMIENTO DE SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA CON CENIZA							
ITEM	DESCRIPCIÓN	METRADO					COTIZACIÓN
		SERVICIO	TIEMPO	PERSONAL	HERRAMIENTAS	TIPO	
1.00	MANTENIMIENTO PARA EL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA CON CENIZA						
1.01	Mantenimiento de válvulas de la línea de descarga de las bombas de agua con ceniza y lavadores de gases	1.00	12 MESES	1 MECANICO	SI	Set de herramientas para mantenimiento mecánico	S/ 9,220.00
1.02	Mantenimiento de las válvulas de automáticas y mecánicas de la línea de descarga de lodos	1.00	12 MESES				
1.03	Mantenimiento de las bombas de lavado de gases y agua con ceniza	1.00	12 MESES	1 OPERADOR	SI	Equipo de limpieza	S/ 5,200.00
1.04	Limpieza de tolvas decantadoras	1.00	12 MESES				
1.05	Limpieza de mallas filtrantes	1.00	12 MESES				
1.06	Limpieza de poza de agua con ceniza	1.00	12 MESES				
						TOTAL	S/ 14,420.00

Anexo 13

Pérdida de agua en la poza de condensados del área de Producción de azúcar

**Anexo 14**

Condensador barométrico de Tachos



Anexo 15*Evaporador de Efecto V***Anexo 16***Condensador de Evaporador Efecto V*

Anexo 17*Cálculo de producción de jugo y vapor en el evaporador efecto v*

Se realiza el balance de sólidos en el evaporador considerando un flujo de ingreso según flujómetro de 68.203 Tn/hr, con el dato de °Brix del jugo de ingreso de 45.48% y °Brix de salida del jarabe de 64.50%, se sustituye en la ecuación 3.8.

$$\dot{m}_{\text{ja eva5}} = \frac{\dot{m}_{\text{ju eva4}} \times \text{°Brix}_{\text{ju eva4}}}{\text{°Brix}_{\text{ja eva5}}}$$

$$\dot{m}_{\text{ja eva5}} = \frac{\left(68.203 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}\right) \times (45.48\%)}{64.50\%}$$

$$\dot{m}_{\text{ja eva5}} = 48.091 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

El balance de masas para determinar el flujo de vapor producido por el evaporador, se determina en base a los flujos de jugo entrante y jarabe saliente del equipo, considerando la ecuación 3.9.

$$\dot{m}_{\text{vap eva5}} = \dot{m}_{\text{ju eva4}} - \dot{m}_{\text{ja eva5}}$$

$$\dot{m}_{\text{vap eva5}} = 68.203 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} - 48.091 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

$$\dot{m}_{\text{vap eva5}} = 20.112 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

Anexo 18

Cálculo de la producción de masas y vapor en tacho A

Determinar la cantidad de sólidos presentes en el jarabe producto de salida del evaporador de efecto V, mediante la ecuación 3.10.

$$S_{\text{ja eva5}} = \text{°Bx}_{\text{ja}} \times \dot{m}_{\text{ja eva5}}$$

Donde:

$\dot{m}_{\text{ja eva5}} = 48.091 \text{ Tn/hr}$, cálculo obtenido anterior mente en el balance de sólidos del evaporador de efecto V.

$\text{°Bx}_{\text{ja}} = 64.50\%$, datos referenciados en la Tabla 9.

Por lo tanto, el resultado será:

$$S_{\text{ja eva5}} = (64.50\%) \times \left(48.091 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right)$$

$$S_{\text{ja eva5}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

Se calcula el balance general de sólidos en cocimientos para la producción de azúcar y miel, para la determinación del contenido de azúcar en jarabe, se usa la ecuación 3.11.

$$Y_{\text{azu}} = \frac{P_{\text{za ja}} - P_{\text{za miel C}}}{(P_{\text{za ja}} - P_{\text{za miel C}}) + (P_{\text{za azu}} - P_{\text{za ja}})}$$

$$Y_{\text{azu}} = \frac{85.00\% - 35.70\%}{(85.00\% - 35.70\%) + (99.42\% - 85.00\%)}$$

$$Y_{\text{azu}} = 77.37\%$$

Usando la ecuación 3.12, se determinó el contenido de miel C en el jarabe.

$$Y_{\text{miel C}} = \frac{P_{\text{azu}} - P_{\text{ja}}}{(P_{\text{azu}} - P_{\text{ja}}) + (P_{\text{ja}} - P_{\text{miel C}})}$$

$$Y_{\text{miel C}} = \frac{99.42\% - 85.00\%}{(99.42\% - 85.00\%) + (85.00\% - 35.70\%)}$$

$$Y_{\text{miel C}} = 22.63\%$$

Finalmente utilizando las ecuaciones 3.13 y 3.14 se obtienen la cantidad de sólidos en el azúcar y miel C.

$$S_{\text{azu}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{azu}}$$

$$S_{\text{azu}} = \left(31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right) \times (77.37\%)$$

$$S_{\text{azu}} = 24.000 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

$$S_{\text{miel C}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{miel C}}$$

$$S_{\text{miel C}} = \left(31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \right) \times (22.63\%)$$

$$S_{\text{miel C}} = 7.020 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

Se realiza el cálculo para el balance de masas en la centrifuga para masa A, empleando las ecuaciones 3.15 y 3.16, contenido de azúcar y miel A en la masa A.

$$X_{\text{azu}} = \frac{P_{\text{za}_{\text{masaA}}} - P_{\text{za}_{\text{mielA}}}}{(P_{\text{za}_{\text{masaA}}} - P_{\text{za}_{\text{mielA}}}) + (P_{\text{za}_{\text{azu}}} - P_{\text{za}_{\text{mielA}}})}$$

$$X_{\text{azu}} = \frac{87.00\% - 69.50\%}{(87.00\% - 69.50\%) + (99.42\% - 87.00\%)}$$

$$X_{\text{azu}} = 58.491\%$$

$$X_{\text{mielA}} = \frac{P_{\text{za}_{\text{azu}}} - P_{\text{za}_{\text{masaA}}}}{(P_{\text{za}_{\text{masaA}}} - P_{\text{za}_{\text{mielA}}}) + (P_{\text{za}_{\text{azu}}} - P_{\text{za}_{\text{mielA}}})}$$

$$X_{\text{mielA}} = \frac{99.42\% - 87.00\%}{(87.00\% - 69.50\%) + (99.42\% - 87.00\%)}$$

$$X_{\text{mielA}} = 41.509\%$$

Se determina posteriormente el cálculo del contenido de masa A en jarabe según la ecuación 3.17.

$$Y_{\text{masaA}} = \frac{Y_{\text{azu}}}{X_{\text{azu}}}$$

$$Y_{\text{masaA}} = 132.277\%$$

Se determina también el contenido de miel A en jarabe con la ecuación 3.18.

$$Y_{\text{mielA}} = Y_{\text{masaA}} - Y_{\text{azu}}$$

$$Y_{\text{mielA}} = 54.907\%$$

Finalmente utilizando las ecuaciones 3.19 y 3.20 se obtienen la cantidad de sólidos en la masa A y miel A.

$$S_{\text{masaA}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{masaA}}$$

$$S_{\text{masaA}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 132.277\%$$

$$S_{\text{masaA}} = 41.032 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

$$S_{\text{mielA}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{mielA}}$$

$$S_{\text{mielA}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 54.907\%$$

$$S_{\text{mielA}} = 17.032 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

Se realiza el desarrollo del balance de sólidos de masas en el tacho A, basándose en las ecuaciones 3.21, 3.22, 3.23, 3.24, 3.25 y 3.26.

$$X_{\text{magmaB}} = \frac{P_{\text{za masaA}} - P_{\text{za ja}}}{(P_{\text{za masaA}} - P_{\text{za ja}}) + (P_{\text{za magmaB}} - P_{\text{za masaA}})}$$

$$X_{\text{magmaB}} = \frac{87.00\% - 85.00\%}{(87.00\% - 85.00\%) + (92.47\% - 87.00\%)}$$

$$X_{\text{magmaB}} = 26.774\%$$

$$X_{ja} = \frac{Pza_{\text{magmaB}} - Pza_{\text{masaA}}}{(Pza_{\text{masaA}} - Pza_{ja}) + (Pza_{\text{magmaB}} - Pza_{\text{masaA}})}$$

$$X_{ja} = \frac{92.47\% - 87.00\%}{(87.00\% - 85.00\%) + (92.47\% - 87.00\%)}$$

$$X_{ja} = 73.226\%$$

$$Y_{\text{magmaB}} = X_{\text{magmaB}} \times Y_{\text{masaA}}$$

$$Y_{\text{magmaB}} = 26.774\% \times 132.277\%$$

$$Y_{\text{magmaB}} = 35.416\%$$

$$Y_{ja} = Y_{\text{masaA}} \times X_{ja}$$

$$Y_{ja} = 132.277\% \times 73.226\%$$

$$Y_{ja} = 96.861\%$$

$$S_{\text{magmaB}} = S_{ja} \times Y_{\text{magmaB}}$$

$$S_{\text{magmaB}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 35.416\%$$

$$S_{\text{magmaB}} = 10.986 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

$$S_{\text{ja}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{ja}}$$

$$S_{\text{ja}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 96.861\%$$

$$S_{\text{ja}} = 30.045 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

Anexo 19

Cálculo de la producción de masas y vapor en tacho B

Se realiza el cálculo para el balance de masas en la centrifuga para masa B, empleando las ecuaciones 3.31 y 3.32, contenido de magma B y miel B en la masa B.

$$X_{\text{magmaB}} = \frac{P_{\text{za}_{\text{masaB}}} - P_{\text{za}_{\text{mielB}}}}{(P_{\text{za}_{\text{masaB}}} - P_{\text{za}_{\text{mielB}}}) + (P_{\text{za}_{\text{magmaB}}} - P_{\text{za}_{\text{masaB}}})}$$

$$X_{\text{magmaB}} = \frac{74.30\% - 50.98\%}{(74.30\% - 50.98\%) + (92.47\% - 74.30\%)}$$

$$X_{\text{magmaB}} = 56.206\%$$

$$X_{\text{mielB}} = \frac{P_{\text{za}_{\text{magmaB}}} - P_{\text{za}_{\text{masaB}}}}{(P_{\text{za}_{\text{masaB}}} - P_{\text{za}_{\text{mielB}}}) + (P_{\text{za}_{\text{magmaB}}} - P_{\text{za}_{\text{masaB}}})}$$

$$X_{\text{mielB}} = \frac{92.47\% - 74.30\%}{(74.30\% - 50.98\%) + (92.47\% - 74.30\%)}$$

$$X_{\text{mielB}} = 43.794\%$$

Se determina posteriormente el cálculo del contenido de masa B en jarabe según la ecuación 3.33.

$$Y_{\text{masaB}} = \frac{Y_{\text{magmaB}}}{X_{\text{magmaB}}}$$

$$Y_{\text{masaB}} = \frac{35.416\%}{56.026\%}$$

$$Y_{\text{masaB}} = 63.011\%$$

Se determina también el contenido de miel B en jarabe con la ecuación 3.34.

$$Y_{\text{mielB}} = Y_{\text{masaB}} - Y_{\text{magmaB}}$$

$$Y_{\text{mielB}} = 63.011\% - 35.416\%$$

$$Y_{\text{mielB}} = 27.595\%$$

Finalmente utilizando las ecuaciones 3.35 y 3.36 se obtienen la cantidad de sólidos en la masa B y miel B.

$$S_{\text{masaB}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{masaB}}$$

$$S_{\text{masaB}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 63.011\%$$

$$S_{\text{masaB}} = 19.545 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

$$S_{\text{mielB}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{mielB}}$$

$$S_{\text{mielB}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 27.595\%$$

$$S_{\text{mielB}} = 8.560 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

Se realiza el desarrollo del balance de sólidos de masas en el tacho B, basándose en las ecuaciones 3.37, 3.38, 3.39, 3.40, 3.41 y 3.42.

$$X_{\text{magmaC}} = \frac{P_{\text{za}_{\text{masaB}}} - P_{\text{za}_{\text{mielA}}}}{(P_{\text{za}_{\text{masaB}}} - P_{\text{za}_{\text{mielA}}}) + (P_{\text{za}_{\text{magmaC}}} - P_{\text{za}_{\text{masaB}}})}$$

$$X_{\text{magmaC}} = \frac{74.30\% - 69.50\%}{(74.30\% - 69.50\%) + (82.00\% - 74.30\%)}$$

$$X_{\text{magmaC}} = 38.400\%$$

$$X_{\text{mielA-B}} = \frac{P_{\text{za}_{\text{magmaC}}} - P_{\text{za}_{\text{masaB}}}}{(P_{\text{za}_{\text{masaB}}} - P_{\text{za}_{\text{mielA}}}) + (P_{\text{za}_{\text{magmaC}}} - P_{\text{za}_{\text{masaB}}})}$$

$$X_{\text{mielA-B}} = \frac{82.00\% - 74.30\%}{(74.30\% - 69.50\%) + (82.00\% - 74.30\%)}$$

$$X_{\text{mielA-B}} = 61.600\%$$

$$Y_{\text{magmaC}} = X_{\text{magmaC}} \times Y_{\text{masaB}}$$

$$Y_{\text{magmaC}} = 38.400\% \times 63.011\%$$

$$Y_{\text{magmaC}} = 24.196\%$$

$$Y_{\text{mielA-B}} = Y_{\text{masaB}} - Y_{\text{magmaC}}$$

$$Y_{\text{mielA-B}} = 63.011\% - 24.196\%$$

$$Y_{\text{mielA-B}} = 38.815\%$$

$$S_{\text{magmaC}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{mgamaC}}$$

$$S_{\text{magmaC}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 24.196\%$$

$$S_{\text{magmaC}} = 7.505 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

$$S_{\text{mielA-B}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{mielA-B}}$$

$$S_{\text{mielA-B}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 38.815\%$$

$$S_{\text{mielA-B}} = 12.040 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

Anexo 20

Cálculo de la producción de masas y vapor en tacho C

Se realiza el cálculo para el balance de masas en la centrifuga para masa C, para encontrar el contenido de masa C en jarabe según ecuación 3.47 y el contenido de sólidos presente en masa C según ecuación 3.48.

$$Y_{\text{masaC}} = Y_{\text{magmaC}} + Y_{\text{mielC}}$$

$$Y_{\text{masaC}} = 24.196\% + 22.63\%$$

$$Y_{\text{masaC}} = 46.826\%$$

$$S_{\text{masaC}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{masaC}}$$

$$S_{\text{masaC}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 46.826\%$$

$$S_{\text{masaC}} = 14.525 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

Se realiza el desarrollo del balance de sólidos de masas en el tacho C, basándose en las ecuaciones 3.49, 3.50, 3.51, 3.52, 3.53 y 3.54.

$$X_{\text{sem2-C}} = \frac{P_{\text{za masaC}} - P_{\text{za mielB}}}{(P_{\text{za masaC}} - P_{\text{za mielB}}) + (P_{\text{za sem2}} - P_{\text{za masaC}})}$$

$$X_{\text{sem2-C}} = \frac{58.14\% - 50.98\%}{(58.14\% - 50.98\%) + (60.61\% - 58.14\%)}$$

$$X_{\text{sem2-C}} = 74.351\%$$

$$X_{\text{mielB-C}} = \frac{P_{\text{za sem2}} - P_{\text{za masaC}}}{(P_{\text{za masaC}} - P_{\text{za mielB}}) + (P_{\text{za sem2}} - P_{\text{za masaC}})}$$

$$X_{\text{mielB-C}} = \frac{60.61\% - 58.14\%}{(58.14\% - 50.98\%) + (60.61\% - 58.14\%)}$$

$$X_{\text{mielB-C}} = 25.649\%$$

$$Y_{\text{mielB-C}} = X_{\text{mielB-C}} \times Y_{\text{masaC}}$$

$$Y_{\text{mielB-C}} = 25.649\% \times 46.826\%$$

$$Y_{\text{mielB-C}} = 12.010\%$$

$$Y_{\text{sem2-c}} = Y_{\text{masaC}} - Y_{\text{mielB-c}}$$

$$Y_{\text{sem2-c}} = 46.826\% - 12.010\%$$

$$Y_{\text{sem2-c}} = 34.816\%$$

$$S_{\text{sem2-c}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{sem2-c}}$$

$$S_{\text{sem2-c}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 34.816\%$$

$$S_{\text{sem2-c}} = 10.800 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

$$S_{\text{mielB-c}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{mielB-c}}$$

$$S_{\text{mielB-c}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 12.010\%$$

$$S_{\text{mielB-c}} = 3.725 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

Anexo 21

Cálculo de la producción de masas y vapor en semillero 2

Cálculo de balance de masas en el semillero 2, para determinar la cantidad de miel B en semilla 2 y semilla 1 en semilla 2 contenidas en jarabe, de acuerdo a las ecuaciones 3.59 y 3.60.

$$Y_{\text{mielB-sem2}} = Y_{\text{mielB}} - Y_{\text{mielB-C}}$$

$$Y_{\text{mielB-sem2}} = 27.595\% - 12.010\%$$

$$Y_{\text{mielB-sem2}} = 15.585\%$$

$$Y_{\text{sem1-sem2}} = Y_{\text{sem2-C}} - Y_{\text{mielB-sem2}}$$

$$Y_{\text{sem1-sem2}} = 34.816\% - 15.585\%$$

$$Y_{\text{sem1-sem2}} = 19.231\%$$

Se realiza el balance de sólidos en el semillero 2, para determinar la cantidad de sólidos presentes en la miel B en semilla 2 y semilla 1 en semilla 2, con las ecuaciones 3.61 y 3.62.

$$S_{\text{mielB-sem2}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{mielB-sem2}}$$

$$S_{\text{mielB-sem2}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 15.585\%$$

$$S_{\text{mielB-sem2}} = 4.834 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

$$S_{\text{sem1-sem2}} = S_{\text{ja}} \times Y_{\text{sem1-sem2}}$$

$$S_{\text{sem1-sem2}} = 31.019 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}} \times 19.231\%$$

$$S_{\text{sem1-sem2}} = 5.965 \frac{\text{Tn}}{\text{hr}}$$

Anexo 22

Cálculo de la producción de masas y vapor en semillero 1

Cálculo de balance de masas en el semillero 1, para determinar la cantidad de jarabe en semilla 1 y miel A en semilla 1 contenidas en jarabe total, de acuerdo a las ecuaciones 3.67 y 3.68.

$$Y_{\text{ja-sem1}} = 100 - Y_{\text{ja}}$$

$$Y_{\text{ja-sem1}} = 100 - 96.861\%$$

$$Y_{\text{ja-sem1}} = 3.139\%$$

$$Y_{\text{mielA-sem1}} = Y_{\text{sem1-sem2}} - Y_{\text{ja-sem1}}$$

$$Y_{\text{mielA-sem1}} = 19.231\% - 3.139\%$$

$$Y_{\text{mielA-sem1}} = 16.092\%$$

Se realiza el balance de sólidos en el semillero 1, para determinar la cantidad de sólidos presentes en jarabe en semilla 1 y miel A en semilla 1, con las ecuaciones 3.69 y 3.70.

$$S_{ja-sem1} = S_{ja} \times Y_{ja-sem1}$$

$$S_{ja-sem1} = 31.019 \frac{Tn}{hr} \times 3.139\%$$

$$S_{ja-sem1} = 0.974 \frac{Tn}{hr}$$

$$S_{mielA-sem1} = S_{ja} \times Y_{mielA-sem1}$$

$$S_{mielA-sem1} = 31.019 \frac{Tn}{hr} \times 16.092\%$$

$$S_{mielA-sem1} = 4.992 \frac{Tn}{hr}$$

Anexo 23

Cálculo del diámetro, velocidad y número de reynolds para la línea de succión del sistema de bombeo de agua con ceniza

Para las consideraciones de bombeo líquido en la succión se considera una velocidad de $1.8 \frac{m}{seg}$. Dato obtenido de la página web

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn206.html>

Por lo tanto, la primera consideración para el diámetro de la tubería:

$$Q = \text{velocidad} \times \text{área} \quad (7.116)$$

$$0.0442 \frac{m^3}{seg} = 1.80 \frac{m}{seg} \times \frac{\pi}{4} \phi^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{0.0442 \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}}{1.80 \frac{\text{m}}{\text{seg}} \times \frac{\pi}{4}}}$$

$$\phi = 0.17682 \text{ m} = 176.82 \text{ mm} = 6.96 \text{ pulg}$$

El diámetro interior de la tubería sería 210.92 mm, dato obtenido de la Tabla 33.

La velocidad resultante con el nuevo diámetro sería:

$$\text{velocidad} = \frac{Q}{\text{área}}$$

$$\text{velocidad} = \frac{0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{\frac{\pi}{4} 0.21092^2 \text{m}^2}$$

$$\text{velocidad} = 1.27 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Calculando el Número de Reynolds con los datos obtenidos:

$$\# \text{ Reynolds} = \frac{Q}{\phi \times v} \quad (7.317)$$

Donde:

Q = Caudal del fluido en $\frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$

ϕ = Diámetro interior de la tubería en m

v = Viscosidad cinemática en $\frac{\text{m}^2}{\text{seg}}$

$$\# \text{ Reynolds} = \frac{0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{0.21092\text{m} \times 0.367 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}}$$

$$\# \text{ Reynolds} = 571\,003.07 \cong 6 \times 10^5 \geq 4\,000$$

El Número de Reynolds, entonces se encuentra en el régimen turbulento.

Anexo 24

Cálculo del diámetro, velocidad y número de reynolds para la línea de descarga del sistema de bombeo de agua con ceniza

Se calcula el diámetro para la línea de descarga del sistema de bombeo:

Para las consideraciones de bombeo líquido en la descarga se considera una velocidad de $2.4 - 4.6 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$, Dato obtenido de la página web

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn206.html>

La velocidad seleccionada $3.00 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$. Por lo tanto, la primera consideración para el diámetro de la tubería:

$$\phi = \sqrt{\frac{0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{3.00 \frac{\text{m}}{\text{seg}} \times \frac{\pi}{4}}}$$

$$\phi = 0.13696 \text{ m} = 136.96 \text{ mm} = 5.39 \text{ pulg}$$

Por lo tanto, el valor del diámetro interior de la tubería sería 161.19 mm, dato obtenido de la Tabla 34.

La velocidad resultante con el nuevo diámetro sería:

$$\text{velocidad} = \frac{0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{\frac{\pi}{4} 0.16119^2 \text{m}^2}$$

$$\text{velocidad} = 2.17 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Calculando el Número de Reynolds con los datos obtenidos:

$$\# \text{ Reynolds} = \frac{0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{0.16119 \text{m} \times 0.367 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}}$$

$$\# \text{ Reynolds} = 747\,167.74 \cong 7.5 \times 10^5 \geq 4\,000$$

El Número de Reynolds, entonces se encuentra en el régimen turbulento.

Anexo 25

Cálculo de las pérdidas primarias, pérdidas secundarias y altura manométrica en la línea de succión

La rugosidad absoluta según el material es de 0.05 mm, basado en la Tabla 35
Para la línea de succión:

$$\varepsilon_{\text{relativa}} = \frac{\varepsilon_{\text{absoluta}}}{\varnothing} \quad (7.118)$$

$$\varepsilon_{\text{relativa}} = \frac{0.05 \text{ mm}}{210.92 \text{ mm}}$$

$$\varepsilon_{\text{relativa}} = 0.00024$$

Entonces con la Rugosidad Relativa = 0.00024 y Número de Reynolds = 6×10^5 .

El Coeficiente de Rozamiento resultante de la intersección de los valores en el diagrama de Moody = 0.016. Diagrama referenciado en el Anexo 9.

Cálculo de las pérdidas primarias en la tubería, usando la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$h_{\text{primaria}} = f \times \frac{L}{\varnothing} \times \frac{v^2}{2 \times g} \quad (7.119)$$

Donde:

h_{primaria} = Pérdida de carga primaria en m

f = Coeficiente de rozamiento

L = Longitud de la tubería (succión) en m

\varnothing = Diámetro interno de la tubería en m

v = Velocidad media del fluido $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$

g = Aceleración de la gravedad (9.81) $\frac{\text{m}}{\text{seg}^2}$

La longitud de la tubería de succión es de 4.00 m

Reemplazando los valores obtenidos:

$$h_{\text{primaria}} = 0.016 \times \frac{4.00\text{m}}{0.21092\text{m}} \times \frac{1.27^2 \frac{\text{m}^2}{\text{seg}^2}}{2 \times 9.81 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2}}$$

$$h_{\text{primaria}} = 0.0249 \text{ m}$$

Cálculo de las pérdidas secundarias causadas por los accesorios, bajo la siguiente ecuación:

$$h_{\text{secundaria}} = K \times \frac{v^2}{2 \times g} \times \# \text{accesorios} \quad (7.40)$$

Donde:

$h_{\text{secundaria}}$ = Pérdida de carga en m

K = Coeficiente adimensional de resistencia que depende del elemento que produzca la pérdida de carga

v = Velocidad media del fluido $\frac{\text{m}}{\text{seg}}$

g = Aceleración de la gravedad (9.81) $\frac{\text{m}}{\text{seg}^2}$

$\# \text{accesorios}$ = Cantidad de accesorios del mismo tipo a evaluar

La altura manométrica de succión:

$$H_{\text{manométrica succión}} = h_{\text{geométrica succión}} + h_{\text{primaria}} + h_{\text{succión}} \quad (7.1251)$$

$$H_{\text{manométrica succión}} = 2.00\text{m} + 0.0249\text{m} + 0.095\text{m}$$

$$H_{\text{manométrica succión}} = 2.120 \text{ m}$$

Anexo 26

Cálculo de las pérdidas primarias, pérdidas secundarias y altura manométrica en la línea de descarga

Para la línea de descarga:

$$\epsilon_{\text{relativa}} = \frac{0.05 \text{ mm}}{161.19 \text{ mm}}$$

$$\epsilon_{\text{relativa}} = 0.00031$$

Entonces con la Rugosidad Relativa = 0.00031 y Número de Reynolds = 7.5×10^5 .

El Coeficiente de Rozamiento resultante de la intersección de los valores en el diagrama de Moody = 0.0162. Diagrama referenciado en el Anexo 9.

Cálculo de las pérdidas primarias en la tubería, usando la ecuación de Darcy-Weisbach:

La longitud de la tubería de succión es de 137.00 m

$$h_{\text{primaria}} = 0.0162 \times \frac{137.00\text{m}}{0.16119\text{m}} \times \frac{2.17^2 \frac{\text{m}^2}{\text{seg}^2}}{2 \times 9.81 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2}}$$

$$h_{\text{primaria}} = 3.3046 \text{ m}$$

Cálculo de las pérdidas secundarias causadas por los accesorios, bajo la ecuación 7.120.

La altura manométrica de descarga:

$$H_{\text{manométrica descarga}} = 16.00\text{m} + 3.3046\text{m} + 7.368\text{m}$$

$$H_{\text{manométrica descarga}} = 26.673 \text{ m}$$

Anexo 27

Cálculo de la altura manométrica del sistema de bombeo de agua con ceniza

$$\begin{aligned} H_{\text{manométrica sistema}} & \qquad \qquad \qquad (7.122) \\ & = H_{\text{manométrica descarga}} + H_{\text{manométrica succión}} \\ & + 10^5 \times \frac{p_{\text{descarga}} - p_{\text{succión}}}{\rho \times g} \end{aligned}$$

Donde:

p_{descarga} = Presión en el recipiente de descarga en bar

$p_{\text{succión}}$ = Presión en el recipiente de succión en bar

ρ = Densidad del líquido de trabajo en $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

g = Aceleración de la gravedad en $\frac{\text{m}}{\text{seg}^2}$

El término $\frac{P_{\text{descarga}} - P_{\text{succión}}}{\rho \times g}$, representa la presión diferencial que existe entre las superficies del líquido en la descarga y la succión de la bomba. En este caso, al tratarse de los recipientes de succión y descarga se encuentran en espacios abiertos el resultado será igual a cero y no se tendrá en cuenta.

$$H_{\text{manométrica sistema}} = 2.120 \text{ m} + 26.673 \text{ m}$$

$$H_{\text{manométrica sistema}} = 28.793 \text{ m}$$

Anexo 28

Comprobación de la ausencia de la cavitación para la bomba de agua con ceniza seleccionada

$$\text{NPSH}_{\text{disponible}} \geq \text{NPSH}_{\text{requerido}} + 0.50\text{m} \quad (7.123)$$

Donde:

$\text{NPSH}_{\text{disponible}}$ = Net Positive Suction Head o Altura neta positive en la succión en m, el cual es brindada de acuerdo a la bomba seleccionada.

$\text{NPSH}_{\text{requerido}}$ = Net Positive Suction Head o Altura neta positive en la succión en m, es la que se dispone en la instalación de la bomba.

El cálculo del $\text{NPSH}_{\text{disponible}}$ se hace mediante la siguiente fórmula:

$$\text{NPSH}_{\text{disponible}} = 10^5 \times \frac{P_a - P_v}{\rho \times g} - H_{\text{manométrica succión}} \quad (7.124)$$

Donde:

P_a = Presión atmosférica en bar

P_v = Presión de vapor del agua en bar

g = Aceleración de la gravedad en $\frac{m}{seg^2}$

ρ = Densidad del fluido a la temperatura de trabajo en $\frac{kg}{m^3}$

Desarrollando la Presión atmosférica del Centro Poblado San Jacinto, ya que en este lugar está ubicado la empresa a una altitud de 266 msnm.

$$P_a = 10.33 - \frac{\text{Altitud (m)}}{900} \quad (7.125)$$

$$P_a = 10.33 - \frac{266 \text{ m}}{900}$$

$$P_a = 10.03 \text{ m} = 0.984 \text{ bar}$$

Desarrollando la Presión del vapor de agua, según la temperatura de Antoine, a la temperatura de 80 °C. Donde la temperatura en grados kelvin es $T = 80 + 273.15 = 353.15 \text{ K}$

$$P_v = 1\,000 \times e^{(16.573 - \frac{3\,988.842}{T - 39.47})} \quad (7.126)$$

$$P_v = 1\,000 \times e^{(16.573 - \frac{3\,988.842}{353.15 - 39.47})}$$

$$P_v = 47310.03 \text{ Pa} = 0.473 \text{ bar}$$

Reemplazando en la ecuación 7.124

$$NPSH_{\text{disponible}} = 10^5 \times \frac{0.984 \text{ bar} - 0.473 \text{ bar}}{971.60 \frac{kg}{m^3} \times 9.81 \frac{m}{seg^2}} - 2.12 \text{ m}$$

$$NPSH_{\text{disponible}} = 3.24 \text{ m}$$

Y el valor de: $NPSH_{requerido} = 2.10 \text{ m}$, obtenido de la Figura 12.

$$NPSH_{disponible} \geq NPSH_{requerido} + 0.50\text{m}$$

$$3.24\text{m} \geq 2.10\text{m} + 0.50\text{m}$$

$$3.24\text{m} \geq 2.60\text{m}$$

Anexo 29

Cálculo del diámetro, velocidad y número de reynolds para la línea de succión del sistema de bombeo para lavadores de gases

Para las consideraciones de bombeo liquido en la succión se considera una velocidad de $1.8 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$. Dato obtenido de la página web

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn206.html>

Por lo tanto, la primera consideración para el diámetro de la tubería:

$$Q = \text{velocidad} \times \text{área} \quad (7.127)$$

$$0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}} = 1.80 \frac{\text{m}}{\text{seg}} \times \frac{\pi}{4} \phi^2$$

$$\phi = \sqrt{\frac{0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{1.80 \frac{\text{m}}{\text{seg}} \times \frac{\pi}{4}}}$$

$$\phi = 0.17682 \text{ m} = 176.82 \text{ mm} = 6.96 \text{ pulg}$$

El diámetro interior de la tubería sería 210.92 mm, dato obtenido de la Tabla 40.

La velocidad resultante con el nuevo diámetro sería:

$$\text{velocidad} = \frac{Q}{\text{área}}$$

$$\text{velocidad} = \frac{0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{\frac{\pi}{4} 0.21092^2 \text{m}^2}$$

$$\text{velocidad} = 1.27 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Calculando el Número de Reynolds con los datos obtenidos:

$$\# \text{ Reynolds} = \frac{Q}{\emptyset \times v} \quad (7.128)$$

Donde:

Q = Caudal del fluido en $\frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$

\emptyset = Diámetro interior de la tubería en m

v = Viscosidad cinemática en $\frac{\text{m}^2}{\text{seg}}$

$$\# \text{ Reynolds} = \frac{0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{0.21092\text{m} \times 0.6896 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}}$$

$$\# \text{ Reynolds} = 303\,883.59 \cong 3 \times 10^5 \geq 4\,000$$

El Número de Reynolds, entonces se encuentra en el régimen turbulento.

Anexo 30

Cálculo del diámetro, velocidad y número de reynolds para la línea de descarga del sistema de bombeo para lavadores de gases

Para las consideraciones de bombeo líquido en la descarga se considera una velocidad de $2.4 - 4.6 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$, Dato obtenido de la página web

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn206.html>

La velocidad seleccionada $3.00 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$. Por lo tanto, la primera consideración para el diámetro de la tubería:

$$\phi = \sqrt{\frac{0.0442 \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}}{3.00 \frac{\text{m}}{\text{seg}} \times \frac{\pi}{4}}}$$

$$\phi = 0.13696 \text{ m} = 136.96 \text{ mm} = 5.39 \text{ pulg}$$

Por lo tanto, el valor del diámetro interior de la tubería sería 161.19 mm, dato obtenido de la Tabla 41.

La velocidad resultante con el nuevo diámetro sería:

$$\text{velocidad} = \frac{0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{\frac{\pi}{4} 0.16119^2 \text{m}^2}$$

$$\text{velocidad} = 2.17 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Calculando el Número de Reynolds con los datos obtenidos:

$$\# \text{ Reynolds} = \frac{0.0442 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{0.16119\text{m} \times 0.6896 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{seg}}}$$

$$\# \text{ Reynolds} = 397\,637.12 \cong 4 \times 10^5 \geq 4\,000$$

El Número de Reynolds, entonces se encuentra en el régimen turbulento.

Anexo 31

Cálculo de las pérdidas primarias, pérdidas secundarias y altura manométrica en la línea de succión

La rugosidad absoluta según el material es de 0.05 mm, basado en la Tabla 35
Para la línea de succión:

$$\epsilon_{\text{relativa}} = \frac{\epsilon_{\text{absoluta}}}{\emptyset} \quad (7.129)$$

$$\epsilon_{\text{relativa}} = 0.00024$$

Entonces con la Rugosidad Relativa = 0.00024 y Número de Reynolds = 3×10^5 .

El Coeficiente de Rozamiento resultante de la intersección de los valores en el diagrama de Moody = 0.017. Diagrama referenciado en el Anexo 9.

Cálculo de las pérdidas primarias en la tubería, usando la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$h_{\text{primaria}} = f \times \frac{L}{\emptyset} \times \frac{v^2}{2 \times g} \quad (7.130)$$

Donde:

h_{primaria} = Pérdida de carga primaria en m

f = Coeficiente de rozamiento

L = Longitud de la tubería (succión) en m

- \emptyset = Diámetro interno de la tubería en m
 v = Velocidad media del fluido $\frac{m}{seg}$
 g = Aceleración de la gravedad (9.81) $\frac{m}{seg^2}$

La longitud de la tubería de succión es de 3.00 m

Reemplazando los valores obtenidos:

$$h_{primaria} = 0.017 \times \frac{3.00m}{0.21092m} \times \frac{1.27^2 \frac{m^2}{seg^2}}{2 \times 9.81 \frac{m}{seg^2}}$$

$$h_{primaria} = 0.0199 \text{ m}$$

Cálculo de las pérdidas secundarias causadas por los accesorios, bajo la siguiente ecuación:

$$h_{secundaria} = K \times \frac{v^2}{2 \times g} \times \#accesorios \quad (7.1361)$$

Donde:

$h_{secundaria}$ = Pérdida de carga en m

K = Coeficiente adimensional de resistencia que depende del elemento que produzca la pérdida de carga

v = Velocidad media del fluido $\frac{m}{seg}$

g = Aceleración de la gravedad (9.81) $\frac{m}{seg^2}$

$\#accesorios$ = Cantidad de accesorios del mismo tipo a evaluar

La altura manométrica de succión:

$$H_{manométrica \text{ succión}} = 1.50m + 0.0199m + 0.095m$$

$$H_{\text{manométrica succión}} = 1.615 \text{ m}$$

Anexo 32

Cálculo de las pérdidas primarias, pérdidas secundarias y altura manométrica en la línea de descarga

Para la línea de descarga:

$$\varepsilon_{\text{relativa}} = \frac{0.05 \text{ mm}}{161.19 \text{ mm}}$$

$$\varepsilon_{\text{relativa}} = 0.00031$$

Entonces con la Rugosidad Relativa = 0.00031 y Número de Reynolds = 4×10^5 .

El Coeficiente de Rozamiento resultante de la intersección de los valores en el diagrama de Moody = 0.0168. Diagrama referenciado en el Anexo 9.

Cálculo de las pérdidas primarias en la tubería, usando la ecuación de Darcy-Weisbach:

La longitud de la tubería de succión es de 195.00 m

$$h_{\text{primaria}} = 0.0168 \times \frac{195.00 \text{ m}}{0.16119 \text{ m}} \times \frac{2.17^2 \frac{\text{m}^2}{\text{seg}^2}}{2 \times 9.81 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2}}$$

$$h_{\text{primaria}} = 4.8778 \text{ m}$$

Cálculo de las pérdidas secundarias causadas por los accesorios, bajo la ecuación 7.131.

La altura manométrica de descarga:

$$H_{\text{manométrica descarga}} = 18.00 \text{ m} + 4.8778 \text{ m} + 5.203 \text{ m}$$

$$H_{\text{manométrica descarga}} = 28.081 \text{ m}$$

Anexo 33

Cálculo de la altura manométrica del sistema de bombeo para lavadores de gases

$$\begin{aligned} H_{\text{manométrica sistema}} & \qquad \qquad \qquad (7.1372) \\ & = H_{\text{manométrica descarga}} + H_{\text{manométrica succión}} \\ & + 10^5 \times \frac{P_{\text{descarga}} - P_{\text{succión}}}{\rho \times g} \end{aligned}$$

Donde:

P_{descarga} = Presión en el recipiente de descarga en bar

$P_{\text{succión}}$ = Presión en el recipiente de succión en bar

ρ = Densidad del líquido de trabajo en $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

g = Aceleración de la gravedad en $\frac{\text{m}}{\text{seg}^2}$

El término $\frac{P_{\text{descarga}} - P_{\text{succión}}}{\rho \times g}$, representa la presión diferencial que existe entre las superficies del líquido en la descarga y la succión de la bomba. En este caso, al tratarse de los recipientes de succión y descarga se encuentran en espacios abiertos el resultado será igual a cero y no se tendrá en cuenta.

$$H_{\text{manométrica sistema}} = 1.615 \text{ m} + 28.081 \text{ m}$$

$$H_{\text{manométrica sistema}} = 29.696 \text{ m}$$

Anexo 34

Comprobación de la ausencia de la cavitación para la bomba de agua de los lavadores de gases seleccionada

$$\text{NPSH}_{\text{disponible}} \geq \text{NPSH}_{\text{requerido}} + 0.50\text{m} \quad (7.83)$$

Donde:

$\text{NPSH}_{\text{disponible}}$ = Net Positive Suction Head o Altura neta positive en la succión en m, el cual es brindada de acuerdo a la bomba seleccionada.

$\text{NPSH}_{\text{requerido}}$ = Net Positive Suction Head o Altura neta positive en la succión en m, es la que se dispone en la instalación de la bomba.

El cálculo del $\text{NPSH}_{\text{disponible}}$ se hace mediante la siguiente fórmula:

$$\text{NPSH}_{\text{disponible}} = 10^5 \times \frac{P_a - P_v}{\rho \times g} - H_{\text{manométrica succión}} \quad (7.1394)$$

Donde:

P_a = Presión atmosférica en bar

P_v = Presión de vapor del agua en bar

g = Aceleración de la gravedad en $\frac{\text{m}}{\text{seg}^2}$

ρ = Densidad del fluido a la temperatura de trabajo en $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Desarrollando la Presión atmosférica del Centro Poblado San Jacinto, ya que en este lugar está ubicado la empresa a una altitud de 266 msnm.

$$P_a = 10.33 - \frac{\text{Altitud (m)}}{900} \quad (7.11035)$$

$$P_a = 10.33 - \frac{266 \text{ m}}{900}$$

$$P_a = 10.03 \text{ m} = 0.984 \text{ bar}$$

Desarrollando la Presión del vapor de agua, según la temperatura de Antoine, a la temperatura de 38 °C. Donde la temperatura en grados kelvin es $T = 38 + 273.15 = 311.15 \text{ K}$

$$P_v = 1\,000 \times e^{\left(16.573 - \frac{3\,988.842}{311.15 - 39.47}\right)}$$

$$P_v = 6\,625.11 \text{ Pa} = 0.06625 \text{ bar}$$

Reemplazando en la ecuación 7.139

$$\text{NPSH}_{\text{disponible}} = 10^5 \times \frac{0.984 \text{ bar} - 0.06625 \text{ bar}}{993.00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9.81 \frac{\text{m}}{\text{seg}^2}} - 1.615 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_{\text{disponible}} = 7.81 \text{ m}$$

Y el valor de: $\text{NPSH}_{\text{requerido}} = 2.10 \text{ m}$, obtenido de la Figura 22.

$$\text{NPSH}_{\text{disponible}} \geq \text{NPSH}_{\text{requerido}} + 0.50 \text{ m}$$

$$7.81 \text{ m} \geq 2.10 \text{ m} + 0.50 \text{ m}$$

$$7.8 \text{ m} \geq 2.60 \text{ m}$$

Anexo 35

Cálculo del valor actual neto del proyecto (VAN), tasa interna de retorno (TIR) y pay back del proyecto

Valor actual neto del proyecto (VAN)

Se empleará la siguiente ecuación:

$$VAN = -I_0 + \sum_{t=1}^N \frac{V_t}{(1+i)^t} \quad (7.136)$$

Donde:

I_0 = Monto de inversión para el proyecto

N = Número periodos de duración del horizonte del proyecto

i = Tasa de interés del préstamo

V_t = Valor de los flujos de cajas durante el tiempo estimado

Reemplazando los valores:

$$VAN = -653\,268.73 + \sum_{t=1}^{12} \frac{261\,532.19 - 14\,420.00}{(1+0.12)^t}$$

$$VAN = -653\,268.73 + \frac{(1+0.12)^{12} - 1}{0.12(1+0.12)^{12}} * 247\,112.19$$

$$VAN = 877\,436.65 \text{ Soles}$$

Tasa interna de retorno (TIR)

Se empleará la siguiente ecuación:

$$0 = -I_0 + \sum_{t=1}^N \frac{V_t}{(1 + TIR)^t} \quad (7.11137)$$

Reemplazando los valores:

$$0 = -653\,268.73 + \frac{(1 + TIR)^{12} - 1}{TIR(1 + TIR)^{12}} * 247\,112.19$$

$$TIR = 37.10\%$$

Pay back del proyecto

Se empleará la siguiente ecuación:

$$PAY\ BACK = \frac{I_0}{V_t} \quad (7.138)$$

Donde:

I_0 = Monto de inversión para el proyecto

V_t = Valor de los flujos de cajas durante el tiempo estimado

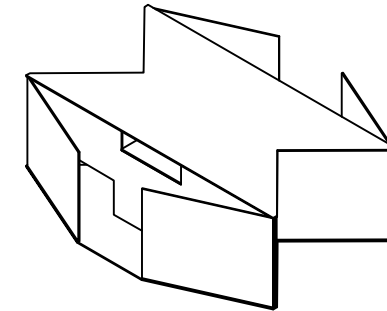
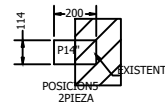
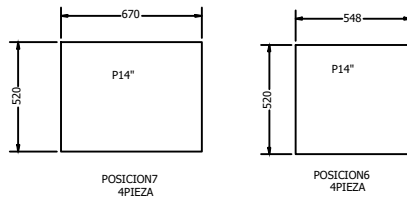
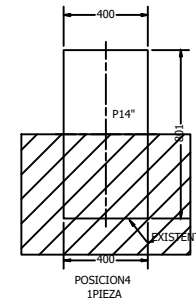
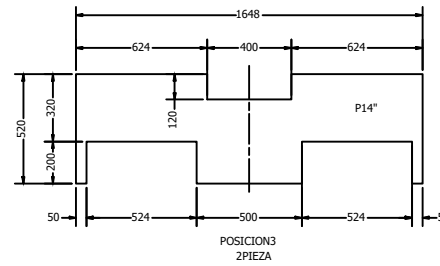
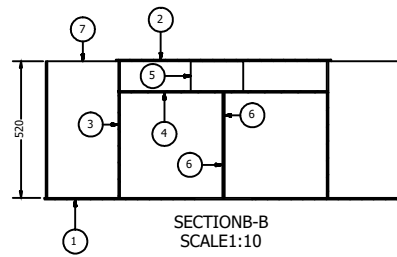
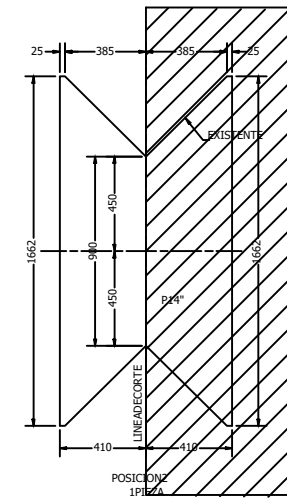
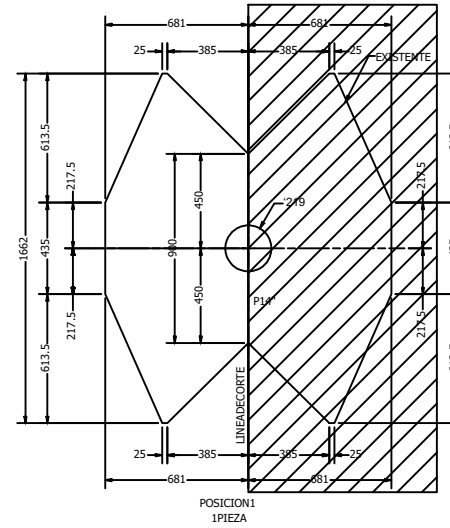
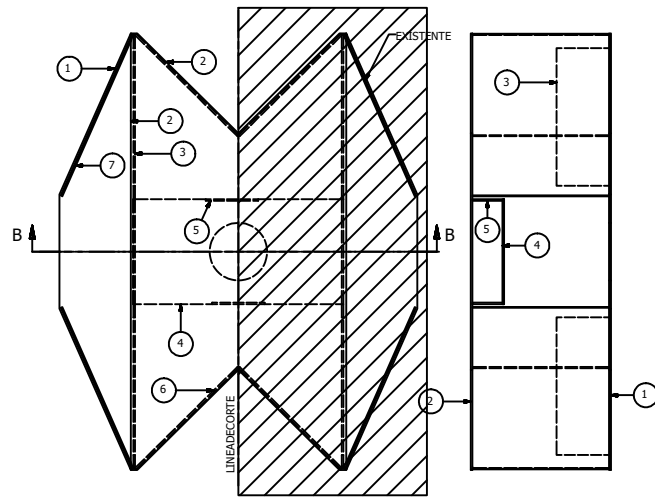
Reemplazando los valores:

$$PAY\ BACK = (653\,268.73 \text{ soles}) / (261\,532.19 - 14\,420.00) \text{ soles}$$

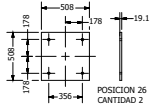
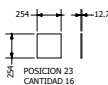
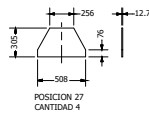
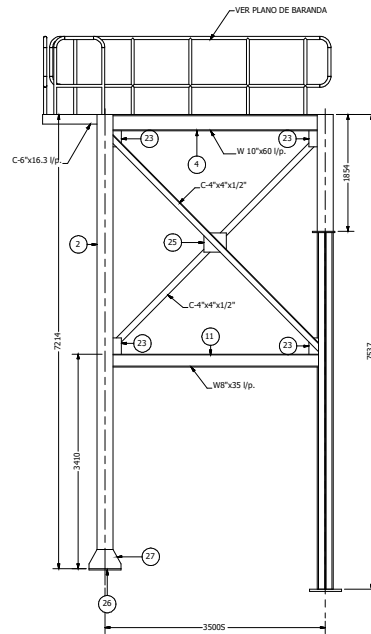
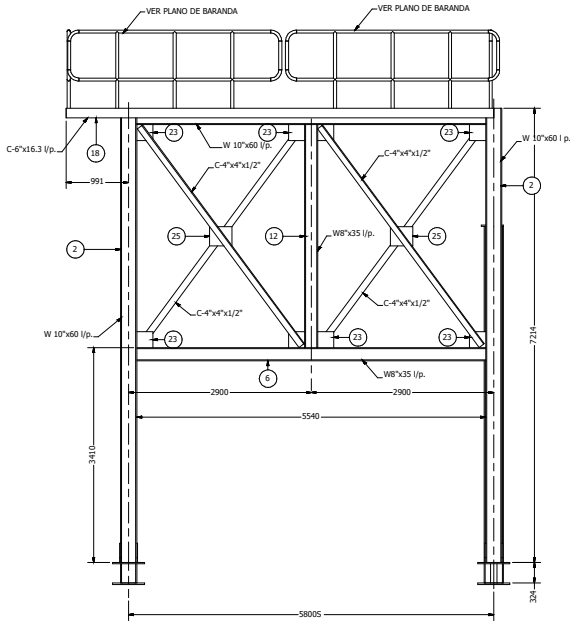
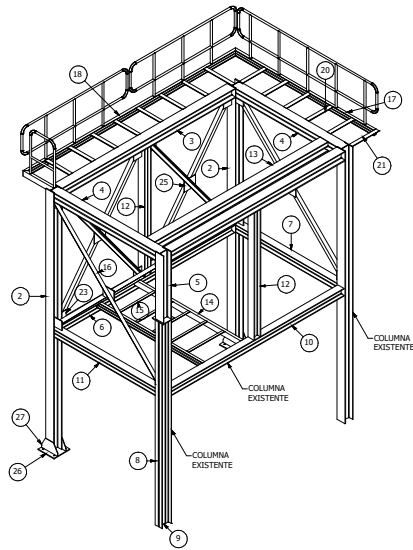
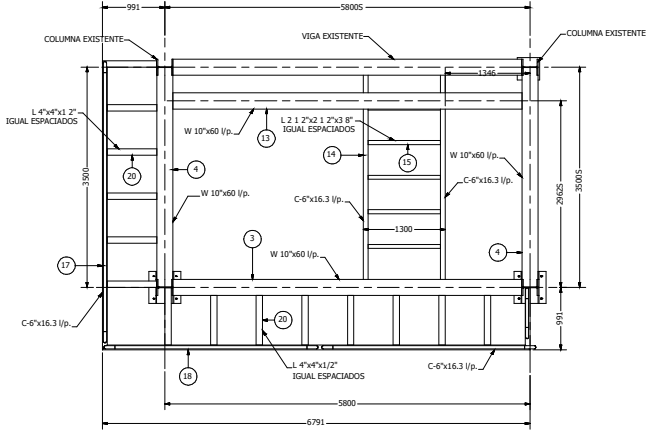
$$PAY\ BACK = 2.6 \text{ años (aproximadamente 2 años 7 meses)}$$

Anexo 36

Planos del sistema de tratamiento de efluentes

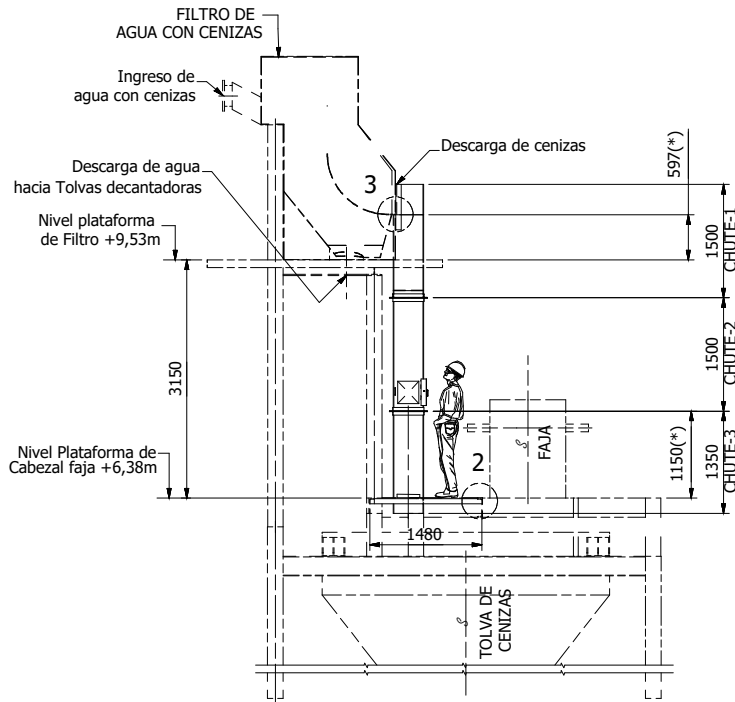


LISTA DE MATERIALES																																																	
ITEM	CANTID	DESCRIPCION	MATERIAL	PESO																																													
1	1	BASE	ASTM 36	176,00 KG																																													
2	1	TAPA	ASTM 36	53,000 KG																																													
3	2	PL SEPARADORA	ASTM 36	60,000 KG																																													
4	1	TAPAJUGO	ASTM 36	16,000 KG																																													
5	2	DISTRIBUIDOR	ASTM 36	2,500 KG																																													
6	4	PL LATERAL 2	ASTM 36	57,000 KG																																													
7	4	PL LATERAL 1	ASTM 36	69,500 KG																																													
EMPRESA:		UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA	UNIDAD DE MEDIDA:	MM	LONGITUD MIN	50	25	12,5	6,3	3,2	1,6	0,8	0,4	TAMANO DE FORMATO:	A1																																		
ESUELA PROFESIONAL:		INGENIERIA MECANICA	ESCALA:		TOLERANCIA (mm)	<table border="1"> <tr> <td>0</td> <td>0,1</td> <td>0,2</td> <td>0,3</td> <td>0,5</td> <td>0,8</td> <td>1,2</td> <td>1,6</td> <td>2,0</td> </tr> <tr> <td>0</td> <td>0,3</td> <td>0,5</td> <td>0,8</td> <td>1,2</td> <td>1,6</td> <td>2,0</td> <td>2,5</td> <td>3,2</td> </tr> <tr> <td colspan="9">CLASE DE ACABADO</td> </tr> <tr> <td colspan="9">VALOR DE RUDEZ (MICRAS)</td> </tr> </table>						0	0,1	0,2	0,3	0,5	0,8	1,2	1,6	2,0	0	0,3	0,5	0,8	1,2	1,6	2,0	2,5	3,2	CLASE DE ACABADO									VALOR DE RUDEZ (MICRAS)									FECHA DE REALIZACION:	19/06/19
0	0,1	0,2	0,3	0,5	0,8	1,2	1,6	2,0																																									
0	0,3	0,5	0,8	1,2	1,6	2,0	2,5	3,2																																									
CLASE DE ACABADO																																																	
VALOR DE RUDEZ (MICRAS)																																																	
DIBUJADO:		P.GONZALES J.MELGAREJO	REVISADO:		P.GONZALES J.MELGAREJO	NOMBRE:		TOLVA DECANADORA CAJA DISTRIBUIDORA			NUMERO DE PLANO:		7/15																																				

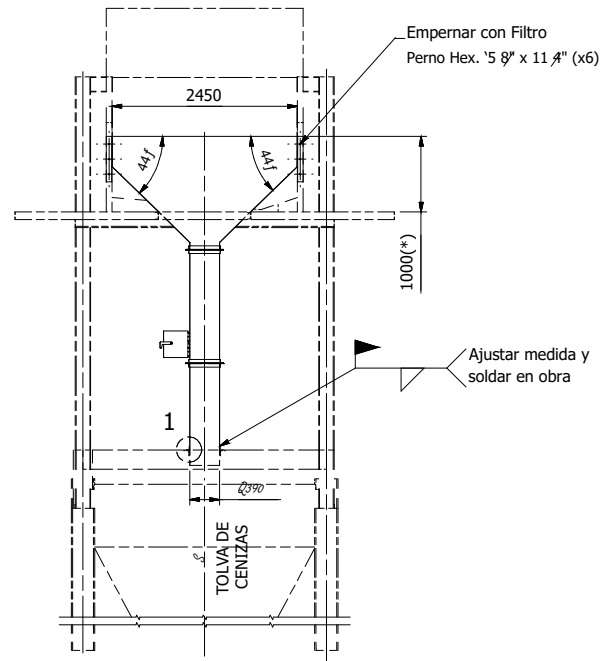


LISTA DE MATERIALES				
ITEM	CANTID	PART NUMBER	DESCRIPCION	PESO
1	1			
2	2	COLUMNA	W 10"x60 l/p	1291.000 Kls.
3	1	VIGA	W 10"x60 l/p	496.000 Kls.
4	2	VIGA	W 10"x60 l/p	624.000 Kls.
5	1	COLUMNA	W 10"x60 l/p	166.000 Kls.
6	1	VIGA	W 8"x35 l/p	290.000 Kls.
7	1	VIGA	W 8"x35 l/p	182.000 Kls.
8		COLUMNA L4" x 4" x 1/2" - (EXISTENTE)		
9		PL 12" x 1/2" (EXISTENTE)		
10		VIGA (EXISTENTE)	W 8"x35 l/p	
11	1	VIGA	W 8"x35 l/p	181.000 Kls.
12	1	COLUMNA DE REFUERZO	W 8"x35 l/p	185.000 Kls.
13	1	VIGA	W 10"x60 l/p	519.000 Kls.
14	2	C - PLATAFORMA DE OPERACION	C-6"x16.3 l/p	167.000 Kls.
15	5	L - PLATAFORMA	L 2"x2"x0.375"	51.000 Kls.
16	4	L - ARRIOSTRE	L 4"x4"x0.5"	368.000 Kls.
17	1	C - PLATAFORMA SUP.	C-6"x16.3 l/p	109.000 Kls.
18	1	C - PLATAFORMA SUP.	C-6"x16.3 l/p	164.000 Kls.
19	1	C - PLATAFORMA SUP.	C-6"x16.3 l/p	24.000 Kls.
20	13	C - PLATAFORMA SUP.	L 4"x4"x0.5"	217.000 Kls.
21	1	L - PLATAFORMA (EXISTENTE)		
22	1	PL APOYO (EXISTENTE)		
23	16	CARTELA	PL 10"x10"x0.5" ASTM A-36	103.000 Kls.
24	4	L ARRIOSTRE	L 4"x4"x0.5"	330.000 Kls.
25	4	CARTELA	PL 12"x14"x0.5" ASTM A-36	44.000 Kls.
26	2	PL BASE	PL 20"x20"x0.75" ASTM A-36	77.000 Kls.
27	4	PL REFUERZO BASE	PL 0.5" ASTM A-36	57.000 Kls.

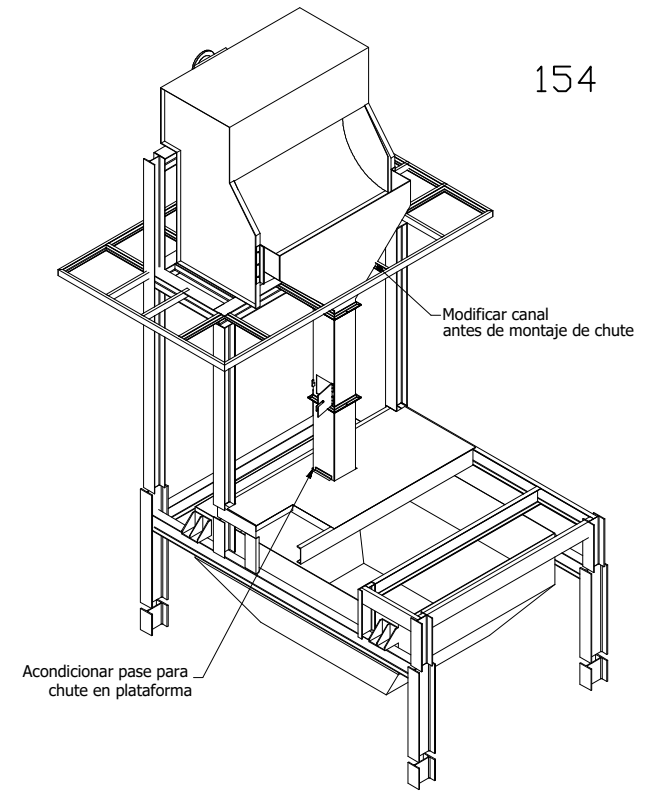
EMPRESA:	UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA	UNIDAD DE MEDIDA:	LONGITUD (Pulg)	N12	N11	N10	N9	N8	N7	N6	N5	TAMANO DE FORMATO:
ESCALA:	INGENIERIA MECANICA	ESCALA:	TOLERANCIAS (mm)	50	25	12.5	6.3	3.2	1.6	0.8	0.4	ADJ:
DIBUJOS:	P.ORDAZALES J.MELGAREJO	REFINADO:	LINEAS DE RIGIDEZ	1	1	1	1	1	1	1	1	FECHA DE REALIZACION:
			VALOR DE LA RIGIDEZ (MCM)	±0.1	±0.2	±0.3	±0.5	±0.8	±1.2			18/06/19
			NOMBRE:	TOLVA DECENTADORA								NUMERO DE PLANO:
				DISPOSICION GENERAL ESTRUCTURA								4/15



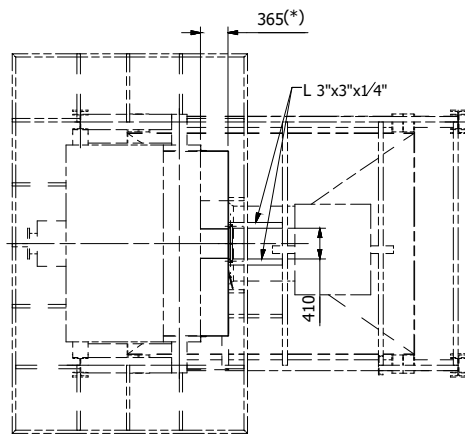
VISTA FRONTAL
ESCALA 1/50



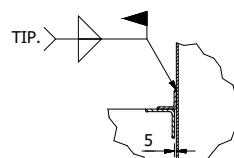
LATERAL DERECHA
ESCALA 1/50



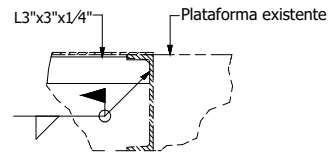
ISOMETRICO
ESCALA 1/50



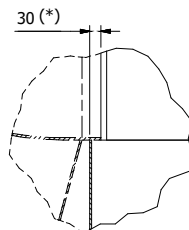
PLANTA
ESCALA 1/50




DETALLE 1
ESCALA 1 10

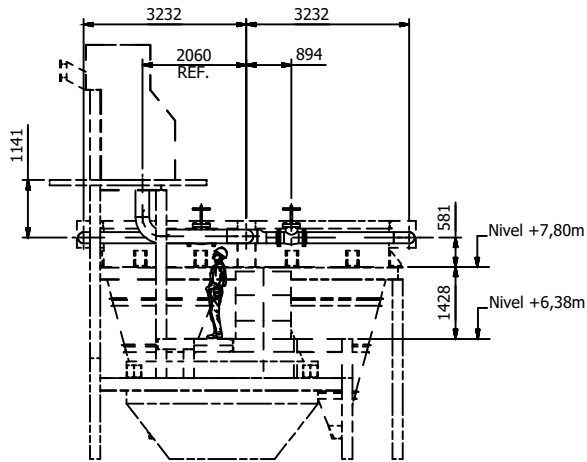


DETALLE 2
ESCALA 1 10

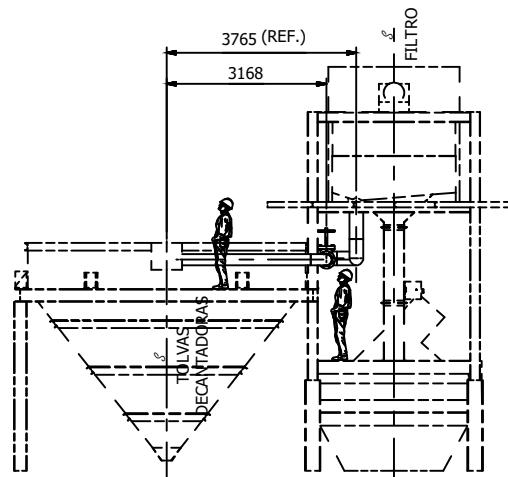


DETALLE 3
ESCALA 1/10

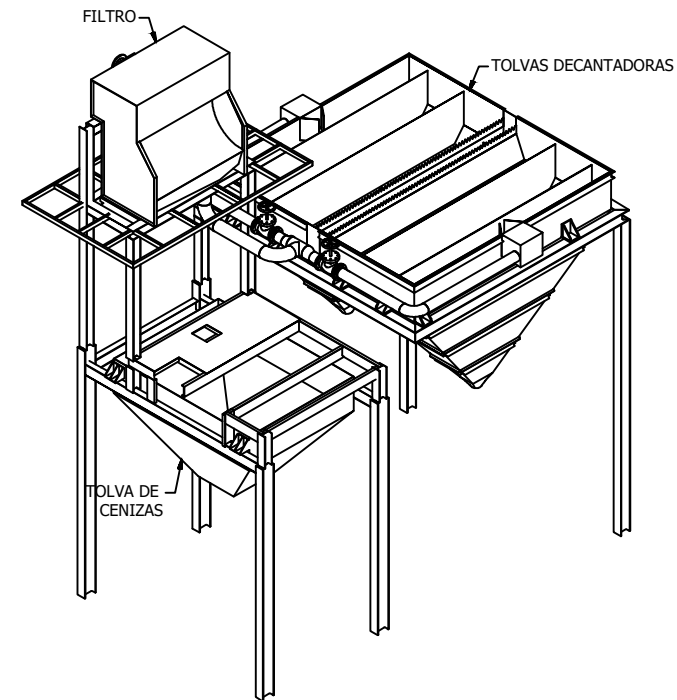
EMPRESA: UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA 	UNIDAD DE MEDIDA:	MM	LONGITUD $\frac{min}{max}$	N12	N11	N10	N9	N8	N7	N6	N5	TAMAÑO DE FORMATO:
			TOLERANCIA (mm)	50	25	12.5	6.3	3.2	1.6	0.8	0.4	A2
	ESCALA:		CLASE DE RUGOSIDAD	0	6	30	120	315	1000	2000		FECHA DE REALIZACION:
			VALOR DE LA RUGOSIDAD (MICRAS)	± 0.1	± 0.2	± 0.3	± 0.5	± 0.8	± 1.2		18/06/20	NUMERO DE PLANO:
DIBUJADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	REVISADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	NOMBRE: INTERCONEXION FILTRO – TOLVA DECANTADORA Montaje de chutes		1/15								



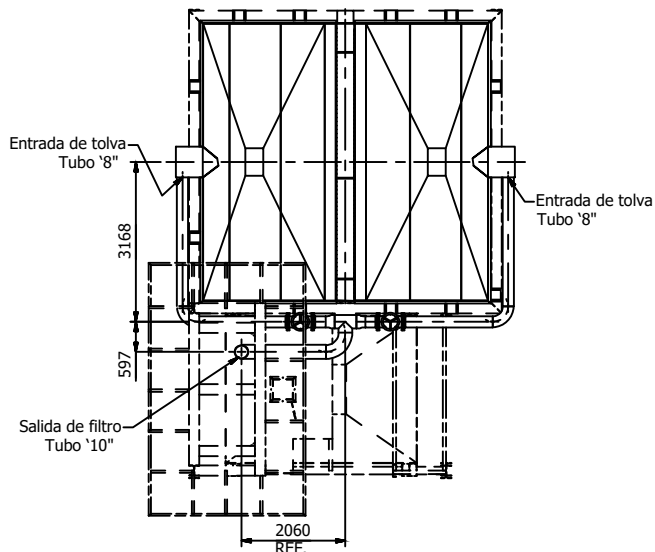
FRONTAL
SCALE 1/75



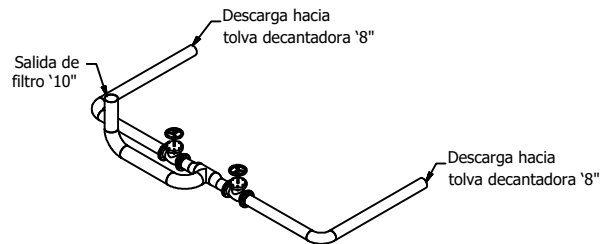
LATERAL
SCALE 1/75



ISOMÉTRICO
SCALE 1/75

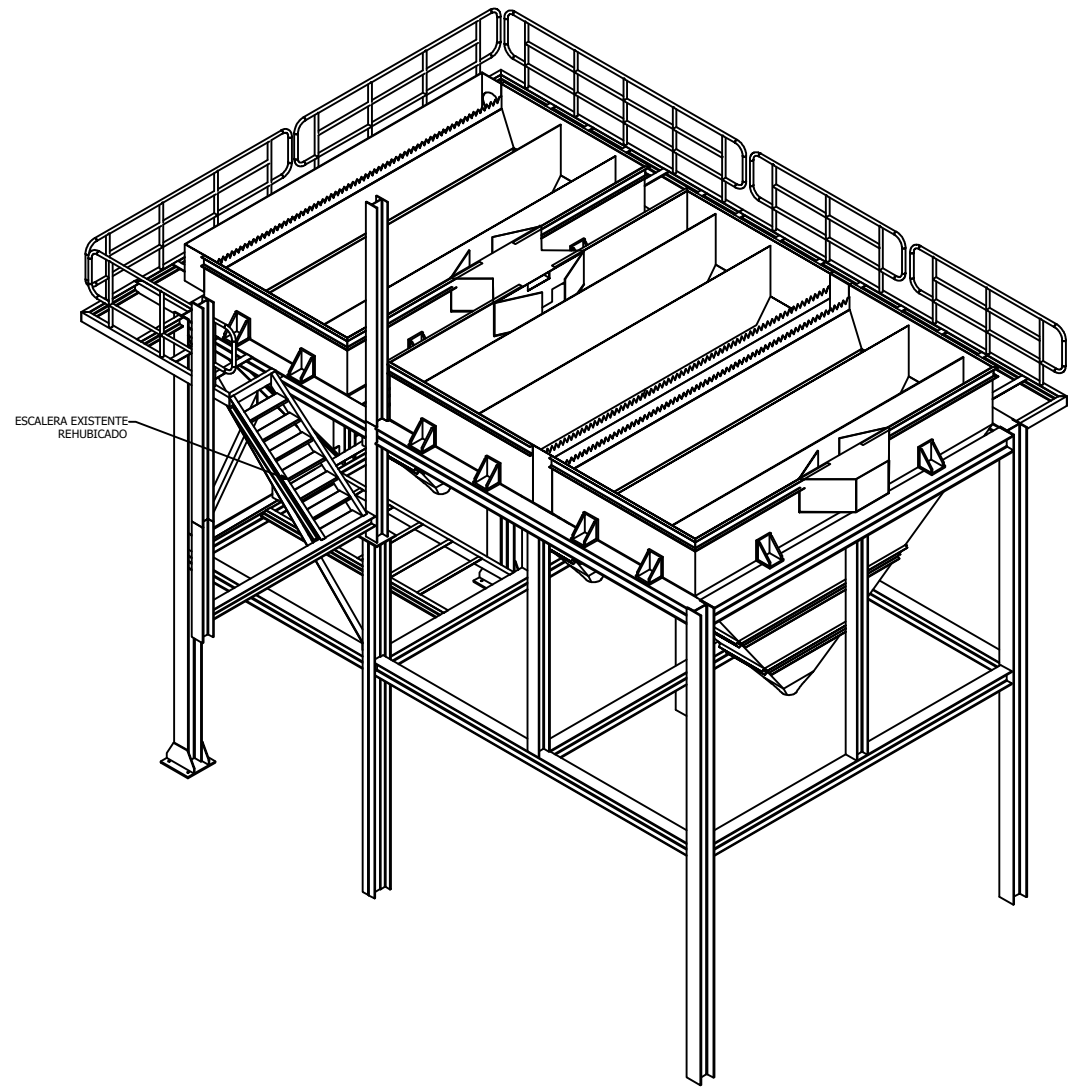


PLANTA
SCALE 1/75




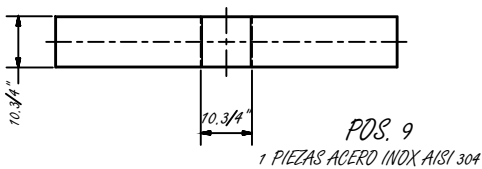
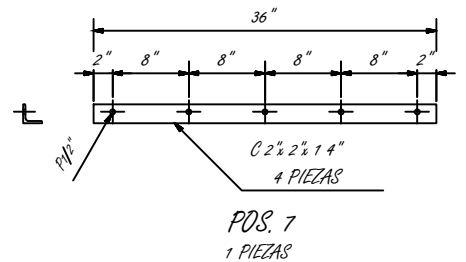
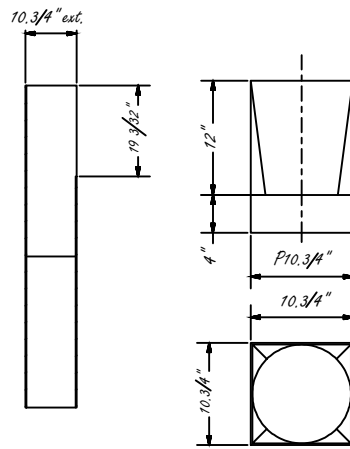
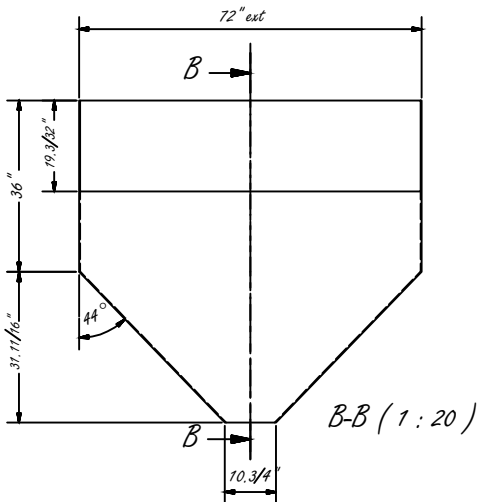
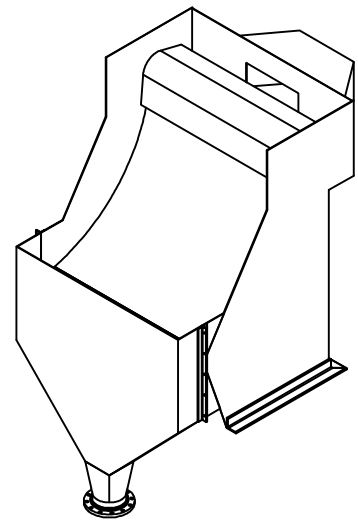
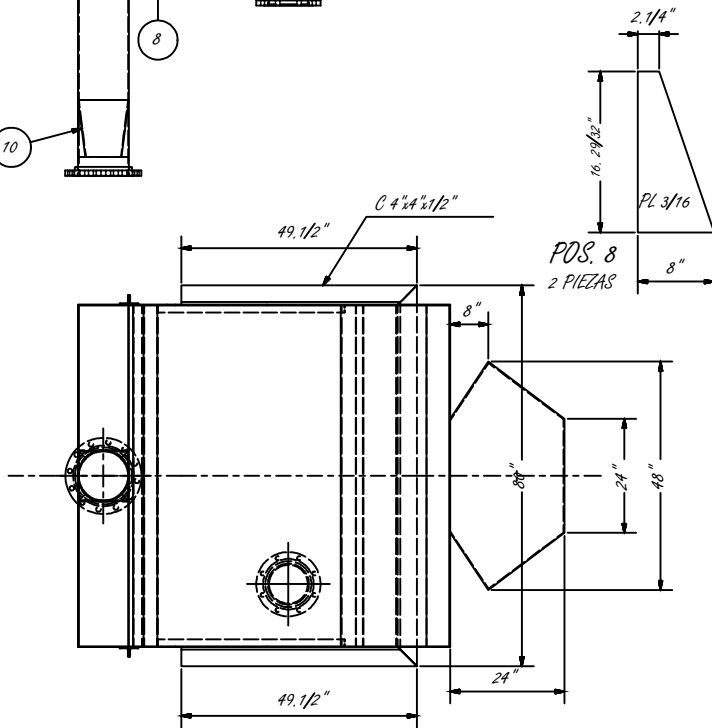
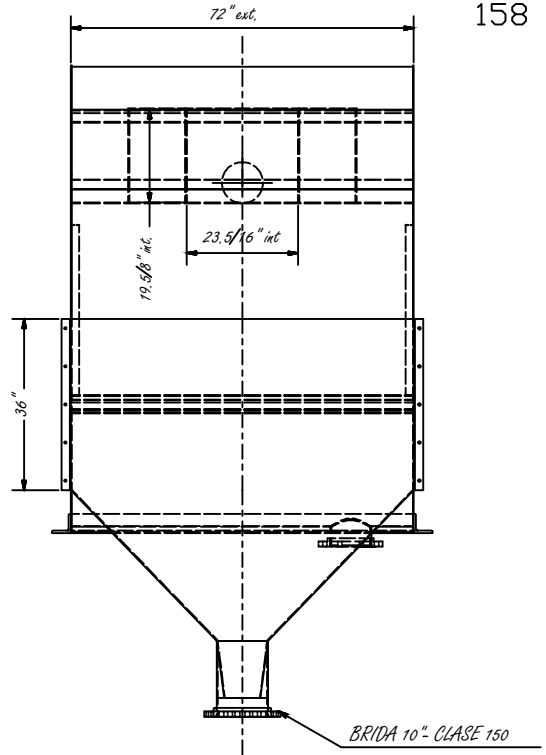
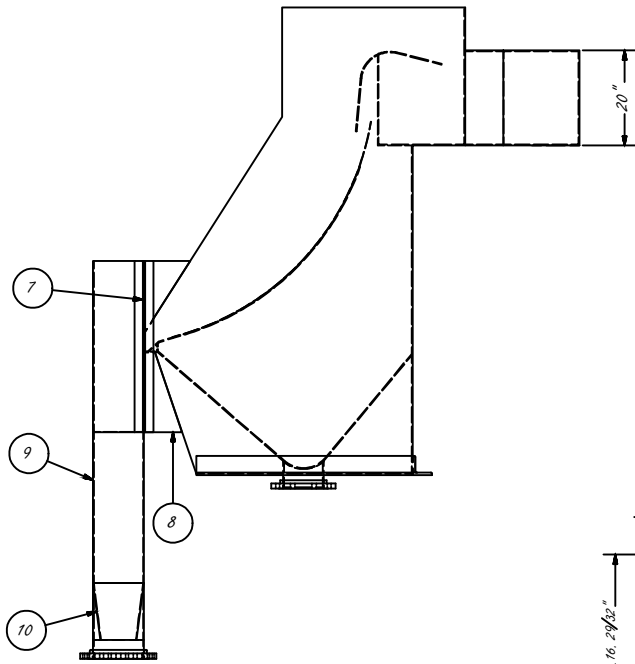
ISOMÉTRICO TUBERÍA
SCALE 1/75

EMPRESA: UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA	UNIDAD DE MEDIDA: MM	LONGITUD ^m / _{PIED} X	N12	N11	N10	N9	N8	N7	N6	N5	TAMAÑO DE FORMATO: A2
		TOLERANCIA (mm)	50	25	12.5	6.3	3.2	1.6	0.8	0.4	
ESCUELA PROFESIONAL: INGENIERIA MECANICA	ESCALA:	CLASE DE RUGOSIDAD	0	6	30	120	315	1000	2000	FECHA DE REALIZACION: 18/06/20	
		VALOR DE LA RUGOSIDAD (MICRAS)	±0.1	±0.2	±0.3	±0.5	±0.8	±1.2			
DIBUJADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	REVISADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	NOMBRE: INTERCONEXION FILTRO – TOLVA DECAANTADORA MONTAJE DE TUBERIAS									NUMERO DE PLANO: 5/15

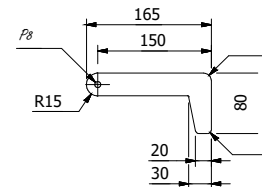
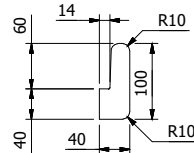
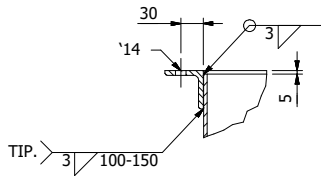
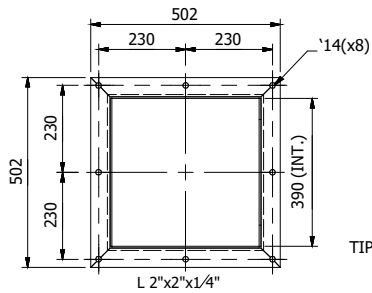
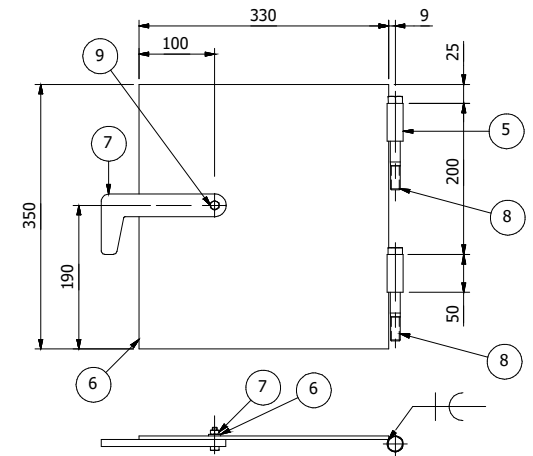
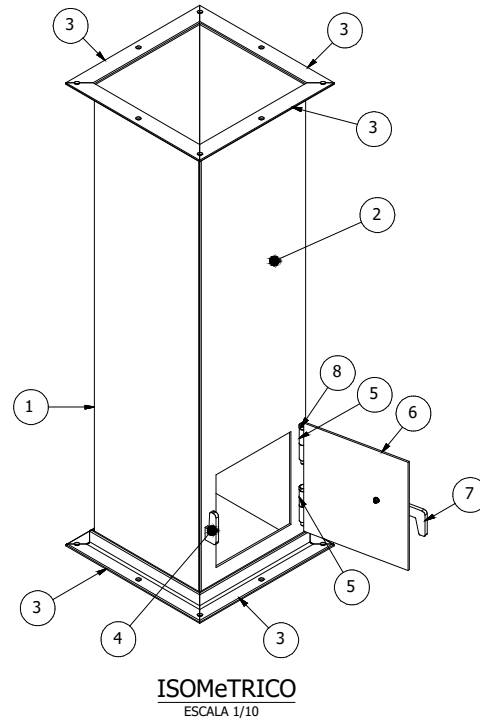
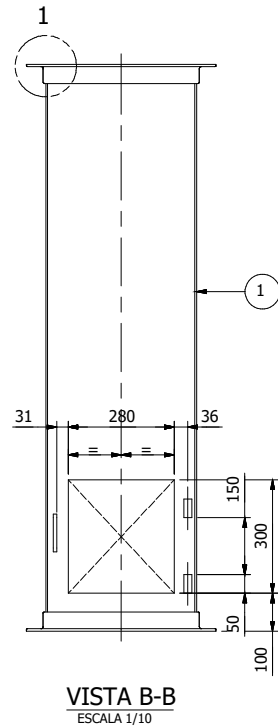
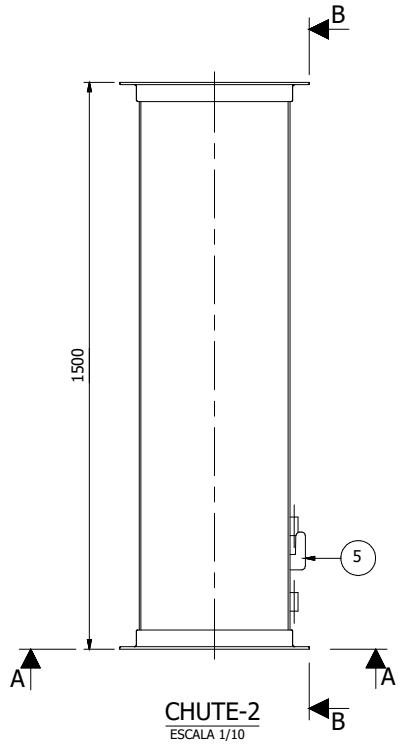


ESCALERA EXISTENTE
REHUBICADO


EMPRESA: UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA	UNIDAD DE MEDIDA: MM	LONGITUD P _{RES}	N12	N11	N10	N9	N8	N7	N6	N5	TAMARO DE FORMATO: A1
 ESCUELA PROFESIONAL: INGENIERIA MECANICA	ESCALA:	TOLERANCIA (mm)	50	25	±2.5	6.3	3.2	1.6	0.8	0.4	FECHA DE REALIZACION: 21/06/19
		CLASE DE RUGOSIDAD	0	1	2	3	4	5	6	7	
		VALOR DE LA RUGOSIDAD (MICRAS)	±0.1	±0.2	±0.3	±0.5	±0.8	±1.2			
DIBUJADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	REVISADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	NOMBRE: TOLVA DECANTADORA ISOMETRICO									NUMERO DE PLANO: 10/15

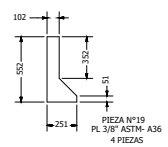
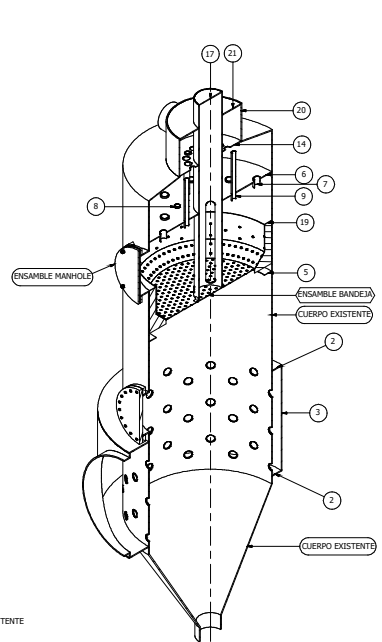
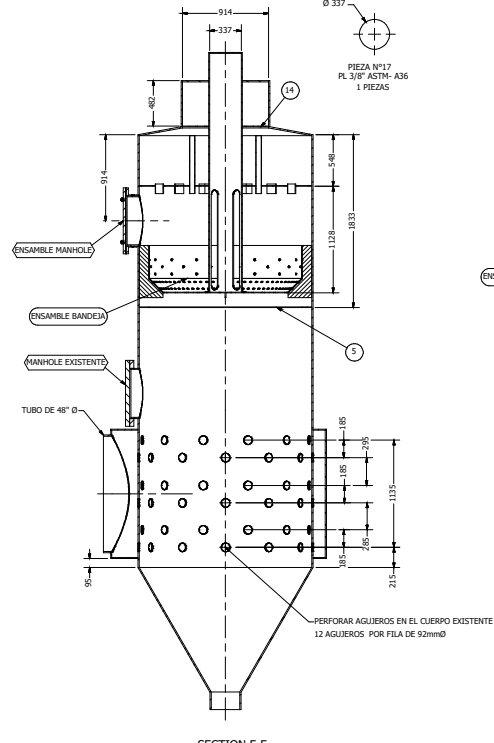
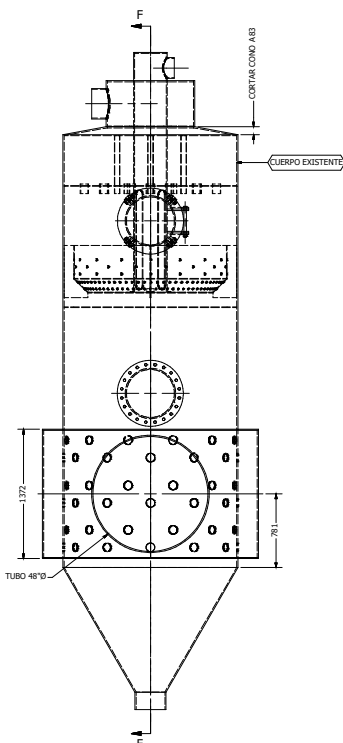
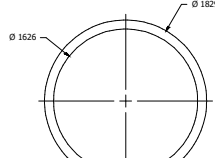
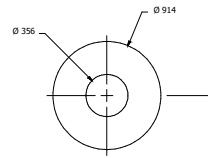
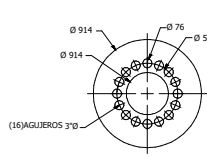
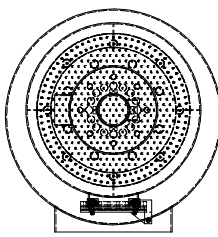
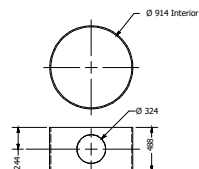
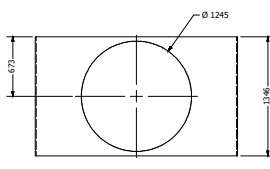
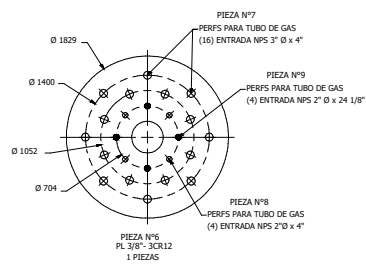
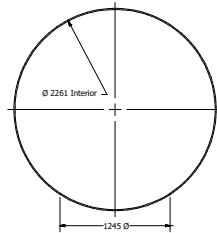
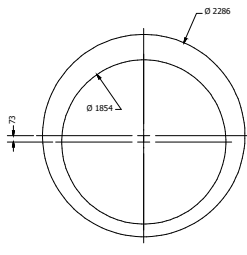


EMPRESA:	UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA	UNIDAD DE MEDIDA:	MM	LONGITUD SIN RES:	N12	N11	N10	N9	N8	N7	N6	N5	TAMANO DE FORMATO:
ESCALA:	ESCALA PROFESIONAL:	ESCALA:	ESCALA:	TOLERANCIA (mm)	50	25	12.5	6.3	3.2	1.6	0.8	0.4	A2
DIBUJOS: P.ORDINALES J.MELGAREJO	INGENIERIA MECANICA	DIBUJOS: P.ORDINALES J.MELGAREJO	INGENIERIA MECANICA	CLASE DE ACABADO	1	2	3	4	5	6	7	8	FECHA DE REALIZACION:
				VALOR DE LA RUGOSIDAD (MICRAS)	20.1	20.2	20.3	20.5	20.8	21.2			20/06/19
				NOMBRE:	DISPOSICION COLADOR DSM ENSAMBLE COLADOR							NUMERO DE PLANOS:	9/15

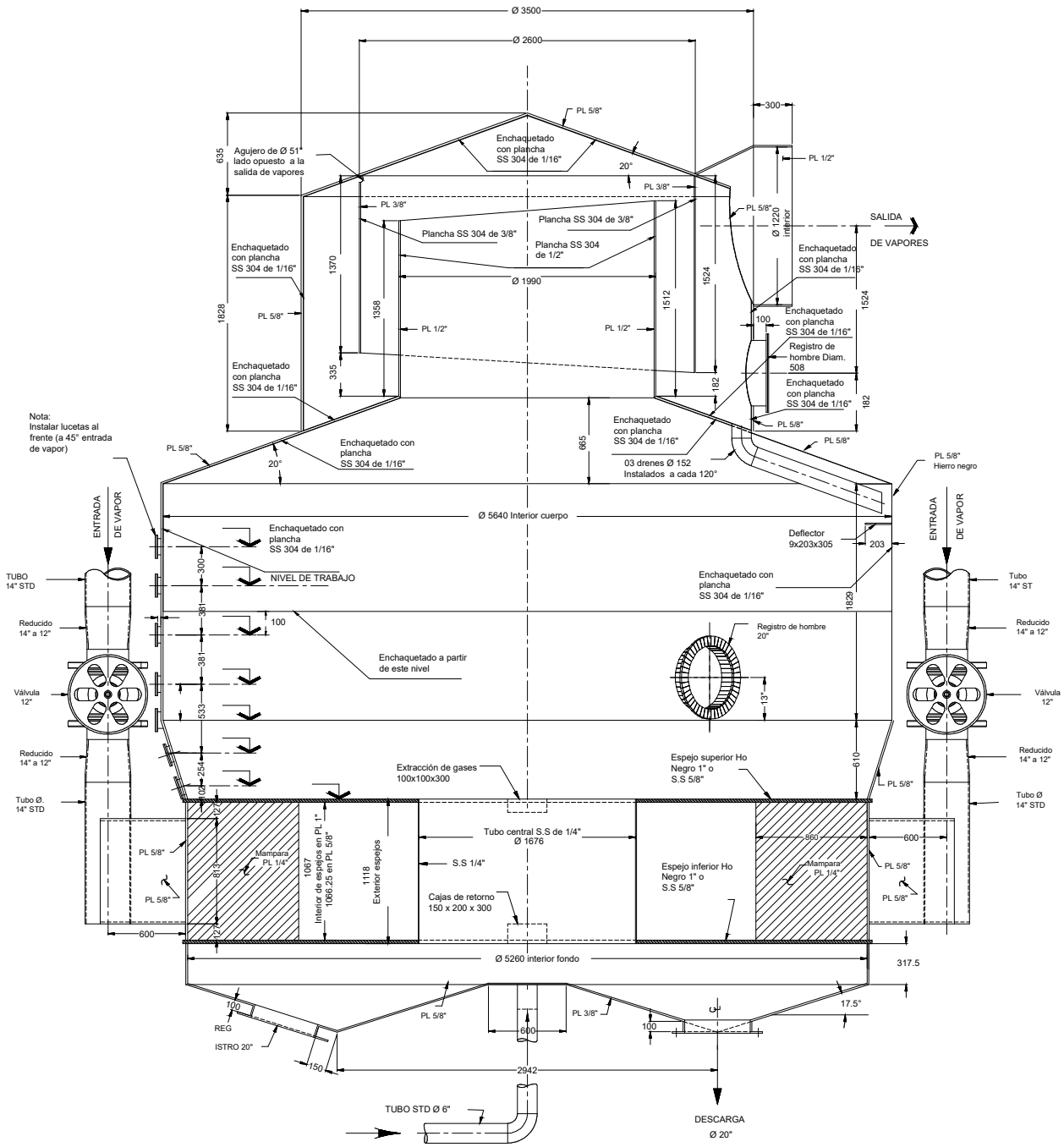



- NOTAS GENERALES:**
 1. Dimensiones en mm.
 2. (*) Ajustar medidas en Obra, presentar y posicionar.
 3. Peso total: 105.6 Kg.

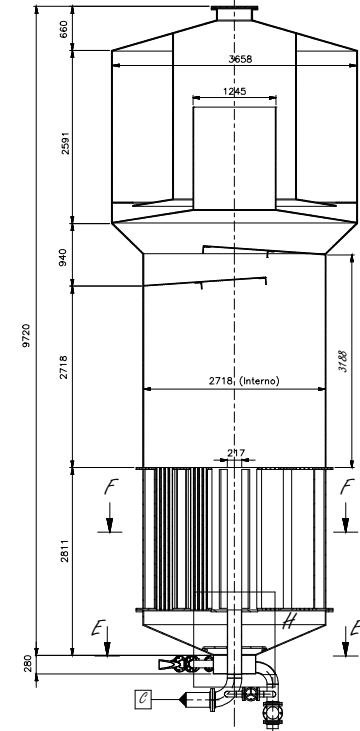
EMPRESA: UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA 	UNIDAD DE MEDIDA: MM	LONGITUD $\frac{min}{max}$	N12	N11	N10	N9	N8	N7	N6	N5	TAMAÑO DE FORMATO: A2
		TOLERANCIA (mm)	50	25	12.5	6.3	3.2	1.6	0.8	0.4	
		ESCALA: CLASE DE RUGOSIDAD	CLASE DE RUGOSIDAD	0	6	30	120	315	1000	2000	FECHA DE REALIZACION: 18/06/20
			VALOR DE LA RUGOSIDAD (MICRAS)	± 0.1	± 0.2	± 0.3	± 0.5	± 0.8	± 1.2	NUMERO DE PLANO: 3/15	
DIBUJADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	REVISADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	NOMBRE: INTERCONEXION FILTRO -- TOLVA DECANTADORA CHUTE 2									



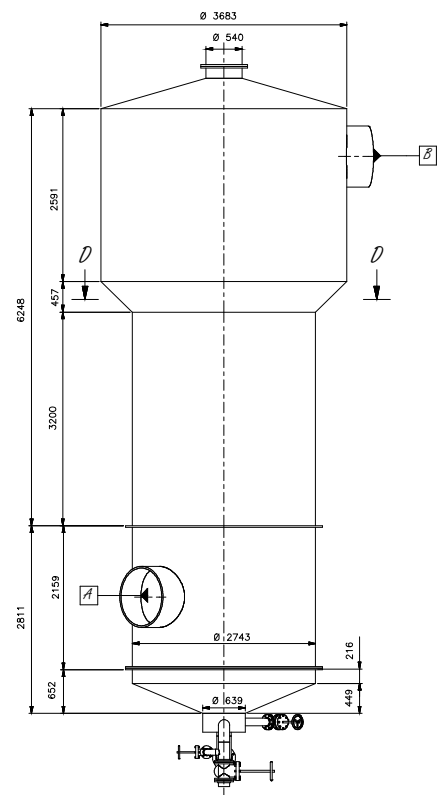
EMPRESA	UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA	UNIDAD DE MEDIDA	MM	LONGITUD	±0.15	±0.2	±0.3	±0.4	±0.5	±0.6	±0.8	±1.0	TAMANO DE FORMATO	A0
ESCALA	ESCALA PROFESIONAL:	ESCALA DE REDONDEO	ESCALA DE REDONDEO	ESCALA DE REDONDEO	ESCALA DE REDONDEO	ESCALA DE REDONDEO	ESCALA DE REDONDEO	ESCALA DE REDONDEO	ESCALA DE REDONDEO	ESCALA DE REDONDEO	ESCALA DE REDONDEO	ESCALA DE REDONDEO	FECHA DE REALIZACION	19/06/19
DIBUJOS	P. GONZALES	REVISADO	P. GONZALES	PROYECTO	VACUUM PAN 8,9,10	MODIFICACION	CONDENSADOR	NUMERO DE PLANO	1/15					



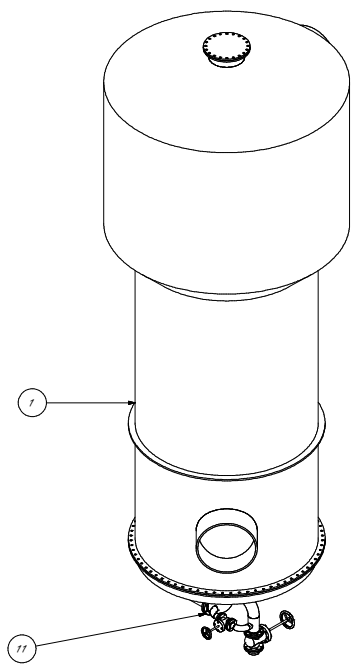
EMPRESA: UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA		UNIDAD DE MEDIDA: MM	LONGITUD $\frac{min}{max}$	N12	N11	N10	N9	N8	N7	N6	N5	TAMAÑO DE FORMATO:
			TOLERANCIA (mm)	50	25	12.5	6.3	3.2	1.6	0.8	0.4	A3
 ESCUELA PROFESIONAL: INGENIERIA MECANICA	DIBUJADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	REVISADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	ESCALA:	CLASE DE RUGOSIDAD	0	6	30	120	315	1000	2000	FECHA DE REALIZACION:
				VALOR DE LA RUGOSIDAD (MICRAS)	± 0.1	± 0.2	± 0.3	± 0.5	± 0.8	± 1.2		22/06/19
			NOMBRE:	EVAPORADOR Nro 8 - MELADOR Elaboración de azúcar								NUMERO DE PLANO: 15/15



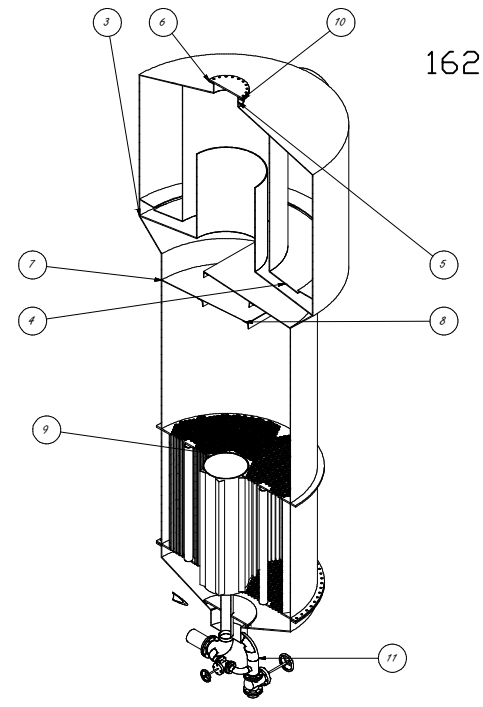
VISTA FRONTAL
Esc. 1:40



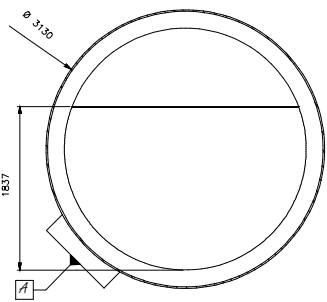
VISTA LATERAL
Esc. 1:40



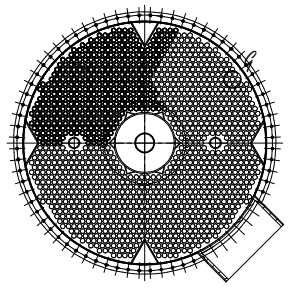
VISTA ISOMETRICA
Esc. 1:40



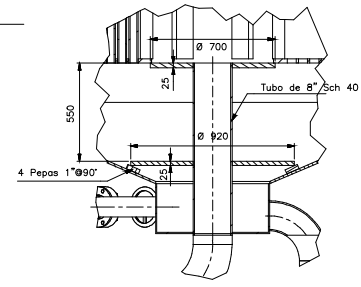
VISTA ISOMETRICA SECCIONADA
Esc. 1:40



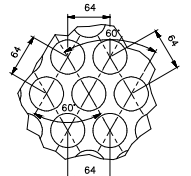
SECCION D-D
ESC 1:30



SECCION F-F
ESC 1:30



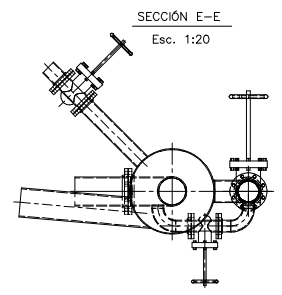
DETALLE H
ENTRADA DE JUGO
ESC 1:15



DETALLE G
ESC 1:4

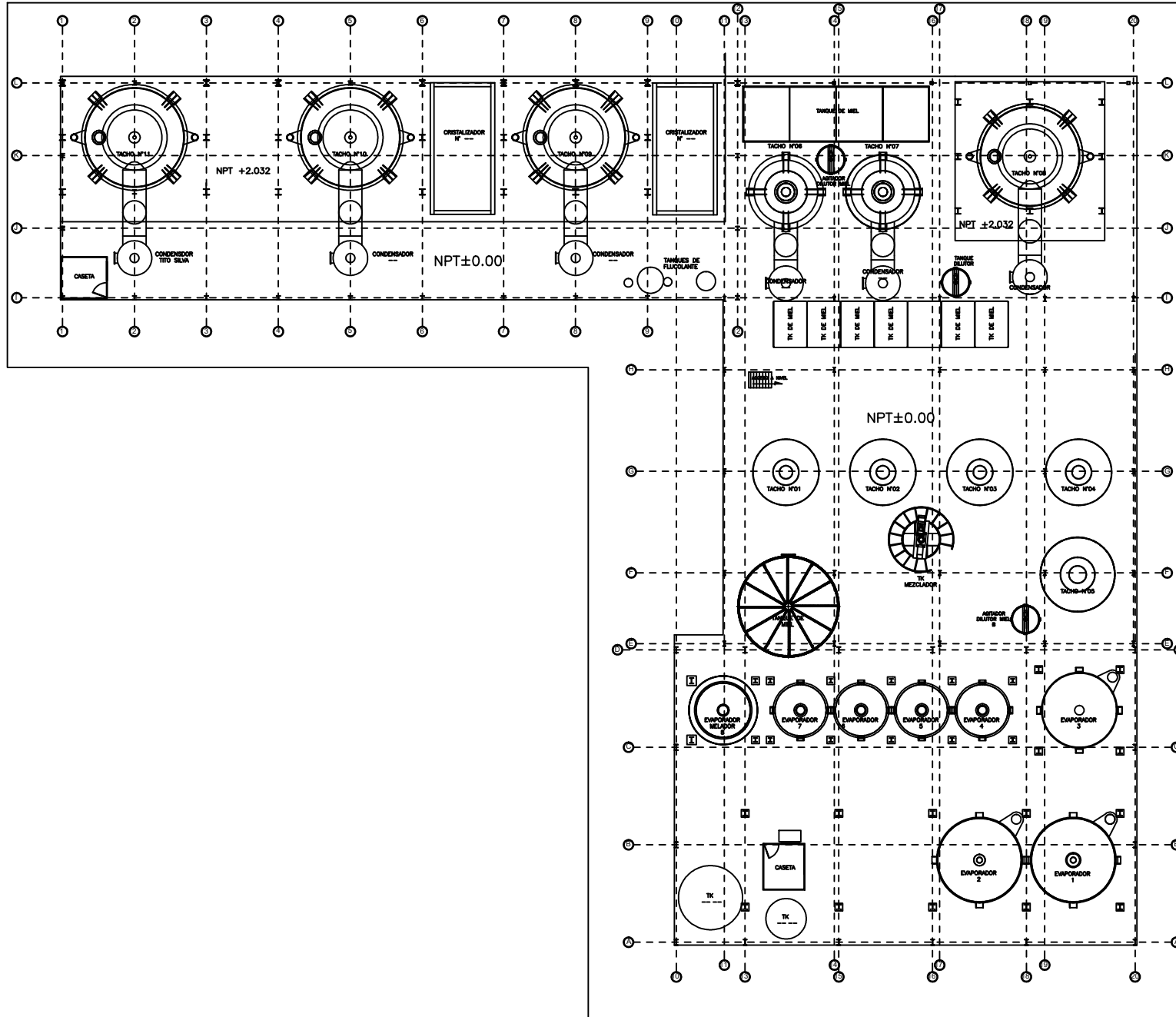
LEYENDA DE BOQUILLAS				
MARCA	DIAMETRO	CANTIDAD	SERVICIO	
A	36"	1	Entrada de vapor vegetal	
B	36"	1	Salida de vapor vegetal	
C	8"	1	Entrada de jugo	

- NOTAS:
- Dimensiones en milímetros
 - Cantidad de tubos: 1365
 - Área de transferencia de calor: 476.79 m²



SECCION E-E
Esc. 1:20

LISTA DE MATERIALES													
ITEM	CANTID	DESCRIPCION	MATERIAL	PESO									
1	1	CUERPO	ASTM 36	12689,2 KG									
2	1	CONO INFERIOR DE CUERPO	ASTM 36	1235,0 KG									
3	1	CONO INTERNO	ASTM 36	1529,9 KG									
4	1	CAMPANA INTERNA	ASTM 36	1896,5 KG									
5	1	TUBO DE BOQUILLA 1	ASTM 36	4,3 KG									
6	1	BRIDA DE BOQUILLA 21 PULG	ASTM 36	28,7 KG									
7	1	RANFLA	ASTM 36	39,7 KG									
8	425,2in	L 4 x 4 x 3.8 - 106.29921	ASTM 36										
9	398	TUBO DE 2 PULG	ASTM 36	14,9 KG									
10	1	BRIDA CIEGA DE BOQUILLA	ASTM 36	73,8 KG									
11	1	TUBERIAS INFERIORES	ASTM 36	340,8 KG									
EMPRESA: UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA			UNIDAD DE MEDIDA: MM	LONGITUD (mm)	N12	N11	N10	N9	N8	N7	N6	N5	TAMANO DE FORMATO: A1
ESQUEMA PROFESIONAL: INGENIERIA MECANICA			ESCALA:	VALOR DE FLUJOSIDAD	50	25	22,5	6,3	3,2	1,6	0,8	0,4	FECHA DE REALIZACION: 22/06/19
DIBUJADO: P.GONZALES J.MELGAREJO			REVISADO: P.GONZALES J.MELGAREJO	NOMBRE:	EVAPORADOR Nro 8 - MELADOR							NUMERO DE PLANO: 12/15	
				VALOR DE V. HIGROSCOPICA (MCMAS)	±0,1	±0,2	±0,3	±0,5	±0,8	±1,2			



	UNIVERSIDAD NACIONAL DEL SANTA	UNIDAD DE NEGOCIO	LABORATORIO	N12	N11	N10	N9	N8	N7	N6	N5	FECHA DE ENTREGA
		HM	PROYECTO	50	25	22	21	20	16	08	04	A0
	ESCUELA PROFESIONAL	INGENIERIA MECANICA	CLASE DE	1	2	3	4	5	6	7	8	FECHA DE ELABORACION
	DESIGNADO	FABIAN ALVARADO	REVISADO	201	202	203	204	205	208	212		22/06/19
		REVISADO	FABIAN ALVARADO	EVAPORADOR Nro 6 - MELADOR							TIPO DE PLANTA	
				Elaboración de azúcar							14/15	

IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE 700 GPM DE EFLUENTES, PARA OPTIMIZAR EL CONSUMO DE AGUA EN CONDENSADORES BAROMETRICOS

INFORME DE ORIGINALIDAD

16%

INDICE DE SIMILITUD

15%

FUENTES DE INTERNET

1%

PUBLICACIONES

4%

TRABAJOS DEL ESTUDIANTE

FUENTES PRIMARIAS

1	www.dspace.espol.edu.ec Fuente de Internet	2%
2	doku.pub Fuente de Internet	2%
3	www.repositorio.usac.edu.gt Fuente de Internet	2%
4	repositorio.uns.edu.pe Fuente de Internet	1%
5	biblioteca.usac.edu.gt Fuente de Internet	1%
6	repositorio.ucv.edu.pe Fuente de Internet	1%
7	www.engenovo.com.br Fuente de Internet	1%
8	idoc.pub Fuente de Internet	<1%

9	www.scribd.com Fuente de Internet	<1 %
10	hidromed.org Fuente de Internet	<1 %
11	www.pirobloc.com Fuente de Internet	<1 %
12	www.buenastareas.com Fuente de Internet	<1 %
13	mae.posgrado.fca.uas.edu.mx Fuente de Internet	<1 %
14	Submitted to Universidad Nacional del Santa Trabajo del estudiante	<1 %
15	livrosdeamor.com.br Fuente de Internet	<1 %
16	es.slideshare.net Fuente de Internet	<1 %
17	hdl.handle.net Fuente de Internet	<1 %
18	Submitted to Universidad Ricardo Palma Trabajo del estudiante	<1 %
19	vsip.info Fuente de Internet	<1 %
20	Submitted to Tecsup Trabajo del estudiante	<1 %

21	sinia.minam.gob.pe Fuente de Internet	<1 %
22	www.sanjacinto-smv.com Fuente de Internet	<1 %
23	Submitted to Universidad Carlos III de Madrid Trabajo del estudiante	<1 %
24	www.anam.gob.pa Fuente de Internet	<1 %
25	Submitted to Universidad Politécnica de Madrid Trabajo del estudiante	<1 %
26	archive.org Fuente de Internet	<1 %
27	tesis.ucsm.edu.pe Fuente de Internet	<1 %
28	bibliotecas.unsa.edu.pe Fuente de Internet	<1 %
29	es.scribd.com Fuente de Internet	<1 %
30	dspace.unitru.edu.pe Fuente de Internet	<1 %
31	Submitted to Universidad Peruana Los Andes Trabajo del estudiante	<1 %
32	www.coursehero.com Fuente de Internet	<1 %

<1 %

33

dspace.espoch.edu.ec

Fuente de Internet

<1 %

34

docplayer.es

Fuente de Internet

<1 %

35

repositorio.usanpedro.edu.pe

Fuente de Internet

<1 %

36

repositorioslatinoamericanos.uchile.cl

Fuente de Internet

<1 %

37

1library.co

Fuente de Internet

<1 %

38

repositorio.utn.edu.ec

Fuente de Internet

<1 %

39

repositorio.unamba.edu.pe

Fuente de Internet

<1 %

40

vdocuments.site

Fuente de Internet

<1 %

41

64.176.205.32

Fuente de Internet

<1 %

42

worldwidescience.org

Fuente de Internet

<1 %

43

Submitted to Universidad Cesar Vallejo

Trabajo del estudiante

<1 %

44	cybertesis.uni.edu.pe Fuente de Internet	<1 %
45	fr.slideshare.net Fuente de Internet	<1 %
46	pt.slideshare.net Fuente de Internet	<1 %
47	purl.org Fuente de Internet	<1 %
48	repositorio.unfv.edu.pe Fuente de Internet	<1 %
49	tesis.ipn.mx Fuente de Internet	<1 %
50	Submitted to Universidad Nacional del Centro del Peru Trabajo del estudiante	<1 %
51	repositorio.upn.edu.pe Fuente de Internet	<1 %
52	spanish.alibaba.com Fuente de Internet	<1 %
53	journals.cincader.org Fuente de Internet	<1 %
54	b-ok.cc Fuente de Internet	<1 %
55	es.reuters.com	

Fuente de Internet

<1 %

56

unesdoc.unesco.org

Fuente de Internet

<1 %

57

www.ambiente-ecologico.com

Fuente de Internet

<1 %

58

www.antalispain.com

Fuente de Internet

<1 %

59

www.ilustrados.com

Fuente de Internet

<1 %

60

www1.herrera.unt.edu.ar

Fuente de Internet

<1 %

61

dokumen.tips

Fuente de Internet

<1 %

62

repositorio.cientifica.edu.pe

Fuente de Internet

<1 %

63

repositorio.uancv.edu.pe

Fuente de Internet

<1 %

64

repositorio.uigv.edu.pe

Fuente de Internet

<1 %

65

repositorio.unh.edu.pe

Fuente de Internet

<1 %

66

uaeh.redalyc.org

Fuente de Internet

<1 %

67	www.hiperbaric.com Fuente de Internet	<1 %
68	www.uni.edu.ni Fuente de Internet	<1 %
69	mriuc.bc.uc.edu.ve Fuente de Internet	<1 %
70	Submitted to Universidad Nacional Abierta y a Distancia, UNAD,UNAD Trabajo del estudiante	<1 %
71	repositorio.uss.edu.pe Fuente de Internet	<1 %
72	moam.info Fuente de Internet	<1 %
73	www.recherches.gov.mg Fuente de Internet	<1 %

Excluir citas

Activo

Excluir coincidencias

Apagado

Excluir bibliografía

Activo