



UNIVERSIDAD NACIONAL “PEDRO RUÍZ GALLO”



**FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA
ELECTRÓNICA**

**DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL CON PERIFERIA
DESCENTRALIZADA PARA OPTIMIZAR LAS
CONDICIONES DE TEMPERATURA Y PRESIÓN DEL
VAPOR QUE INGRESA A FÁBRICA EN LA EMPRESA
AGROINDUSTRIAL TUMÁN S.A.A**

TESIS

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO
ELECTRÓNICO**

ELABORADO POR:

**Bach. Távara Navarro Juan Carlos.
Bach. Rojas Santiago David Edgardo.**

ASESOR:

Ing. Jara Sandoval Víctor Olegario

Lambayeque – Perú

2015



Universidad Nacional Pedro Ruíz Gallo
Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas



Escuela Profesional de Ingeniería
Electrónica

Tesis presentada para obtener el grado de
Ingeniero Electrónico

DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL CON
PERIFERIA DESCENTRALIZADA PARA
OPTIMIZAR LAS CONDICIONES DE
TEMPERATURA Y PRESIÓN DEL VAPOR QUE
INGRESA A FÁBRICA EN LA EMPRESA
AGROINDUSTRIAL TUMÁN S.A.A

Por:

Bach. Távara Navarro Juan Carlos.

Bach. Rojas Santiago David Edgardo.



Lambayeque – Perú
Abril del 2015

**DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL
CON PERIFERIA DESCENTRALIZADA
PARA OPTIMIZAR LAS CONDICIONES DE
TEMPERATURA Y PRESIÓN DEL VAPOR
QUE INGRESA A FÁBRICA EN LA
EMPRESA AGROINDUSTRIAL TUMÁN
S.A.A**

**Bach. Távara Navarro Juan Carlos.
Bach. Rojas Santiago David Edgardo.**

27 de Abril del 2015

Tesis presentada por:

Bach. Távara Navarro Juan Carlos.

Bach. Rojas Santiago David Edgardo.

Como requisito para obtener el Título de Ingeniero Electrónico

Aceptada por la Escuela Profesional de Ingeniería Electrónica.

Ing. Manuel Javier Ramírez Castro.

Presidente

Ing. Carlos Leonardo Oblitas Vera.

Secretario

Ing. Martin Augusto Nombera
Lossio.

Vocal

Ing. Víctor Olegario Jara Sandoval

Asesor

Bach. Juan Carlos Távara Navarro.

Autor

Bach. David Edgardo Rojas
Santiago.

Autor

27 de Abril del 2015

DEDICATORIA

A nuestros padres, por saber encaminar nuestra vida universitaria, a nuestros compañeros que brindaron su apoyo en las aulas universitarias y a todas las personas que con especial cariño dedicaron un momento de sus vidas para brindarnos su ayuda.

AGRADECIMIENTO

Gracias a Dios, por fortalecer nuestro lado espiritual desde lo más profundo de nuestra alma. A nuestros padres, por formarnos en un ambiente lleno de amor, comprensión y dedicación por lo que hacemos. A todos los profesionales que forman parte del personal que nos apoyó desde el punto de vista técnico en el desarrollo de esta investigación.

RESUMEN

El sistema de control con periferia descentralizada para optimizar las condiciones del vapor que ingresa a fábrica en la Empresa Agroindustrial Tumán S.A.A, es una solución de automatización, que gestiona, visualiza y controla las variables involucradas en la red de tuberías de vapor en el ingenio azucarero.

Tumán como ingenio azucarero, posee una producción de vapor muy significativa, debido a que es justamente este fluido, el elemento vital para el funcionamiento de las máquinas térmicas, que constituyen la maquinaria de la empresa. Por ser de tanta importancia la red de distribución de este vapor, debe contar con un sistema de control adecuado para estas condiciones.

Para diseñar el sistema de control, se tuvo que realizar un análisis cuantitativo y cualitativo, de las variables influyentes en el proceso. Cuantitativamente hablando, se realizó un balance de materia, para obtener las dimensiones técnicas de las características del proceso. En la forma cualitativa, los instrumentos existentes nos sirvieron como indicativos, de cómo reacciona el sistema de control actualmente.

Para ampliar el universo de posibilidades, este trabajo propone 2 arquitecturas de red, basadas en protocolos de comunicación industrial que permitan el monitoreo continuo de las variables de proceso. La solución fue dimensionada tomando como referencia estándares y normas usadas para el cálculo de los equipos.

Con la solución de automatización propuesta, no solo pretende aumentar la calidad del sistema de control existente, sino que también pretende mejorar el servicio de vapor usado en el ingenio.

Palabras clave: Periferia descentralizada, Red de vapor, Arquitectura de Red, Automatización

ABSTRACT

The control system with decentralized periphery to optimize the conditions of the steam entering factory in the Agroindustrial Tumán SAA is an automation solution that manages, displays and controls the variables involved in the network of steam pipes in the sugar mill.

Tumán as sugar mill, has a significant production of steam, because it is precisely this fluid, vital to the functioning of thermal machines, which are the company machinery element. Because it is so important the distribution of the steam, should have an appropriate monitoring system for these conditions.

To design the control system, it had to make a quantitative and qualitative analysis of influential variables in the process. Quantitatively speaking, a material balance was carried out to obtain the technical dimensions of the process characteristics. In qualitative way, existing instruments were served as indicative of how the control system reacts now.

To expand the universe of possibilities, this work proposes two network architectures based on industrial communication protocols that allow continuous monitoring of process variables. The solution was sized taking as reference standards and standards used for computing equipment.

With the automation solution proposal, not only aims to increase the quality of existing control system, but also aims to improve the service of steam used in the mill.

Keywords: Decentralized Periphery, Red Steam, Network Architecture, Automation

ABREVIATURAS

E.I.A	Empresa Agro Industrial
S.A.A	Sociedad Anónima abierta
HP	Horse Power
RPM	Revoluciones por Minuto
MW	Mega Watts
KW	Kilo Watts
FTT	Temperatura Total en Fahrenheit
PSIG	Libras por Pulgada cuadrada manométrica
PZAS	Piezas
ABS	Absoluta
ATM	Atmosférica
MAN	Manométrica
NPT	National Pipe Thread
TCD	Toneladas de caña al día
TCH	Toneladas de caña por día
TVH	Toneladas de caña por hora
TON	Toneladas
ISA	The International Society of Automation
ANSI	American National Standards Institute
TVS	Temperatura de vapor saturado
IEEE	Institute of Electrical and Electronics Engineers
SCADA	Supervisión Control y Adquisición de datos
HMI	Interfaz Máquina Humana
DP	Periferia Descentralizada
PA	Automatización de procesos
PN	Profinet
PID	Proporcional Integral Derivativo
FB	Bloque de función
DCS	Sistema de control Distribuido

ÍNDICE GENERAL

DEDICATORIA.....	1
AGRADECIMIENTO.....	2
RESUMEN.....	3
ABSTRACT.....	4
ABREVIATURAS.....	5
ÍNDICE GENERAL.....	6
ÍNDICE DE ILUSTRACIONES.....	8
ÍNDICE DE TABLAS.....	11
ÍNDICE DE ANEXOS.....	11
CAPÍTULO 1 – INTRODUCCIÓN.....	12
1.1. Antecedentes.....	13
1.2. Situación problemática.....	15
1.3. Formulación del Problema Científico.....	17
1.4. Justificación e Importancia.....	17
1.5. Objetivos.....	18
1.5.1. Objetivos Generales.....	18
1.5.2. Objetivos Específicos.....	18
1.6. Hipótesis.....	18
CAPÍTULO 2 – MARCO TEÓRICO.....	19
2.1. E.A.I Tumán S.A.A.....	20
2.2. La caña de azúcar.....	23
2.3. Proceso de elaboración de azúcar.....	23
2.3.1. Extracción de jugo.....	24
2.3.2. Procesamiento de jugo.....	32
2.3.3. Evaporación.....	36
2.3.4. Cocimiento de masas.....	38
2.3.5. Producción de vapor.....	39
2.4. Instrumentación de procesos industriales.....	45
2.4.1. Medición de presión.....	46
2.4.2. Medición de caudal.....	47
2.4.3. Medición de temperatura.....	49
2.5. Usos del vapor de agua.....	50
2.5.1. Vapor saturado y sobrecalentado.....	51
CAPÍTULO 3 – SITUACIÓN ACTUAL.....	52
3.1. Red de tuberías para el transporte de vapor.....	53
3.1.1. Utilidad del vapor producido.....	54
3.1.2. Ruta de transporte del vapor.....	54
3.1.3. Vapor en colector principal.....	55
3.1.4. Vapor en turbo generadores.....	55
3.1.5. Línea de vapor directo.....	56
3.1.6. Mezcla de flujos de vapor.....	57
3.2. Análisis de la situación actual del sistema de control.....	59
3.2.1. Pirámide de automatización actual.....	62
3.3. Lectura de datos y respuesta del sistema de control.....	63
3.3.1. Presión de vapor en colector principal.....	64
3.3.2. Temperatura de vapor del colector principal.....	66
3.3.3. Presión de vapor en línea de 30 psi.....	68
3.3.4. Presión de vapor en línea de 15 psi.....	70
3.3.5. Temperatura de vapor en línea de 15 psi.....	72
3.3.6. Temperatura en la salida del saturador.....	74
3.4. Balance de materia.....	77
3.4.1. Consideraciones.....	78
3.4.2. Propósito.....	78
3.4.3. Primera ley de la termodinámica.....	78
3.4.4. Sistema abierto y flujo estable.....	79
3.4.5. Datos técnicos de diseño.....	81

3.4.6. Desarrollo del balance.....	84
3.4.7. Resultados obtenidos.....	89
CAPÍTULO 4 – PROPUESTA DE OPTIMIZACIÓN.....	90
4.1. Instrumentación.....	91
4.1.1. Estándar ANSI/ISA – 5 – 1984 (R1992).....	91
4.1.2. Estación reductora de 300 – 30 psi.....	95
4.1.3. Vapor de escape en turbinas.....	96
4.1.4. Estación reductora de 30 – 15 psi.....	98
4.1.5. Estación de saturación.....	99
4.1.6. Sistema de purga del condensado.....	101
4.1.7. Medición del flujo de vapor.....	102
4.2. Arquitectura de control.....	107
4.2.1. Nivel de gestión.....	107
4.2.2. Nivel de supervisión.....	108
4.2.3. Nivel de control.....	108
4.2.4. Nivel de campo.....	109
4.2.5. Red Profinet IO.....	109
4.2.6. Red Profibus DP.....	113
4.2.7. Red Hart – Periferia.....	120
4.2.8. Red Profibus PA – Periferia.....	124
4.2.9. Comparación de arquitecturas.....	126
4.3. Cálculo y dimensionamiento de equipos.....	128
4.3.1. Dimensionamiento de válvulas.....	128
4.3.2. Dimensionamiento de transmisores.....	135
4.3.3. Dimensionamiento de elementos primarios.....	143
4.3.4. Dimensionamiento de termo resistencia.....	149
4.4. Programación de Algoritmos.....	151
4.4.1. Escalamiento de señales analógicas.....	151
4.4.2. Desescalamiento de señales analógicas.....	153
4.4.3. PID_Compact (Lazo de saturación).....	155
4.4.4. CONT_C (Lazo de reducción de presión).....	158
4.4.5. Temperatura de saturación.....	164
4.4.6. Corrección y totalización del flujo medido.....	166
4.5. Sistema SCADA.....	171
4.5.1. Supervisión en la red de vapor.....	172
4.5.2. Visualización de variables.....	173
4.5.3. Control de usuarios.....	174
4.5.4. Módulo de control rápido.....	174
4.5.5. Vista detallada del lazo de control.....	175
4.5.6. Monitoreo de flujos de vapor.....	176
4.5.7. Avisos y fallas.....	177
4.5.8. Avisos definidos por el usuario.....	178
CAPÍTULO 5 – ASPECTO ECONÓMICO.....	179
5.1. Programa de actividades.....	180
5.2. Estimación de duraciones.....	181
5.3. Análisis de costos unitarios.....	181
5.4. Presupuesto general – Arquitectura #1.....	191
5.5. Presupuesto general – Arquitectura #2.....	192
CAPÍTULO 6 – RECOMENDACIONES Y SUGERENCIA.....	193
CONCLUSIONES.....	195
FOTOS.....	196
ANEXOS.....	201
REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA.....	206

INDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1: Cosecha de caña en el Perú.....	22
Ilustración 2: Productores mundiales de caña de azúcar.....	22
Ilustración 3: Representación molecular de la Sacarosa	23
Ilustración 4: Proceso de extracción del jugo	24
Ilustración 5: Disposición de celdas de carga	25
Ilustración 6: Disposición de molinos en etapa de extracción	29
Ilustración 7: Tándem de turbinas en trapiche	31
Ilustración 8: Procesamiento del jugo de caña.....	32
Ilustración 9: Evaporación de múltiple efecto.....	36
Ilustración 10: Etapa de cocimiento de masas.....	38
Ilustración 11: Esquema general del sistema de control.....	45
Ilustración 12: Aplicaciones de Bourdon	47
Ilustración 13: Placa de orificio con tomas en la brida	48
Ilustración 14: Red de vapor en el ingenio Tumán.....	53
Ilustración 15: Tuberías IN/OUT en colector principal.....	54
Ilustración 16: Tuberías de admisión y escape en turbo generadores.....	55
Ilustración 17: Tubería de vapor directo a fábrica	57
Ilustración 18: Ingreso de agua para la saturación	59
Ilustración 19: Pirámide de Automatización	62
Ilustración 20: Tendencia de la presión en el colector	65
Ilustración 21: Tendencia de la temperatura en colector	67
Ilustración 22: Tendencia de la presión en línea de 30 psi	69
Ilustración 23: Tendencia de la presión en línea de 15 psi	71
Ilustración 24: Tendencia de la temperatura en línea de 15 psi.....	73
Ilustración 25: Tendencia de temperatura después del saturador	75
Ilustración 26: Válvula de purga de condensado	76
Ilustración 27: Puntos de análisis en la red de vapor.....	77
Ilustración 28: Representación gráfica del sistema estable	80
Ilustración 29: Análisis en el punto A	84
Ilustración 30: Análisis en el punto B	85
Ilustración 31: Análisis en el punto C	86
Ilustración 32: Análisis de la etapa de saturación	87
Ilustración 33: Resultados de flujos obtenidos.....	89
Ilustración 34: Nomenclatura de instrumentos de campo	91
Ilustración 35: Nomenclatura de controladores.....	92
Ilustración 36: Instrumentación en estación reductora de 30 psi	95
Ilustración 37: Instrumentación en vapores de escape para turbo y auxiliares.....	96
Ilustración 38: Instrumentación en vapores de escape para trapiche	97
Ilustración 39: Instrumentación en estación reductora de 15 psi	98
Ilustración 40: Instrumentación en estación de saturación	99
Ilustración 41: Instrumentación funcional del set point para la saturación	100
Ilustración 42: Instrumentación para la supervisión de la presión de agua	101
Ilustración 43: Instrumentación para la purga de condensado.....	101

Ilustración 44: Instrumentación para la medición del flujo de ingreso en turbogeneradores.....	102
Ilustración 45: Relación cuadrática del flujo y la presión diferencial	103
Ilustración 46: Instrumentación para la medición del flujo de ingreso a turbina de trapiche	106
Ilustración 47: Estratos de la arquitectura de control	107
Ilustración 48: Arquitectura - Nivel de Gestión - Nivel de Supervisión y control	109
Ilustración 49: Puertos Profinet / Profibus DP	110
Ilustración 50: Interfaz Profinet en el MASTER_VAPOR	112
Ilustración 51: Dirección Profinet del sistema SCADA	112
Ilustración 52: Direccionamiento Profinet de estaciones remotas.....	113
Ilustración 53: Direccionamiento Profibus con esclavos DP	118
Ilustración 54: Etapa de control - Red Profibus para Arquitectura #1	119
Ilustración 55: Etapa de control - Red Profibus para Arquitectura #1.....	119
Ilustración 56: Periferia descentralizada - Arquitectura #1	120
Ilustración 57: Dispositivos de periferia modular ET-200M.....	120
Ilustración 58: Vista frontal del interfaz modular IM 153 - 2	121
Ilustración 59: Conexión de FastConnect para redundancia	123
Ilustración 60: Periferia descentralizada - Arquitectura #1	124
Ilustración 61: Arquitectura de Red #1	126
Ilustración 62: Arquitectura de Red #2.....	127
Ilustración 63: Cabezal de medición con presión.....	136
Ilustración 64: Fijación del transmisor Sitrans P	137
Ilustración 65: Medición de vapor	138
Ilustración 66: Cabezal de medición con presión diferencial	139
Ilustración 67: Fijación del transmisor con ángulo de montaje.....	140
Ilustración 68: Medición de vapor - diferencial.....	141
Ilustración 69: Transmisor de temperatura Sitrans TF	142
Ilustración 70: Conexión eléctrica de Sitrans TF.....	143
Ilustración 71: Ventana de iniciación.....	144
Ilustración 72: Ventana de configuración del Tag	144
Ilustración 73: Configuración de condiciones del elemento FE.03.2.001.A	145
Ilustración 74: Información del proceso en el elemento FE.03.2.001.A ...	146
Ilustración 75: Resultados del elemento FE.03.2.001.A	146
Ilustración 76: Configuración de condiciones del elemento FE.03.2.002.A	147
Ilustración 77: Información del proceso en el elemento FE.03.2.002.A ...	148
Ilustración 78: Resultados del elemento FE.03.2.002.A	148
Ilustración 79: Nomenclatura de dimensiones del PT100	150
Ilustración 80: Bloque de escalamiento PIT.03.3.001.A.....	152
Ilustración 81: Bloque de desescalamiento de PIC.03.3.1.001.A.....	154
Ilustración 82: Bloque de operación de PID_Compact.....	156
Ilustración 83: Bloque de control en el lazo del saturador.....	157
Ilustración 84: Bloque de operación de CONT_C	159
Ilustración 85: Bloque de control en el lazo de presión de 30 psi	162
Ilustración 86: Bloque de control en el lazo de presión de 15 psi	163

Ilustración 87: Conversión de valores manométricos - valores de proceso	165
Ilustración 88: Conversión a valores manométricos - valores de diseño .	165
Ilustración 89: Cálculo de operando BB	165
Ilustración 90: Aplicación del resultado al Set point	166
Ilustración 91: Asignación de valores de diseño	167
Ilustración 92: Conversión de valores de diseño a valores absolutos	168
Ilustración 93: Conversión de valores de proceso a valores absolutos....	168
Ilustración 94: Cálculo del factor de corrección por presión	168
Ilustración 95: Cálculo del factor de corrección por temperatura	169
Ilustración 96: Cálculo del factor de corrección final	169
Ilustración 97: Algoritmo para el tiempo de Scan	170
Ilustración 98: Conversión del flujo corregido	170
Ilustración 99: Algoritmo de acumulación	171
Ilustración 100: Operación del flanco ascendente	171
Ilustración 101: Pantalla principal del sistema de supervisión	172
Ilustración 102: Visualizador de variables	173
Ilustración 103: Ventana de control de usuarios	174
Ilustración 104: Módulo de control PIC.03.3.001.A	174
Ilustración 105: Vista detallada de la estación de reducción de 30 psi	175
Ilustración 106: Cuadro de variables del controlador PID	176
Ilustración 107: Pantalla de supervisión Planta / Extracción	176
Ilustración 108: Registro de flujos	177
Ilustración 109: Pantalla de avisos y fallas	177
Ilustración 110: Válvula reductora de 300 - 30 psi	197
Ilustración 111: Válvula reductora de 30 - 15 psi	197
Ilustración 112: Válvula de control de flujo de agua para la saturación ...	198
Ilustración 113: Tuberías de inyección de agua para la saturación	198
Ilustración 114: Tablero de control neumático, de las estaciones de control	199
Ilustración 115: Transmisores de presión neumáticos de 30 y 15 psi	199
Ilustración 116: Panel de supervisión del sistema de control.....	200

INDICE DE TABLAS

Tabla 1: Especificación de Caldera #1	40
Tabla 2: Especificaciones de Caldera #2	41
Tabla 3: Especificaciones de Caldera #4	42
Tabla 4: Especificaciones de Caldera #5	43
Tabla 5: Especificaciones de Caldera #6	44
Tabla 6: Datos de presión en colector	64
Tabla 7: Datos de temperatura en colector	66
Tabla 8: Datos de presión en línea de 30 psi	68
Tabla 9: Datos de presión en línea de 15 psi	70
Tabla 10: Datos de temperatura en línea de 15 psi.....	72
Tabla 11: Datos de temperatura después del saturador	74
Tabla 12: Consumo de flujos de vapor en fábrica	81
Tabla 13: Consumo de flujo de vapor en trapiche	82
Tabla 14: Consumo de vapor en turbinas auxiliares	82
Tabla 15: Relación porcentaje vs. Presión diferencial.....	103
Tabla 16: Criterio de selección para cableado de Profibus	116
Tabla 17: Velocidad de transmisión de Profibus	117
Tabla 18: Ventajas y desventajas de la Arquitectura de Red #1	126
Tabla 19: Ventajas y desventajas de la Arquitectura de Red #2	127
Tabla 20: Parámetros de FC105	152
Tabla 21: Parámetros de FC106	154
Tabla 22: Datos del algoritmo en la temperatura de saturación	164
Tabla 23: Datos del algoritmo en la compensación y totalización del flujo	167
Tabla 24: Programa de actividades y duración	180

ÍNDICE DE ANEXOS

Anexo 1: Plano de la Red de tuberías de vapor.....	201
Anexo 2: Plano Actual del sistema de control existente.....	202
Anexo 3: P&ID	203
Anexo 4: Calculation Sheet of valves.....	204
Anexo 6: Diagrama de Gantt.....	205

CAPÍTULO 1 – INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes

- **Título:** “Análisis y propuesta para la eficiente generación y distribución de vapor – E.A.I Pomalca S.A.”

Autor: Barreto Pérez Melanio Francisco.

Año: 1999

El objetivo de esta tesis fue proporcionar una adecuada alternativa de solución a la problemática energética del ingenio de la EAI Pomalca. Se estudió la situación actual de la generación y distribución de vapor en el ingenio, describiendo detalladamente el ciclo de vapor. También se ha realizado un balance energético del ingenio.

Se recomienda llevar a cabo una implantación consciente de los conceptos de eficiencia, rentabilidad, productividad, calidad total y otras que caracterizan al manejo de empresas modernas, y modernización y automatización de los procesos, incorporarse tecnología de punta, tanto en campo como en fábrica para la recuperación de la capacidad productiva y del nivel de eficiencia de la empresa azucarera.

- **Título:** “Optimización en la generación y producción de vapor en el hospital Almanzor

Aguinaga– ESSALUD”.

Autores: Pérez Carranza, Walter Martin y Real Valle, Lorenzo Moisés

Año: 2003

En esta tesis se buscó expresar la importancia del balance, ahorro y costos de producción de vapor así como la optimización de la planta de vapor del hospital Essalud, debido al crecimiento poblacional del hospital, así como también ver la disponibilidad de la capacidad energética de la planta de vapor y el mejoramiento de ella si lo necesitara.

Se recomienda aplicar un buen programa de mantenimiento preventivo a todas las instalaciones de vapor y condensado.

Colocar instrumentos de medición, de temperatura y de presión.

También implementar una base de datos de consumo, de cada una de las unidades que sirven de la generación de vapor.

- **Título:** “Automatización de calderas para mejorar la generación de vapor en la E.A.I Pomalca S.A.A.”

Autores: Ruiz Chapoñan, Juan y Tirado Cachay, Alexander

Año: 2008

Este trabajo abarcó el diseño de un sistema de control de caldera para la eficiente generación de vapor, para su distribución y uso en la empresa Agroindustrial Pomalca.

El sistema de control se desarrolla a partir de las especificaciones funcionales y del conjunto de señales digitales y analógicas de entrada y salida a controlar en la planta.

El controlador consiste en un PLC que tienen por responsabilidad el control del proceso.

La metodología utilizada para el desarrollo del sistema de control a partir del conjunto de señales del sistema, el diseño de diagrama en escalera o ladder para cada fase del proceso y el desarrollo del programa de control.

Como resultado del diseño del controlador para este proceso se consiguió el control en automático de las fases del proceso gracias al programa de control desarrollado, y a la visualización del proceso de planta.

De este modo se dio una propuesta de diseño para mejorar la eficiencia del proceso en la generación de vapor, como en lo económico y lo ambiental.

1.2. Situación problemática

El proceso de fabricación de azúcar de caña, es un sistema de producción continuo y masivo; el jugo que es extraído de las fibras de caña, pasa por una serie de etapas en las que se prepara el líquido, para que finalmente se formen los cristales de azúcar.

La Empresa Agroindustrial Tumán, cuenta con 3 áreas principales de producción: Fábrica, Extracción y Calderas, esta última es justamente un abastecedor de materia a las demás.

El área de Calderas, produce todo el vapor necesario para mantener diferentes procesos en el ingenio, el vapor producido es distribuido para mover turbinas en los molinos, turbogeneradores, turbo bombas, entre otras. El vapor de salida en cada uno de estas máquinas térmicas, es conocido como vapor de escape, este flujo de vapor es conducido por tuberías hasta el área de Fábrica para el cocimiento de las masas.

Este vapor debe tener condiciones particulares, necesarias para que la preparación del jugo sea el óptimo, técnicamente el vapor de escape debería ser suficiente para cubrir la demanda de vapor en fábrica, pero esto no ocurre así, por este motivo se tiene una línea de vapor directo desde el colector principal de vapor hasta el área de fábrica, con lo cual se completa la demanda necesaria.

Por esta línea directa se envía vapor sobrecalentado de 300 psi y 300 °C, condiciones de vapor que no son las adecuadas. Es en esta línea donde aparecen las estaciones reductoras de vapor, implementadas con la finalidad reducir la presión y temperatura del vapor directo para cumplir con las condiciones necesarias de vapor de fábrica.

Estas estaciones están conformadas por 3 lazos de control, 2 lazos de presión para reducir la presión de vapor de 300 a 30 psi y de 30 a 15 psi, adicionalmente se encuentra instalado un saturador que no es más que un atemperador de vapor, en el cual se inyecta agua presurizada a 90 °C para bajar la temperatura del vapor hasta su temperatura de saturación.

Debido al pasar del tiempo y a su tecnología antigua, el sistema de control de esta línea de control no realiza su trabajo de la mejor manera, lo cual impide que el vapor llegue a fábrica con las condiciones necesarias.

Las estaciones reductoras de 30 y de 15 psi, cuentan con controladores neumáticos, tecnología de los años 80, y el saturador cuenta con deficiencias en su implementación, por todos estos motivos el sistema de control no brinda seguridad ni eficiencia requerida para el ingenio.

Las variables que intervienen en esta línea de producción no son monitoreadas de la mejor manera, cuenta con un sistema de tuberías de cobre para transportar las señales neumáticas de cada una de las variables y transmisores que hoy en día ya no cumplen con los estándares de medición pues su error es demasiado grande.

Una red de transmisores neumáticos deteriorados nunca proporcionará una señal segura y mucho menos si los controladores se encuentran en las mismas condiciones, impidiendo que esta línea de vapor entregue vapor en condiciones óptimas para la producción.

Este trabajo propone diseñar un sistema de control, usando una arquitectura de periferia descentralizada o distribuida, basada en 2 propuestas de tecnología de comunicaciones industriales: Profinet y Profibus. Así también se propondrá un diseño basado en red de comunicación HART. El diseño permitirá integrar todas las variables medibles que intervienen en esa línea de producción, para tener una supervisión constante del sistema.

Al integrar las tecnologías, los lazos de control de cada una de las estaciones reductoras y del proceso de saturación optimizaran las condiciones de vapor entregado a fábrica. En este trabajo también se dimensionan los equipos de instrumentación necesarios para abarcar el sistema completo.

1.3. Formulación del Problema Científico

¿En qué forma el sistema de control con periferia descentralizada permitirá optimizar las condiciones de temperatura y presión en el vapor que ingresa a fábrica?

1.4. Justificación e Importancia

El desarrollo de esta investigación ayudara a mejorar el proceso de fabricación de azúcar, haciendo un diseño adecuado del control de vapor, para que este sea suministrado de forma eficiente y según la demanda de vapor, así permitir además la actualización con tecnologías más eficientes y modernas.

La integración de las tecnologías para la comunicación industrial usadas en este diseño, permitirá gestionar mejor la información de las variables físicas involucradas en el proceso, de tal forma se tendrá una monitorización en tiempo real y sin perturbaciones.

Los lazos de control de presión y temperatura diseñados, controlarán de manera segura las variables, impidiendo así que exista error con respecto a su set point.

El sistema de periferia descentralizada, permitirá al personal técnico usar menos tiempo en la detección de fallas que pudieran ocurrir en el sistema de control, y esto involucra también a los operarios a los cuales se les hará más fácil monitorear el proceso desde un sistema de pantallas touch.

1.5. Objetivos

1.5.1. Objetivos Generales

Diseñar un sistema de control con periferia descentralizada usando como base estrategias de control para variables físicas que permita mantener las condiciones óptimas de presión y temperatura en el vapor directo enviado a fábrica.

1.5.2. Objetivos Específicos

- Describir como se encuentra el sistema de control en la actualidad.
- Analizar la influencia del deterioro del sistema en las condiciones de vapor.
- Diseñar un P&ID para la disposición de los instrumentos en campo.
- Diseñar una arquitectura para la comunicación de los instrumentos de campo.
- Diseñar la programación de los lazos de control en el sistema de control.
- Dimensionar los equipos de instrumentación usados en el proyecto.

1.6. Hipótesis

Si se diseña un sistema de control de periferia descentralizada para optimizar las condiciones de presión y temperatura de vapor, se lograra obtener mejores condiciones físicas en el vapor entregado a fábrica.

CAPÍTULO 2 – MARCO TEÓRICO

2.1. E.A.I Tumán S.A.A

La empresa agroindustrial Tumán S.A.A es una empresa dedicada a la elaboración de azúcar rubia doméstica, usando como materia prima la caña. Está ubicada en el norte del Perú, forma parte de uno de los grupos económicos más influyentes del país: EL GRUPO OVIEDO.

El gobierno Militar del General Juan Velazco Alvarado, dictamino el 24 de Junio de 1969 mediante el Decreto Ley N° 17716 – “Ley de reforma Agraria” el cambio en la justicia social para el Perú, pasando así la administración de la hacienda a sus trabajadores, constituyendo en 1970 la Cooperativa Agraria Tumán LTDA que contaba con un área total de 8, 541,94 hectáreas. La reforma Agraria también afecto a los fundos de Luya y Vista Florida ambos de la sociedad de la Viuda Dall’orso.

El gobierno del Ing. Alberto Fujimori Fujimori transforma a Tumán de Cooperativa Agraria a Sociedad Anónima Abierta, en el año 1996 cuando promulgo el Decreto Ley N° 802.

Agroindustrial Tumán muele un promedio de 90 a 110 toneladas de caña al día, cantidad que permite producir entre 170 – 220 mil bolsas de azúcar de 50 kg cada una, tomando como referencia un mes de 27 días. De la cantidad total de caña molida al mes en la E.A. Tumán el 40 – 60 % es propiedad de sembradores.

Misión

Tumán S.A.A. es una agro industrial dedicada al cultivo y transformación de la caña de azúcar y comercialización de sus productos y subproductos; busca la satisfacción total de los clientes nacionales e internacionales; respeta la legislación nacional e internacional; exige que cumplan los principios y valores cooperativos; desarrolla actividades para conservación del medio ambiente y el desarrollo de la comunidad, procurando obtener como resultado la mejor liquidez, rentabilidad y competitividad para garantizar un buen nivel de calidad de vida de sus trabajadores.

Visión

Empresa Agroindustrial Tumán S.A.A. busca convertirse en una gran cooperación Agroindustrial, con un amplio portafolio de oportunidades de negocios azucareros y derivados, de productos de agro exportación de mayor valor agregado; reconocidos por la rentabilidad y competitividad Empresarial; así como por la eficiencia, creatividad e innovación de los recursos humanos que los conforman.

La Industria Azucarera

La caña de azúcar es un cultivo originario del sur del continente asiático y fue introducida a Europa a través de la península ibérica por la comunidad árabe, para posteriormente ser llevada a América.

La zona industrial del norte del Perú, concentra las más grandes productoras de azúcar de caña. Las costas del país no solo industrializan azúcar, sino otros productos derivados como alcohol, bioetanol, entre otros, los cuales han ampliado su mercado debido al bajo impacto ambiental que tienen como combustible no contaminantes.

La industria azucarera en las costas del Perú ha sido afectada a lo largo de los años por diversos factores climáticos, económicos, productivos entre otros, efectos que recaen en la constante variación del precio de la bolsa de azúcar en el mercado peruano. Pero sin lugar a duda la industria azucarera fue más afectada debido a las modificaciones en la propiedad de estas.

La Libertad y Lambayeque cosechan y procesan en conjunto casi el 80 % de la cosecha anual en todo el país, esto en toneladas equivale a 7´ 736, 063 ton al año, teniendo en Casa Grande, Cartavio, Tumán, Laredo y Paramonga y Pomalca ingenios azucareros con las cifras más altas de cosecha y producción en este rubro.

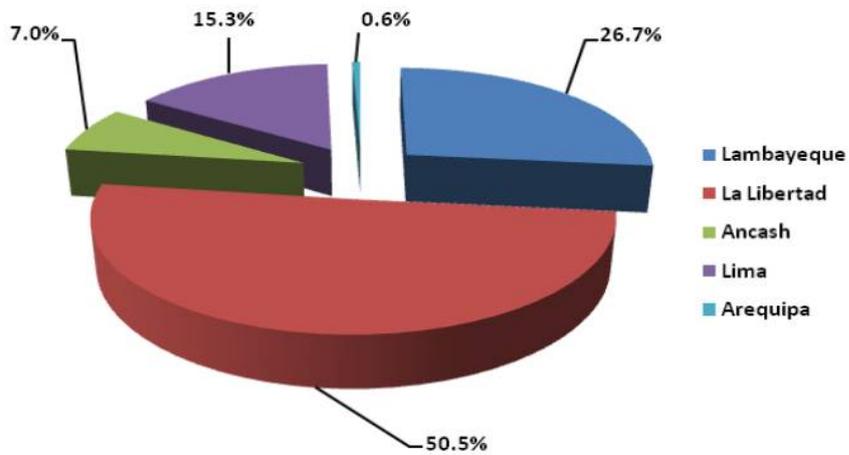


Ilustración 1: Cosecha de caña en el Perú
Fuente: Aspecto de la cadena agropecuaria “Ministerio Agricultura”

A nivel mundial somos el sexto país en cosecha y producción de azúcar de caña con una producción de 7,267 miles de toneladas por detrás de Brasil con una producción de 426,637 miles de toneladas, La India con una producción de 248,559 miles de toneladas, China con una producción de 89,456 miles de toneladas, Tailandia con una producción de 57,843 miles de toneladas y Pakistán con una producción de 48,660 miles de toneladas.

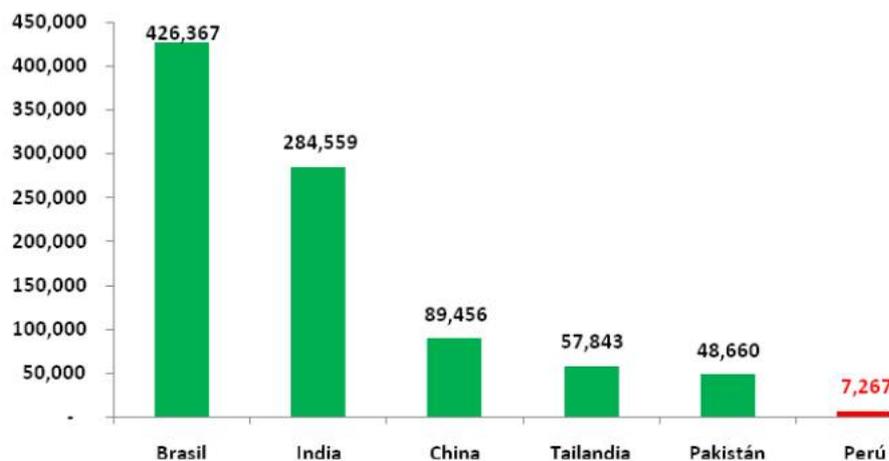


Ilustración 2: Productores mundiales de caña de azúcar
Fuente: Aspecto de la cadena agropecuaria “Ministerio Agricultura”

2.2. La caña de Azúcar

La caña de azúcar es una planta herbácea de gran tamaño que se cultiva en países tropicales y subtropicales. Es un híbrido complejo de varias especies, derivadas principalmente del *Saccharum officinarum* y otras especies de *Saccharum*. La caña se propaga vegetativamente sembrando trozos de sus tallos. La nueva planta crece a partir de los cogollos o yemas de los nudos del tallo, asegurando así una descendencia uniforme.

El principal objetivo al procesar la caña es recobrar el azúcar, que en estado puro se conoce con el nombre químico de sacarosa. La sacarosa se forma en la planta a través de un proceso complejo que esencialmente consiste en la combinación de dos azúcares monosacáridos, fructuosa y glucosa.

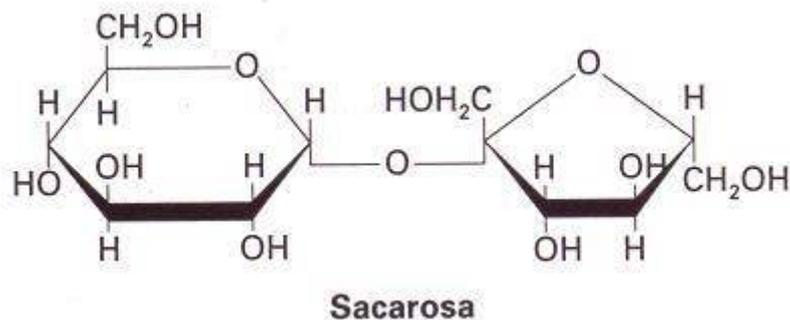


Ilustración 3: Representación molecular de la Sacarosa
Fuente: <http://mariajosevega22.blogspot.com/2013/10/glucidos.html>

2.3. Proceso de elaboración de azúcar

A continuación se procederá a describir el proceso que es sometido la caña para obtener el azúcar. En este trabajo se dividirá el proceso en cuatro etapas: etapa de extracción, etapa de procesamiento de jugo, etapa de evaporación, etapa de cocimiento de masas. Además se hará una breve descripción de la producción vapor.

2.3.1. Extracción de jugo

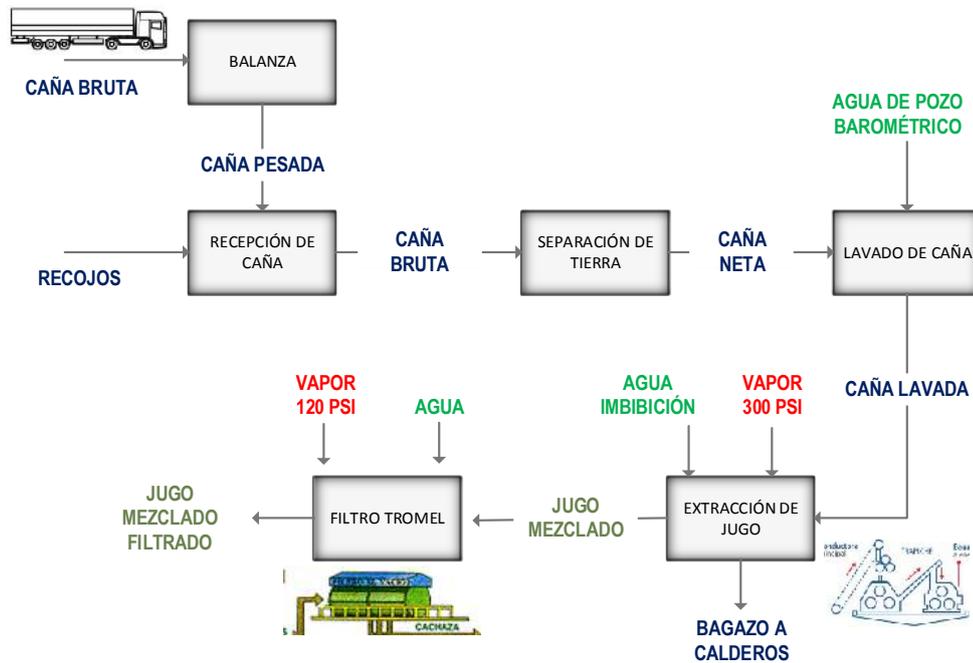


Ilustración 4: Proceso de extracción del jugo
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

Cosecha

La ruta de la caña inicia desde los campos, en la cosecha, donde la planta después de haber madurado por un promedio de 14 – 17 meses es quemada para después poder cortarla desde raíz, la cosecha en las azucareras del Perú en su gran mayoría se realizan manualmente, aunque en plantas de elaboración de Bioetanol la cosecha se realiza utilizando maquinas especializadas, la planta es cortada y apilada en los surcos de cada cañaveral.

Transporte

La caña quemada es montada en tráileres para ser transportada desde los campos de cosecha hasta el ingenio azucarero, en su ingreso los tráileres que llevan caña son pesados con la finalidad de mantener un control interno y además de impedir que el peso que transporta el tráiler supere el peso permitido o soportado por la grúa hilo.

La caña puede ser entregada como fardos o atados que permanecen unidos mediante cadenas, o a granel como tallos enteros y trozos de caña

En algunos sitios la cosecha y el transporte son controlados por la fábrica. En este caso puede considerarse que la cosecha y el transporte son la primera etapa del procesamiento de la caña; esto tiene varias ventajas, en particular la reducción al mínimo del número de cosechadoras y vehículos de transporte requeridos, además de permitir minimizar las reservas de caña, resultando en una caña más fresca al momento de la molienda.

Pesaje de caña

El sistema de pesaje es controlado desde una estación donde se encuentran dos balanzas electrónicas, cada balanza cuenta con 8 celdas de carga distribuidas uniformemente en las plataformas de pesaje.

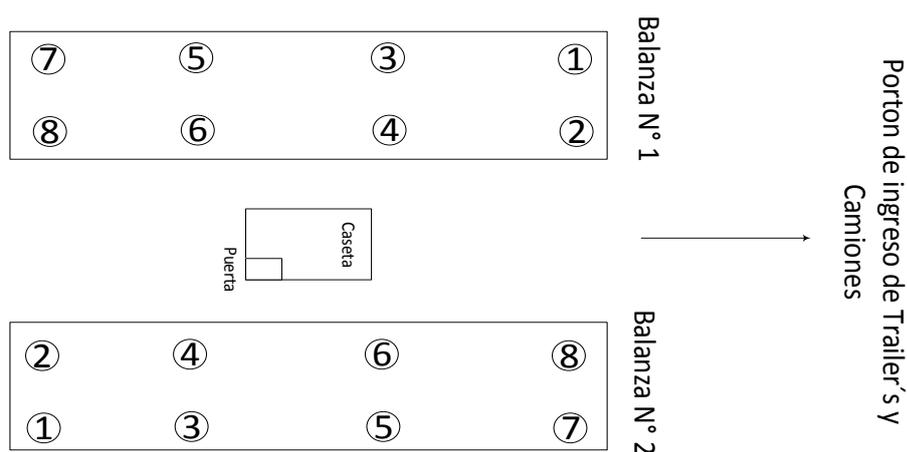


Ilustración 5: Disposición de celdas de carga
Fuente: Dep. Instrumentación

Descarga y Lavado.

Para la descarga de la caña de azúcar se hace uso de la denominada Grúa tipo Hilo.

Los remolques de los tráileres emplean una malla de cadenas o varias cadenas individuales que cubren la superficie del tráiler al ser cargado. Las cadenas están fijadas a un lado del camión mientras que en el otro extremo están ligadas a una viga de acero que tiene la misma longitud del remolque. El arreglo se dispone de modo que una grúa pueda levantar esta viga, descargando a la caña sobre una mesa alimentadora.

La grúa hilo levanta la caña de los tráileres y la deposita en una mesa cuya función es de separar la tierra y las hojas, que aun forman parte de la caña bruta. Esta mesa se le denomina mesa de alimentación.

Cuando la caña pasa aproximadamente por el centro de la mesa, se produce un primer lavado mediante un chorro de agua.

La mesa de alimentación está compuesta por dos conductores, las cuales denominaremos conductor N° 1 y conductor N° 2, accionados por motores de las siguientes características:

CONDUCTOR 1:

Capacidad: 80 toneladas / Tipo: arrastrador / Motor: 40 HP / 440V /1750 RPM / Inclinación: 22°

CONDUCTOR 2:

Capacidad: 80 toneladas / Tipo: arrastrador / Motor: 40 HP / 440V /1750 RPM / Inclinación: 22°

La cañada lavada pasa a otro conductor (Conductor N° 3), donde se vuelve a lavar.

MOTOR CONDUCTOR N° 3:

Potencia: 40 HP / Voltaje: 440v / Rpm: 1750

La caña luego pasa a un nuevo conductor (CONDUCTOR N° 4) donde hay un nivelador, cuya función es distribuir la caña a todo lo ancho del conductor haciendo un colchón de caña uniforme para un mejor trabajo de los machetes y desfibadora. Los niveladores regularizan la carga sobre los equipos de preparación subsecuentes y ayudan reducir la incidencia de atoramientos.

MOTOR CONDUCTOR N° 4:

Potencia: 40 HP / Voltaje: 440v / Rpm: 1750

MOTOR NIVELADOR N°1

Voltaje: 440 V / Potencia: 40 HP

Preparación de Caña

El proceso de reducir la caña alimentada al molino hasta partículas de menor tamaño, adecuadas para el proceso de extracción se denomina preparación de la caña. La reducción de tamaño es conseguida generalmente con el uso de picadoras o cuchillas rotativas localizadas sobre el sistema de conductores de caña y el paso de la caña por una desfibradora.

El objetivo es reducir los tallos de caña hasta pequeñas partículas, que permitan que el jugo sea fácil de extraer, pero que preserven las propiedades requeridas para alimentar a los molinos

Es entonces que la caña del conductor 4, pasa a un siguiente conductor (CONDCUTOR N° 5), el cual lo lleva al juego principal de machetes, el cual reducirá el tamaño de los tallos de la caña, por acción de las cuchillas rotativas.

MOTOR CONDCUTOR N° 5

VOLTAJE: 440 V / POTENCIA: 40 HP / RPM: 1750 / REDUCTORA: SAWA
30 HP 1750/45 RPM

MOTOR PREMACHETERO (MACHETERO 1)

VOLTAJE: 440 v / CORRIENTE: 340 A / POTENCIA: 213 kW / Factor de Potencia (Cos phi): 0,88 / r.p.m.: 1180 / Presión de aceite: 4 psi

MOTOR MACHETERO 2

VOLTAJE: 2300 V / CORRIENTE: 135 A / POTENCIA: 432 Kw (587 HP) / Factor de potencia: 0.86 / Rpm: 1190 / Presión de aceite: 16 psi / REDUCTOR MACHETE: 1190 RPM a 550 RPM.

Luego del juego de machetes, la caña pasa por un segundo nivelador para distribuir uniformemente el colchón de caña y así mejorar el trabajo del desfibrador.

MOTOR NIVELADOR N° 2

VOLTAJE: 440v / Potencia: 60 hp / 880 rpm

La caña pasa por un desfibrador o también llamado Shredder, el cual completa la preparación de caña. El desfibrador desintegra la caña por acción de golpes mediante unos martillos giratorios.

MOTOR DESFIBRADORA

Voltaje: 2300 V / Corriente: 383.4 A / Potencia: 65 W / Factor de potencia: 0.76 / Rpm: 895 / Presión de Aceite: 15 psi / Temperatura de Aceite: 914 FTT

La caña sale de la desfibradora y es transportada hacia la sección de molinos haciendo uso de un último conductor (CONDUCTOR DE CAÑA DESFIBRADA).

Molienda

El objetivo de la molienda de caña es separar al jugo que contiene sacarosa del resto de la caña, constituido principalmente por fibra. El termino extracción se utiliza para expresar el porcentaje de sacarosa que ha sido extraído de la caña en los molinos y es igual a la sacarosa en el jugo crudo.

El jugo extraído en el primer molino tiene siempre una mayor pureza que el jugo diluido, mientras que el jugo extraído al final del tren de molinos es siempre de menor pureza.

A partir de caña razonablemente bien preparada, es posible extraer normalmente entre 60 y 75% de la sacarosa utilizando un primer molino convencional.

Si la caña se pasa entonces a un segundo molino, es poco el jugo que ha quedado libre en el bagazo y debido a esto la recuperación de sacarosa será mucho menor. Para permitir a los molinos siguientes extraer mayor cantidad de sacarosa se añade al bagazo agua adicional. Este proceso se denomina imbibición. El agua añadida en la imbibición se mezcla con el jugo que queda en la caña, diluyéndolo y constituyendo un material a partir del cual los molinos pueden extraer más.

El sistema de imbibición de agua del trapiche, es el de “***imbibición múltiple compuesto***”, el cual consta de los siguientes pasos:

- El jugo extraído del primer y segundo molino es dirigido a un tanque de almacenamiento, ya que es donde sale más jugo de caña.

- El jugo del tercer molino es bombeado a la entrada del segundo molino.
- El jugo del cuarto molino es bombeado a la entrada del tercer molino.
- El jugo del quinto molino es bombeado a la entrada cuarto molino.
- Antes de llegar al quinto molino se agrega el “agua de imbibición”, que tiene una temperatura de 88 °C y a un flujo de 10 m³/h.

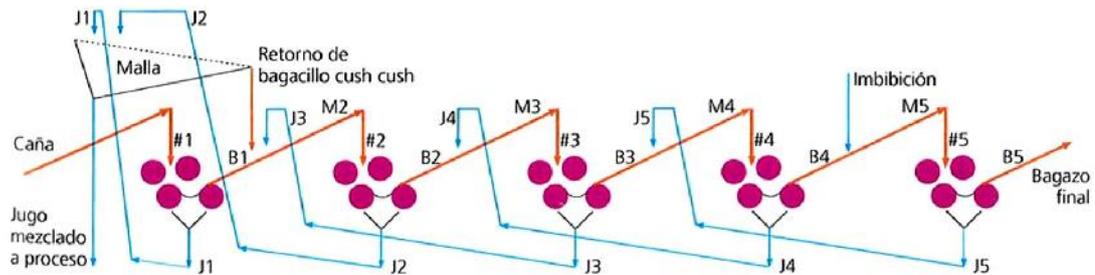


Ilustración 6: Disposición de molinos en etapa de extracción
Fuente: Ingeniería de la caña de azúcar – “Peter Rein”

Accionamiento de Molinos

Las opciones de accionamiento de molinos con velocidad variable son:

- Máquinas de vapor alternativas
- Turbinas de vapor
- Motores eléctricos
- Motores hidráulicos

En la Empresa Agroindustrial Tumán se hace uso de turbinas de vapor. Las turbinas de vapor han sido ampliamente utilizadas para el accionamiento de los molinos. Estas son confiables y se adaptan fácilmente para el control automático de velocidad. Las turbinas pueden ser suministradas con toberas auxiliares capaces de variar la potencia obtenida en el eje y la eficiencia - una característica útil cuando se planean futuras expansiones.

Las turbinas de accionamiento de molinos normalmente operan con velocidades muy altas por lo tanto se requieren transmisiones reductoras de engranajes para lograr una gran reducción de velocidad entre la turbina y el molino.

El arreglo de las turbinas con los molinos, así como sus características es el siguiente:

Molino 1 → Turbina 1 (Tándem 1)
Molino 2 y 3 → Turbina 2 (Tándem 2)
Molino 4 y 5 → Turbina 3 (Tándem 3)

TURBINA TÁNDEM 1:

Potencia: 750 HP / Rpm: 4500

TURBINA TÁNDEM 2:

Potencia: 1600 HP / Rpm: 4500

TURBINA TÁNDEM 3:

Potencia: 1600 hp / Rpm: 4500

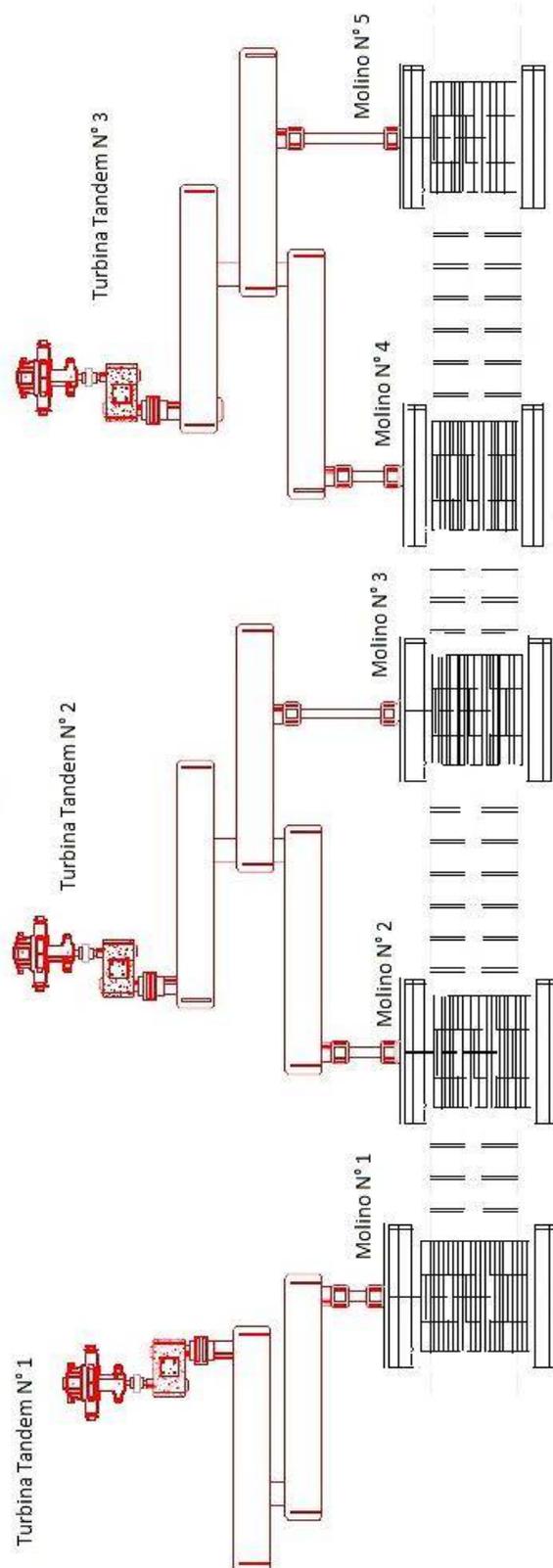


Ilustración 7: Tándem de turbinas en trapiche
Fuente: Oficina Técnica E.A.I. Tumán

2.3.2. Procesamiento de jugo

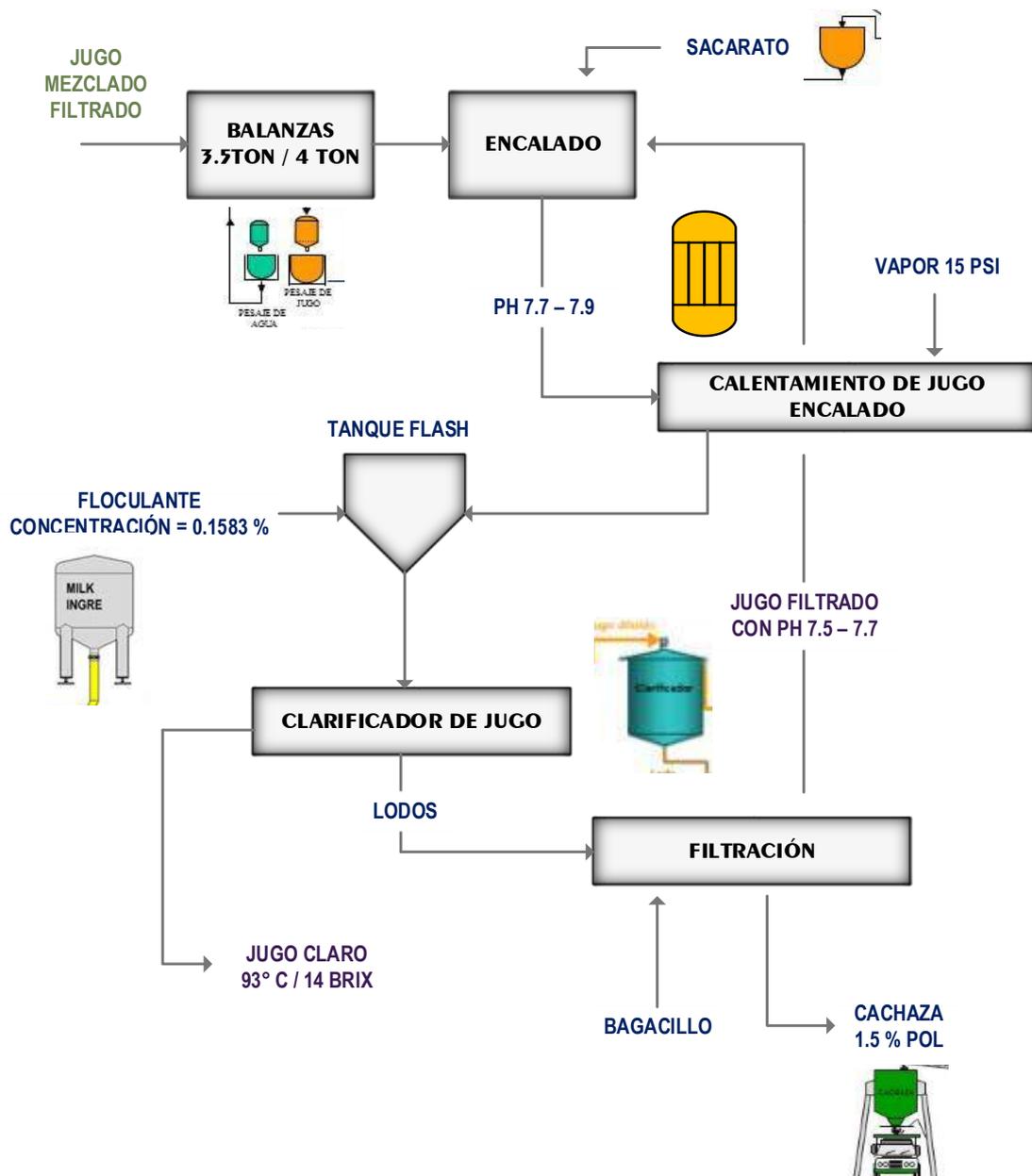


Ilustración 8: Procesamiento del jugo de caña
Fuente: Oficina Técnica E.A.I. Tumán

El jugo mezclado previamente filtrado, es bombeado a dos balanzas automáticas marca Fletcher con capacidad de 3.5 y 4 toneladas respectivamente.

Una vez pesado, se produce el descargue automático de las balanzas hacia el tanque receptor de jugo de 65.8 m².

Tres Bombas llevan el jugo de este tanque hacia los calentadores, pasando por un mezclador estático, donde se adicionara la lechada de cal.

Bomba de jugo 1: 440 V / 85 HP

Bomba de jugo 2: 440 V / 85 HP

Bomba de jugo 3: 440 V / 125 HP

Encalado

Una vez que el jugo crudo es pesado, para evitar la inversión del azúcar es necesario elevar su PH, que se consigue con el agregado de cal.

En general se añade la cal suficiente para neutralizar los ácidos orgánicos que contiene el jugo. Se adiciona entonces hidróxido de calcio Ca(OH)_2 para elevar el valor del pH desde 5.3 hasta 7.2-8.0. El Ca(OH) , puede estar en forma de lechada de cal o como sacarato mezclando cal-jugo o cal-meladura. La relación típica de aplicación es normalmente 0.6 a 1.2 kg CaO/t caña en fábricas con defecación simple.

En Agroindustrial Tumán, la cal es almacenada en un silo, después se combina con agua en el tanque denominado Hidratador de Cal. Se descarga a otro tanque de almacenamiento con agitador, para luego ser bombeado hasta una sección de tubo con dos entradas de flujo llamado ***Mezclador Estático***.

En este mezclador estático es donde se combina la lechada de cal con el jugo bombeado que proviene del tanque recibidor, teniendo finalmente como salida el Jugo Encalado. El flujo de jugo encalado llevado a calentadores es de 169.16 m³/h

Calentadores de jugo

El jugo encalado se calienta a una temperatura apenas encima de la temperatura de ebullición, aproximadamente a 102 °C, lo cual hace que la viscosidad del jugo disminuya a la vez que permite una evaporación parcial del agua en el tanque flash.

Tanque Flash

Es importante calentar el jugo hasta por encima del punto de ebullición y luego permitir un enfriamiento por descompresión rápida o 'flash'. Esto permite remover el aire que pueda estar contenido en el jugo y asegura que el jugo llegue con una temperatura constante a los clarificadores. En este proceso, el

aire que pueda estar atrapado en partículas de bagazo o bagacillo también puede escapar, permitiendo la sedimentación de estas partículas y evitando su arrastre en el jugo clarificado.

El jugo calentado entra en tanques flash, donde se elimina vapores y gases. En la Empresa Agroindustrial Tumán, el tanque flash usado es el descrito como tipo B, con una capacidad de 8,992 litros.

El jugo que sale del tanque flash es llevado a los tanques clarificadores.

Clarificación

Los principales objetivos de la clarificación de jugo son:

- Formar flocs que atrapan toda la materia suspendida que así puede sedimentarse a una velocidad satisfactoria.
- Proporcionar las condiciones de temperatura, pH y concentración de iones que maximizan la precipitación de impurezas sólidas del jugo:
- Producir un lodo sedimentado que sea apto para su posterior procesamiento (comúnmente filtración);
- Efectuar todo lo anterior al menor costo posible con mínimo tiempo de residencia, mínima pérdida de sacarosa (por inversión y otros mecanismos) y mínima formación de color en el jugo.
- Obtener jugo clarificado con un pH que minimice la inversión en la subsecuente operación de evaporación.

Es entonces que el jugo que sale del tanque flash es llevado a dos tanques clarificadores. Estos tanques son:

- Tanque Clarificador Dorr, con capacidad de 350 Toneladas
- Tanque Clarificador RapiDorr, con capacidad de 165 Toneladas

El jugo que sale de los clarificadores es llevado a un tanque colador de jugo clarificado con capacidad de 7,216 litros y desde aquí es llevado a la etapa de pre calentamiento, haciendo uso de dos bombas de 62.5 kW /440 V.

Adición de Floculante

Los floculantes usados más comúnmente para la clarificación de jugo, son compuestos de poliacrilamida parcialmente hidrolizados, los cuales son del tipo aniónico.

El polímero floculante se prepara en el tanque de dilución, donde debe instalarse un agitador de aletas de baja velocidad. El tanque debe ser

fabricado de acero inoxidable o plástico, o en caso de ser de acero común deberá estar recubierto para prevenir la disolución de hierro en la solución. La dilución inicial no debe sobrepasar los 5 g/kg solución debido a que la viscosidad a mayores concentraciones es muy elevada.

El floculante se debe "madurar" alrededor de 2 h antes de que pueda ser aplicado y deberá ser preparado continuamente en tandas que cubran no más de 8 h de producción para evitar la degradación.

La dosificación del floculante diluido y madurado se debe realizar en la línea de suministro de jugo, inmediatamente después del tanque flash, tan cerca del punto de alimentación del clarificador como sea posible.

La dosificación se efectúa empleando una bomba dosificadora de cavidad progresiva, dado que las bombas centrífugas, de diafragma, peristálticas, e incluso de pistones, crean fuerzas cortantes suficientemente grandes para destruir la mayoría de las moléculas de floculante que han sido cuidadosamente preparadas. El flujo de floculante en fabrica es de 227.55 litros /hora.

Filtro de Tambor al Vacío Tipo Oliver

El "tipo de filtros de tambor Oliver" se compone de un tambor giratorio parcialmente sumergido en un tanque que contiene la solución a filtrar. En la superficie lateral del tambor existen pequeñas perforaciones, que se comunican con un sistema interno de vacío.

2.3.3. Evaporación

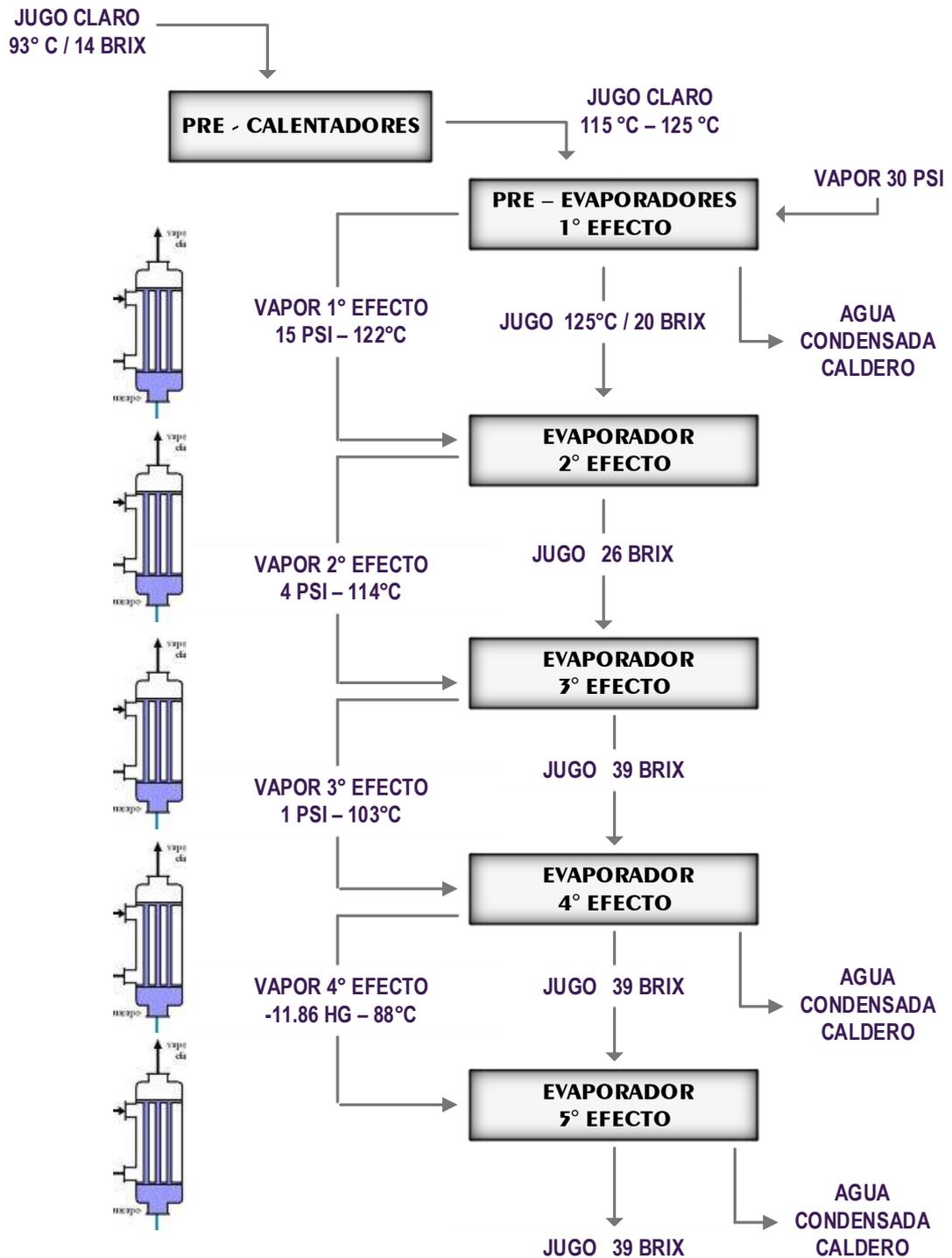


Ilustración 9: Evaporación de múltiple efecto

Fuente: Oficina técnica E.A.I Tumán

El jugo clarificado colado es bombeado a los pre-calentadores por medio de dos bombas de 62.5 kW cada una. En agroindustrial se hace uso de cuatro

pre-calentadores de 100 m² de superficie de calentamiento y usa vapor a 30 psi (2.06 bar) para el calentamiento del jugo y una temperatura de 134 °C.

Los evaporadores se pueden conectar en equipo, comúnmente son los llamados "CUADROS" en forma tal que la evaporación producida en uno de ellos se utiliza como vapor de calefacción del siguiente; solo es necesario disminuir la presión de cada unidad sucesiva que se añade, y así se establecerá una diferencia de temperatura adecuada que permite el funcionamiento correcto del evaporador al cual llamamos evaporación de múltiple efecto.

En agroindustrial Tumán existen dos baterías de evaporación con 5 evaporadores cada uno, y es de la siguiente manera:

BATERIA A:

1° Efecto (Llamado Pre-Evaporador): 775 m² de área de calentamiento.

2° Efecto: 600 m² de área de calentamiento.

3° Efecto: 400m² de área de calentamiento.

4° Efecto: 336m² de área de calentamiento.

5° Efecto: 368m² de área de calentamiento.

BATERIA B:

1° Efecto (Llamado Pre-Evaporador): 750 m² de área de calentamiento.

2° Efecto: 650 m² de área de calentamiento.

3° Efecto: 650m² de área de calentamiento.

4° Efecto: 330m² de área de calentamiento.

5° Efecto: 350m² de área de calentamiento.

Los jugos se van concentrando en serie desde el 1° al 5° efecto, y al jugo de salida del quinto efecto se le denomina jarabe o jugo evaporado. Este jarabe es enviado a tres tanques de almacenamiento y luego, mediante tres bombas de 20 HP cada una, el jarabe es llevada a la siguiente sección.

2.3.4. Cocimiento de Masas

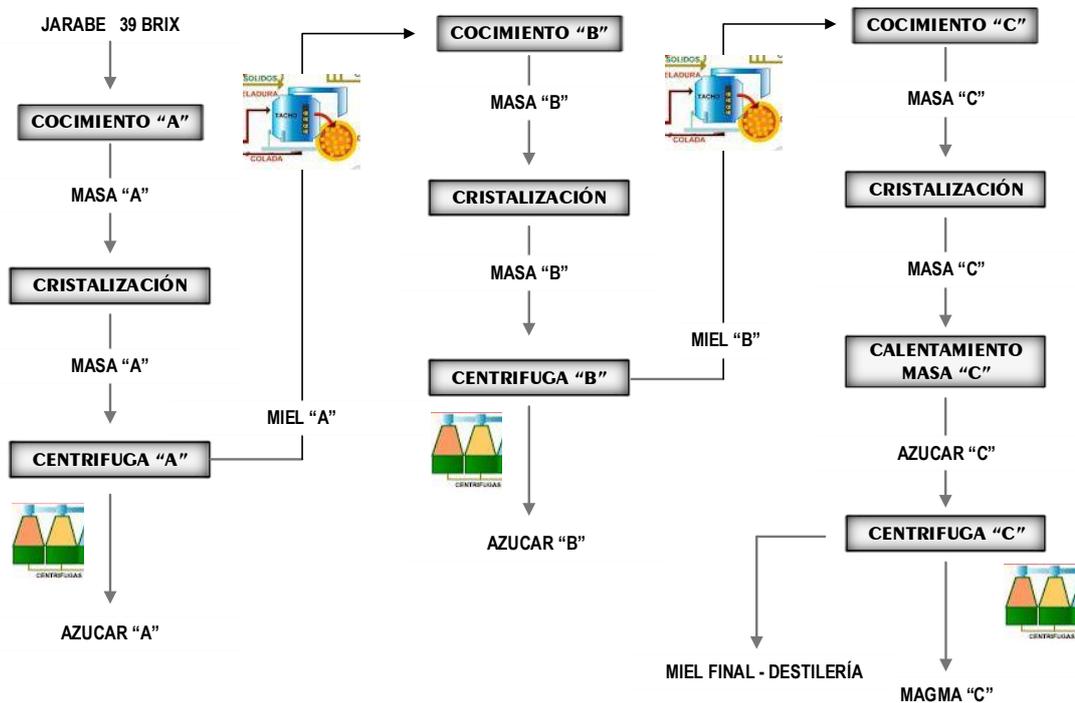


Ilustración 10: Etapa de cocimiento de masas

Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

En la sección de vacuum pan o tachos tiene lugar la cristalización de la sacarosa a partir del jarabe, obteniéndose tres clases de azúcares. Esto significa que se producen tres clases de masa cocida: A, B, C.

El esquema más comúnmente empleado es el de tres etapas de cristalización, donde se obtienen azúcares A y B para la venta y se describe como:

- El azúcar A se cristaliza a partir de meladura utilizando como semilla un magma que consiste de azúcar C en agua (o jugo clarificado) con pureza alrededor de 85. Por lo tanto, la masa cocida A tiene una pureza cercana a la de la meladura. La masa cocida A se centrifuga para obtener un azúcar A con pol relativamente alto (98-99 °Z) y miel A con una pureza alrededor de 20 unidades por debajo de la pureza de la meladura.
- El azúcar B se cristaliza a partir de mieles A (pureza 60-70) y meladura, utilizando como semilla el mismo magma de azúcar C para iniciar la masa cocida B. La masa B se centrifuga utilizando máquinas discontinuas, obteniendo azúcar B con pol entre 97-98 °Z que se mezcla con el azúcar A para ser despachados de la fábrica.

- El pie de templa para la semilla C consiste de una mezcla entre miel A y meladura con pureza alrededor de 70 o sencillamente miel A con pureza entre 60 y 70. Los cocimientos de masa C se alimentan con miel B. La masa cocida C es centrifugada usando máquinas continuas para obtener azúcar C y miel final. El azúcar C, con pureza alrededor de 85, es mezclada para formar el magma que se utiliza como semilla para las etapas de cristalización A y B.

2.3.5. Producción de Vapor

El ciclo de vapor de una fábrica de azúcar cruda proporciona un estilo interesante en el uso combinado de potencia y vapor para el proceso.

El proceso de vapor es requerido para el calentamiento de jugo, evaporadores, tachos al vacío y otros usos, también se toman en cuenta las considerables cargas de potencia; el vapor de escape de los turbogeneradores es usado en su totalidad en la planta de proceso, es decir, el vapor es condensado siendo el calor latente el que suministra el calor requerido para la evaporación y otras necesidades del proceso. Esto da un ciclo de alta eficiencia termodinámica, ya que el calor latente del escape de los turbogeneradores es empleado completamente. A este tipo de generación de potencia se denomina cogeneración, y la eficiencia termodinámica total del ciclo varía entre 70-80 %; a diferencia del caso de una planta de potencia separada, donde el calor latente de escape es desperdiciado y transferido al agua de condensación, en estos casos la eficiencia termodinámica del ciclo varía entre 37-45%.

Calderas

CALDERA #1		
NOMBRE DEL FABRICANTE	Combustión ENG. INC.	***
AÑO DE CONSTRUCCIÓN	1956	***
PRESIÓN MAXIMA DE TTRABAJO	320	Psig
POTENCIA	1375	HP
SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO	6533	pies cuadrado
TIPO DE COMBUSTIBLE	Bagazo	***
CANTIDAD DE COMBUSTIBLE QUE CONSUME	22000	Lb/hr
CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO	44000	Lb/hr
NÚMERO DE TUBOS	364	Pzas.
ESPESOR DE TUBOS	3.175	mm.
DIÁMETRO DE TUBOS	2.5	mm.
GROSOS DE CHAPA DE CARCASA	1.5	Pulgadas
DIMENSIONES DEL RECIPIENTE	54 1/2 * 25.8 1/2	***

Tabla 1: Especificación de Caldera #1
Fuente: Dep. de Calderas E.A.I Tumán

CALDERA #2		
NOMBRE DEL FABRICANTE	BABCOCK WILCOX	***
AÑO DE CONSTRUCCIÓN	1968	***
PRESIÓN MAXIMA DE TTRABAJO	450	Psig
POTENCIA	2750	HP
SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO	11755	pies cuadrado
TIPO DE COMBUSTIBLE	Bagazo	***
CANTIDAD DE COMBUSTIBLE QUE CONSUME	44000	Lb/hr
CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO	88000	Lb/hr
NÚMERO DE TUBOS	1196	Pzas.
ESPESOR DE TUBOS	3.175	mm.
DIÁMETRO DE TUBOS	2	mm.
GROSOS DE CHAPA DE CARCASA	1.5	Pulgadas
DIMENSIONES DEL RECIPIENTE	54 1/2 * 25.8 1/2	***

Tabla 2: Especificaciones de Caldera #2
Fuente: Dep. de Calderas E.A.I Tumán

CALDERA #4		
NOMBRE DEL FABRICANTE	Combustión ENG. INC.	***
AÑO DE CONSTRUCCIÓN	1956	***
PRESIÓN MAXIMA DE TTRABAJO	320	Psig
POTENCIA	1375	HP
SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO	6533	pies cuadrado
TIPO DE COMBUSTIBLE	Bagazo	***
CANTIDAD DE COMBUSTIBLE QUE CONSUME	22000	Lb/hr
CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO	44000	Lb/hr
NÚMERO DE TUBOS	364	Pzas.
ESPEJOR DE TUBOS	3.175	mm.
DIÁMETRO DE TUBOS	2.5	mm.
GROSOS DE CHAPA DE CARCASA	1.5	Pulgadas
DIMENSIONES DEL RECIPIENTE	48 * 16 1/2	***

Tabla 3: Especificaciones de Caldera #4
Fuente: Dep. de Calderas E.A.I Tumán

CALDERA #5		
NOMBRE DEL FABRICANTE	BABCOCK WILCOX	***
AÑO DE CONSTRUCCIÓN	1961	***
PRESIÓN MAXIMA DE TTRABAJO	450	Psig
POTENCIA	2750	HP
SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO	11755	pies cuadrado
TIPO DE COMBUSTIBLE	Bagazo	***
CANTIDAD DE COMBUSTIBLE QUE CONSUME	44000	Lb/hr
CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO	88000	Lb/hr
NÚMERO DE TUBOS	1196	Pzas.
ESPESOR DE TUBOS	3.175	mm.
DIÁMETRO DE TUBOS	2	mm.
GROSOS DE CHAPA DE CARCASA	1 1/2	Pulgadas
DIMENSIONES DEL RECIPIENTE	54 1/2 * 25.8 1/2	***

Tabla 4: Especificaciones de Caldera #5
Fuente: Dep. de Calderas E.A.I Tumán

CALDERA #6		
NOMBRE DEL FABRICANTE	BABCOCK WILCOX	***
AÑO DE CONSTRUCCIÓN	1984	***
PRESIÓN MAXIMA DE TTRABAJO	450	Psig
POTENCIA	6875	HP
SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO	22000	pies cuadrado
TIPO DE COMBUSTIBLE	Bagazo	***
CANTIDAD DE COMBUSTIBLE QUE CONSUME	110000	Lb/hr.
CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO	220000	Lb/hr.
NÚMERO DE TUBOS	1264	Pzas.
ESPEJOR DE TUBOS	3.175	mm.
DIÁMETRO DE TUBOS	2 1/2	mm.
GROSOS DE CHAPA DE CARCASA	1 1/2	Pulgadas
DIMENSIONES DEL RECIPIENTE	54 1/2 * 25.8 1/2	***

Tabla 5: Especificaciones de Caldera #6
Fuente: Dep. de Calderas E.A.I Tumán

2.4. Instrumentación de Procesos Industriales

En todo proceso es necesario controlar, monitorear y mantener constante algunas magnitudes, como por ejemplo la presión, caudal, nivel, temperatura, pH, conductividad, velocidad, humedad, punto de rocío, etc. Los instrumentos son herramientas indispensables que se utilizan para controlar las variables de un proceso o sistema en forma tan exacta como se necesite.

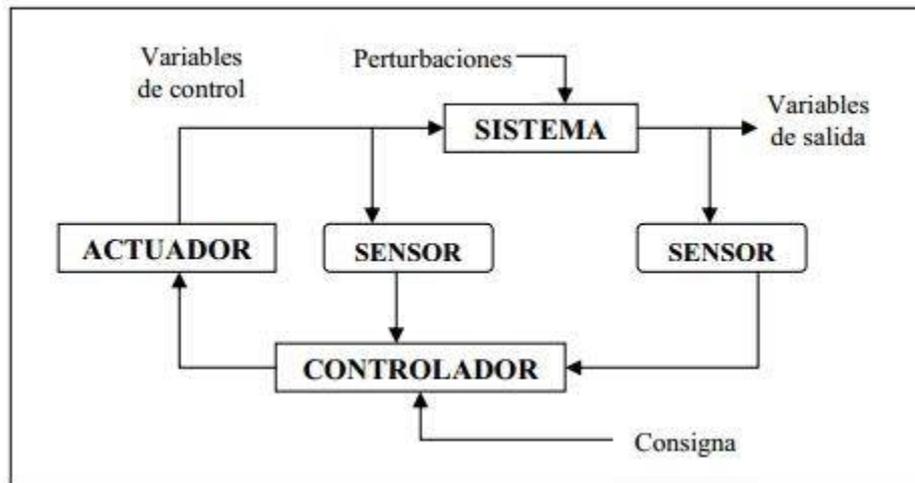


Ilustración 11: Esquema general del sistema de control

Fuente: http://rociohuertareyna24.blogspot.com/2013_02_01_archive.html

Elemento Primario de Medida: Son los sensores, están en contacto con la variable y envían una señal de salida predeterminada.

Elemento de Transmisión: Elementos que captan la variable de proceso a través del elemento primario y la transmiten a distancia en forma de señal normalizada, como por ejemplo en forma de señal neumática de margen de 3 a 15 psi, o electrónica de 4-20 mA de corriente continua

Indicadores y Registradores: Los instrumentos indicadores señalan con un índice en una escala graduada el valor de la variable, o bien si es digital muestra la variable en forma numérica con dígitos

Punto de consigna: Es aquel valor de la variable controlada que deseamos mantener.

Controlador: Comparan la variable controlada con el set point y ejecuta una acción correctiva de acuerdo a la desviación.

Elemento Final de Control: Recibe la señal del controlador y modifica su posición o ejecuta una acción en el proceso. Ejemplo: Válvulas.

2.4.1. Medición de Presión

La presión es una fuerza por unidad de superficie y puede expresarse en unidades tales como pascal, bar, atmósferas, kilogramos por centímetro cuadrado y psi (libras por pulgada cuadrada).

Podemos definir diferentes tipos de presiones:

Presión Absoluta: Es la que se mide con relación al cero absoluto de presión.

Presión Atmosférica: Es la presión ejercida por la atmosfera terrestre (1,01325 bar o 14,7 psi).

Presión manométrica: Es la presión que miden los manómetros con respecto a la presión atmosférica. Se define como la diferencia entre la presión absoluta y la presión atmosférica.

$$P_{abs} = P_{atm} + P_{man}$$

Presión Diferencial: Es la diferencia entre dos presiones.

Vacío: presión medida por debajo de la presión atmosférica.

Medición Mecánica

Tubo de Bourdon

Su principio de funcionamiento consiste en un tubo de bronce o acero, doblada en circunferencia. La presión interior del tubo tiende a enderezarlo. Como un extremo del tubo está fijo a la entrada de la presión, el otro extremo se mueve proporcionalmente a la diferencia de presiones que hay entre el interior y el exterior del tubo. Este movimiento hace girar la aguja indicadora por medio de un mecanismo de sector y piñón; para amplificar el movimiento, el curvado del tubo puede ser de varias vueltas formando elementos en "C", torcido, espiral, o helicoidal.

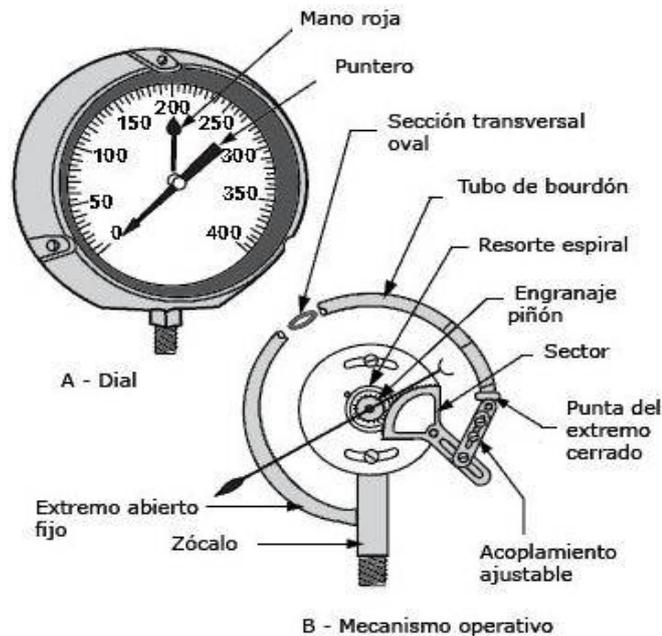


Ilustración 12: Aplicaciones de Bourdon
Fuente: <http://lios.net/?p=579>

2.4.2. Medición de Caudal

En la medición de flujo o caudal, nos enfocaremos en la medición de flujo por presión diferencial mediante placa orificio.

Medición de Flujo por Presión Diferencial

La fórmula de caudal obtenida con los elementos de presión diferencial se basa en la aplicación del teorema de Bernoulli a una tubería horizontal

Entre los principales tipos de medidores de presión diferencial se pueden destacar los siguientes:

- Placas de orificio.
- Toberas.
- Tubos Venturi.
- Tubos Pitot.
- Tubos Annubar.
- Codos.
- Medidores de área variable.
- Medidores de placa.

Placa de Orificio

La placa orificio o diafragma consiste en una placa perforada instalada en la tubería. Dos tomas, conectadas en la parte anterior y posterior de la placa, captan esta presión diferencial proporcional al cuadrado del caudal.

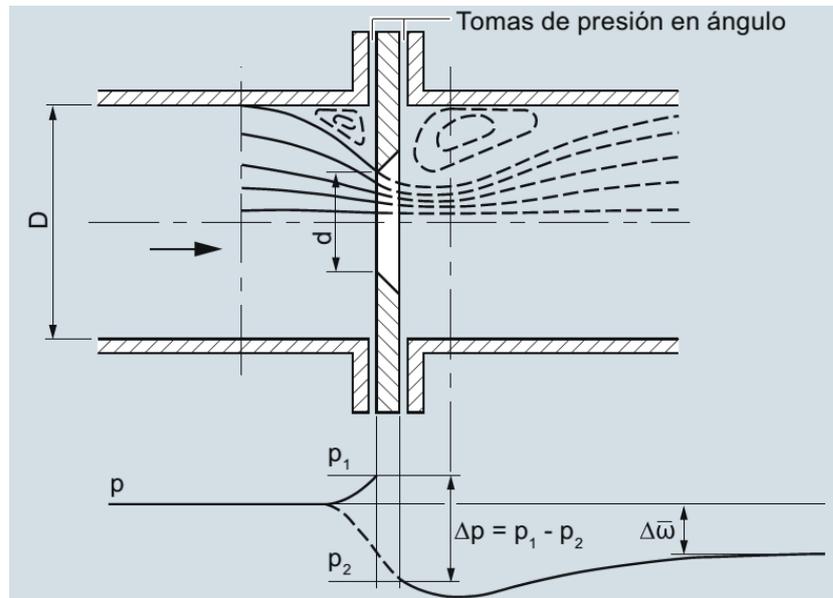


Ilustración 13: Placa de orificio con tomas en la brida
Fuente: Sitrans FO Delta P "Siemens"

Tomas de Presión

Existen diversas formas de hacer las tomas de presiones, la norma ISO 5167 considera solo tres de ellas a saber:

- Tomas en D y $D/2$.: Las tomas se hacen en la tubería a unas distancias fijas de $1 D$ antes de la placa orificio y $\frac{1}{2} D$ después de la placa orificio.
- Tomas en las bridas (flange taps).: Se usan con más frecuencia porque es una de las configuraciones más simple y no es necesario perforar la tubería. La toma de alta presión (H) se localiza 1 pulgada (25.4 mm) antes de la placa y de la baja presión (L) 1 pulgada (25.4 mm) después de la placa
- Tomas en las esquinas de la placa (corner taps): En este caso las tomas de presión se hacen directamente en el borde de la placa perforando la brida.

2.4.3. Medición de Temperatura

Existen diversos fenómenos que son influidos por la temperatura y que son utilizados para medirla:

- a) Variaciones en volumen o en estado de los cuerpos (sólidos, líquidos o gases).
- b) Variación de resistencia de un conductor (sondas de resistencia).
- c) Variación de resistencia de un semiconductor (termistores).
- d) La f.e.m. creada en la unión de dos metales distintos (termopares).
- e) Intensidad de la radiación total emitida por el cuerpo (pirómetros de radiación).

De este modo, se emplean los siguientes instrumentos: termómetros de vidrio, termómetros bimetálicos, elementos primarios de bulbo y capilar rellenos de líquido, gas o vapor, termómetros de resistencia, termopares, pirómetros de radiación, termómetros ultrasónicos y termómetros de cristal de cuarzo.

Termómetro de Resistencia.

Conocidos como RTD, en donde la medida de temperatura utilizando sondas de resistencia depende de la variación de resistencia en función de la temperatura, que es propia del elemento de detección.

El elemento consiste, usualmente, en un arrollamiento de hilo muy fino del conductor adecuado bobinado entre capas de material aislante y protegido con un revestimiento de vidrio o de cerámica.

El material que forma el conductor se caracteriza por el llamado "coeficiente de temperatura de resistencia" que expresa, a una temperatura especificada, la variación de la resistencia en ohmios del conductor por cada grado que cambia su temperatura.

La relación entre estos factores puede verse en la siguiente expresión lineal:

$$R_t = R_0 (1 + \alpha t)$$

R_0 = resistencia en ohmios a 0 °C

R_t = resistencia en ohmios a t °C

α = coeficiente de temperatura de la resistencia cuyo valor entre 0 °C y 100 °C es de 0,003850 ohm/ (ohm / °C) en la Escala Práctica de Temperaturas Internacional (IPTS-68).

Los materiales que se usan normalmente en las sondas de resistencia son el platino y el níquel.

El platino es el elemento más adecuado desde el punto de vista de precisión y estabilidad, pero también es el más caro. La sonda más utilizada es la Pt-100 (resistencia de 100 ohmios a 0 °C).

2.5. Usos del Vapor de Agua

Desde hace muchísimos años, el vapor de agua viene siendo el fluido térmico más ampliamente utilizado. La generalización de su empleo está basada en un conjunto de características singulares que le convierten en prácticamente insustituible.

De entre las características que lo sitúan en el lugar que ocupa cabe destacar las siguientes:

- Materia prima barata y de elevada disponibilidad
- Amplio rango de temperaturas de empleo
- No inflamable y no tóxico
- Fácilmente transportable por tubería
- Elevado calor de condensación
- Elevado calor específico
- Temperatura de condensación fácilmente regulable

El vapor de agua constituye el fluido energético ideal para aplicación en el campo industrial. La razón fundamental es la necesidad que tiene la industria de emplear fuentes de calor a muy diversos niveles de temperatura.

El vapor se produce, a partir de agua, en un generador o caldera en el que aumenta su entalpía a costa habitualmente del calor de combustión de un combustible, y una vez en el punto de utilización pierde esta entalpía cediéndola hacia el medio a calefactar, o bien mediante transformación en energía mecánica como por ejemplo en una turbina.

2.5.1. Vapor Saturado y Sobrecalentado

Si ponemos agua fría en una caldera y la calentamos, su temperatura comienza a subir hasta que llega al punto de ebullición. Si nosotros seguimos calentando el agua en lugar de seguir aumentando la temperatura, el agua comenzará a hervir y producir vapor.

Siempre que la presión permanezca constante, la temperatura se mantendrá en la temperatura de saturación para la presión dada, y cuanto más calor añadamos, más líquido se convertirá en vapor. Llamamos a este líquido hirviendo como líquido saturado y al vapor generado como **vapor saturado**.

Podemos seguir añadiendo más y más calor, y nosotros simplemente generaremos más vapor saturado hasta que el agua es completamente evaporada. En este punto, si continuamos añadiendo calor, la temperatura del vapor comenzará a aumentar una vez más. A esto le llamamos **vapor sobrecalentado**.

Además, en la situación de vapor saturado, todavía hay que afinar más si se tiene en cuenta que esta situación se presenta en un margen muy estrecho y por lo tanto puede cursar, y de hecho lo hace, con mezcla de vapor y agua en distintas proporciones por lo que un vapor saturado puede ser seco o húmedo con distintos grados de humedad que vienen definidos por un parámetro que se denomina título del vapor y que representa el porcentaje de fase vapor frente a la mezcla vapor-agua.

El empleo del vapor como fluido térmico lleva implícito un esquema básico consistente en un punto de generación, un punto de utilización y entre ellos debe disponerse de una red de tuberías que los enlazan y son el medio de transporte de un punto al otro.

CAPÍTULO 3 – SITUACIÓN ACTUAL

3.1. Red de tuberías para el transporte de vapor

La red de tuberías de vapor forma parte de una red amplia de tuberías que constituyen los caminos o rutas por donde transitan los diferentes fluidos gaseosos utilizados para el procesamiento de la caña de azúcar, una red que incluye todo tipo de válvulas, accesorios y elementos que consumen estos fluidos.

Esta sección describirá que rutas toma el vapor producido por las calderas, y también conoceremos que rutas toma el flujo de vapor que interviene en el sistema de turbinas del ingenio.

La red de tuberías de vapor, tiene como finalidad transportar vapor hacia las etapas de Extracción, Generación y Fábrica, principalmente es esta última quien se beneficia del vapor que liberan las áreas de Extracción y Generación.

Para analizar de una mejor manera se muestra un gráfico donde se ilustra de manera sintetizada las rutas y la utilidad del vapor producido.

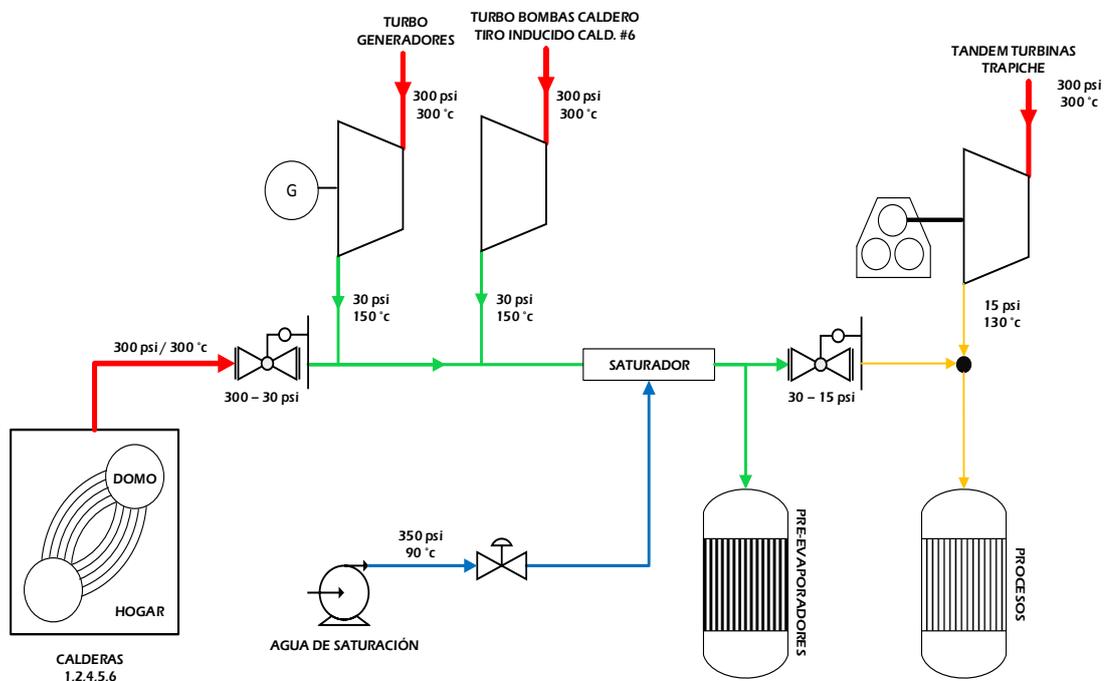


Ilustración 14: Red de vapor en el ingenio Tumán
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

3.1.1. Utilidad del vapor producido

El vapor utilizado en la etapa de fábrica debe tener condiciones de presión y temperatura adecuadas para obtener una mejor eficiencia en la elaboración, este vapor forma parte de una mezcla y acondicionamiento del vapor directo enviado desde el colector principal, y del vapor de escape liberado por las distintas turbinas utilizadas en el Ingenio.

3.1.2. Ruta de transporte del vapor

La ruta del vapor inicia en las Calderas, en donde después de realizar la combustión del bagazo y calentar en agua almacenado en los domos, se produce vapor.

Las calderas 1, 2, 4, 5, 6 producen vapor sobrecalentado con presiones elevadas, este vapor al salir de los calderos es enviado por unas tuberías ubicadas en cada caldero hacia el colector principal de vapor.

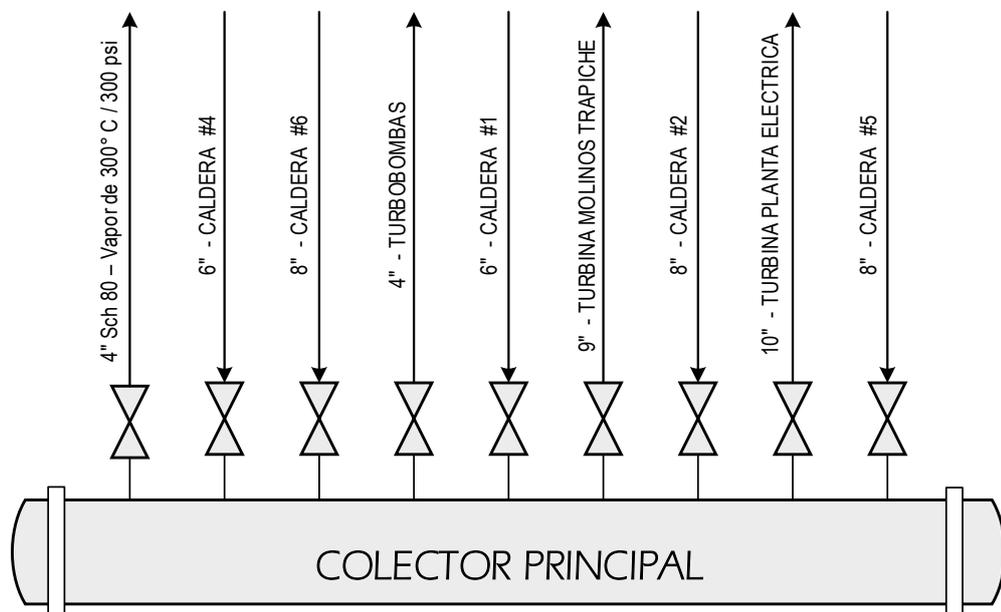


Ilustración 15: Tuberías IN/OUT en colector principal

Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

3.1.3. Vapor en colector principal

En el colector principal se mezcla todo el vapor producido en calderas, y desde este se distribuye hacia sus lugares de utilidad. El colector principal tiene nueve tuberías, cinco de ellas son ingreso correspondiente a cada uno de los calderos y cuatro tuberías de salida, tres de ellas que corresponden a vapor utilizado en las diferentes turbinas y la tubería restante corresponde a la tubería que envía vapor directo hacia fábrica.

3.1.4. Vapor en turbo generadores

Las turbinas que son alimentadas por las tuberías ubicadas en el colector principal son elementos primordiales para la producción, por ese motivo es prioridad mantener un flujo con presión y temperatura adecuada en valor promedio de 300 Psi y 300 °C.

Estas tuberías envían el vapor hacia las turbinas de vapor en la Planta Eléctrica para la producción de energía, de la misma forma envían vapor hacia el tándem de turbinas en la sección de extracción utilizadas para mover los molinos, y por último este vapor también es enviado hacia las diferentes estaciones de bombeo de agua (turbo bombas) de alimentación para las calderas.

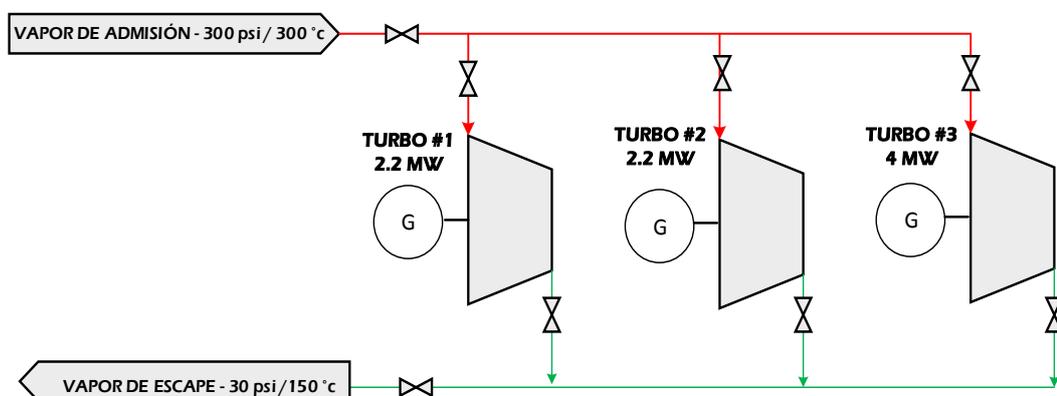


Ilustración 16: Tuberías de admisión y escape en turbo generadores
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

El vapor que ingresa al sistema de turbinas del ingenio es un vapor con una presión de 300 psi y una temperatura de 300 °C, que al salir de la turbina es denominado vapor de escape. Este vapor mantiene condiciones diferentes a las condiciones de ingreso, debido al trabajo mecánico que producen dentro de la turbina para producir movimiento rotatorio, por lo tanto las condiciones de presión y temperatura disminuyen considerablemente. Este vapor ahora denominado vapor de escape, es enviado a fábrica en diferentes rutas o formas de envío.

3.1.5. Línea de vapor directo

Otra vía para alimentar a fábrica es usando una ruta de vapor directo, es decir mandar vapor por una tubería desde el colector principal, sin pasar por alguna turbina que disminuya su presión y temperatura. Este efecto se realiza usando etapas de reducción de presión con válvulas.

Hasta el momento tenemos dos formas de enviar vapor hacia fábrica, enviando vapor directo desde el colector o vapor de escape de turbinas.

Teniendo en cuenta las modalidades de vapor que enviaremos, ahora describiremos las etapas de interconexión de las tuberías que aportan cada uno de estos flujos de vapor.

Como habíamos mencionado la línea de vapor directo contiene características que no son apropiadas para el cocimiento de las masas, debido a que contiene elevadas temperaturas con presiones muy altas, 300 psi y 300 °C para ser exactos.

Teniendo en cuenta esto, se debe tener un sistema que permita reducir estas condiciones para obtener las condiciones apropiadas, para esto se tiene una válvula reductora de presión de 300 a 30 psi que no solo permite reducir la presión si no que al ser el vapor un fluido que se rige a las leyes de la termodinámica, este disminuye de manera automática su valor de temperatura.

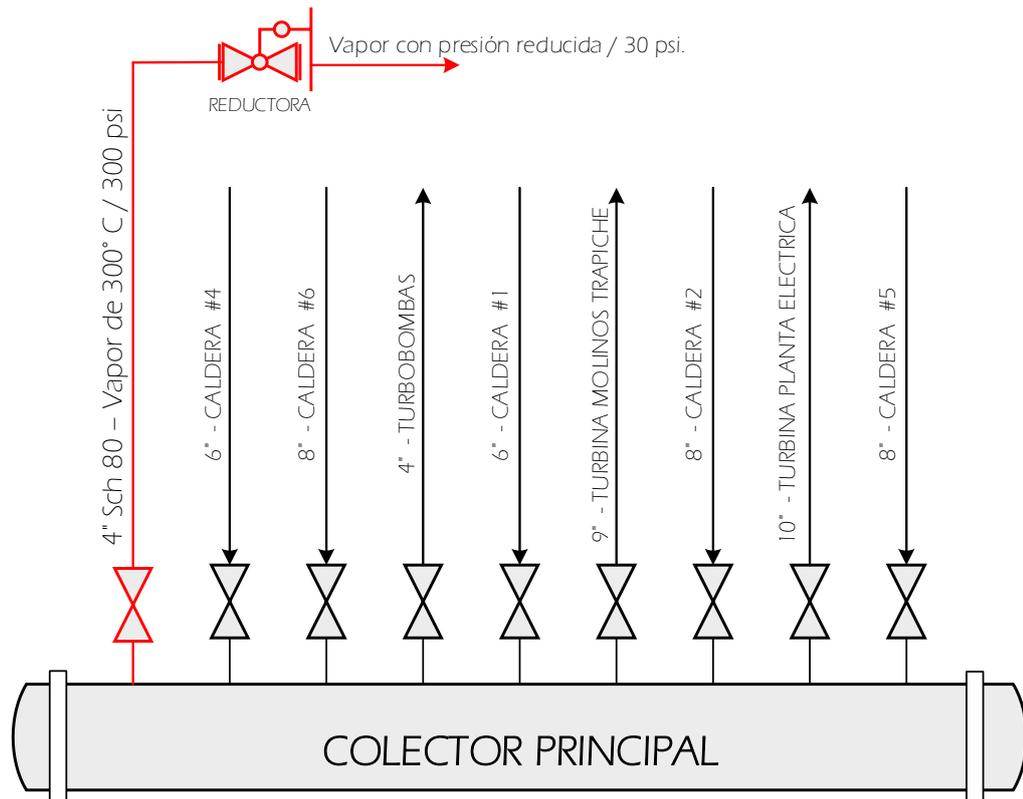


Ilustración 17: Tubería de vapor directo a fábrica

Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

3.1.6. Mezcla de flujos de vapor

Ahora ubicados en el punto A del gráfico, observamos una primer intercepción de tuberías, en este caso se une la tubería de vapor directo después de la válvula reductora y la tubería del vapor de escape de las turbinas de la planta eléctrica usada para la generación.

El vapor de escape causado por el trabajo mecánico en la turbinas de la Planta Eléctrica mantiene valores de presión y de temperatura de 30 psi y 150 °C respectivamente. Luego este flujo se une al vapor de escape que producen las turbo bombas utilizadas como ya habíamos visto para bombear agua de alimentación para los calderos.

De esta línea de vapor obtenemos un flujo resultante que cuenta con una temperatura por encima de lo requerido, la temperatura requerida debe mantener condiciones de un vapor saturado correspondiente a los valores de la teoría de Mollier.

Para obtener un vapor saturado que mantenga las condiciones necesarias para la producción, se debe hacer transitar al flujo de vapor por un elemento intermedio llamado Saturador. La principal función del Saturador es disminuir la temperatura del vapor, mediante la inyección de agua presurizada y pulverizada. La temperatura a la que el Saturador lleva al vapor proveniente de la etapa anterior depende de la presión a la que se encuentra el vapor en la etapa posterior a este, generalmente tomando como referencia la presión a la que llega el vapor a los pres evaporadores.

Esta presión dependerá del consumo o requerimiento de vapor que se produzca en la fase de procesamiento o en el cocimiento de las masas en la sección de fábrica, esto debido a que el consumo no siempre mantendrá valores de requerimiento máximo o nominal de cálculo.

En la salida del Saturador, el vapor ya cuenta con las condiciones adecuadas para ser usado en los procesos de fábrica, pues cuenta con una baja presión y con una temperatura correspondiente a su presión teniendo en cuenta las tablas de Mollier.

Pero el vapor obtenido en esta etapa corresponde a un vapor que cuenta con una presión nominal de 30 psi; este nivel es adecuado para una parte del proceso como lo es la etapa de pre evaporación, pero al ser el proceso de fabricación de azúcar un proceso que cuenta con muchas sub etapas, también tendremos una necesidad de usar vapor con otras condiciones, diferentes a la ya obtenidas.

Los procesos de cristalización, calentadores, evaporadores, entre otras etapas necesitan vapor con una presión de 15 psi, esta presión se obtiene de forma similar a la que obtuvimos vapor de 30 psi.

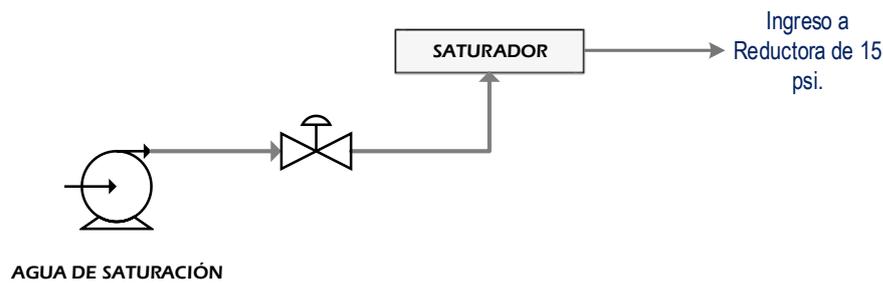


Ilustración 18: Ingreso de agua para la saturación
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

En la salida del Saturador se tiene una división de la línea de vapor, una línea traslada el vapor hacia los pres evaporadores como ya habíamos mencionado, pero la línea restante pasa por otro proceso de reducción de presión. Esta reducción de presión se realiza por medio de otra válvula reductora de presión que reduce de 30 a 15 Psi la presión del vapor.

En este punto cuando el vapor mantiene una presión de 15 psi, la línea se une con el vapor proveniente de las turbinas que realizar movimiento en los molinos para la extracción. Este vapor tiene una presión de 15 psi que perfectamente puede contribuir a equiparar el consumo total de vapor requerido para la producción en un día normal de molienda.

3.2. Análisis de la situación actual del sistema de control

El vapor siendo un fluido costoso y que debe mantener condiciones de temperatura y presión adecuadas, es controlado en ciertas partes y en ciertas formas por el sistema de control existente en la E.A.I. Tumán.

De alguna forma el sistema de control actual trata o intenta de mantener las condiciones necesarias del vapor en niveles óptimos para el proceso, pero debido a la precariedad de la infraestructura en su sistema de control no logra mantener esos niveles en valores deseados.

La precariedad del sistema impide mantener un control adecuado de las variables físicas presentes en toda la red de vapor, esto influye mucho en las

tareas de mantenimiento, supervisión y en algunos casos proporcionando datos erróneos del sistema.

El sistema de control para esta etapa cuenta con tres estaciones de remotas las cuales son:

1. Estación de control de la válvula reductora de 300 – 30 psi.
2. Estación de control de la válvula reductora de 30 – 15 psi.
3. Estación de control de temperatura en el Saturador.

Las tres estaciones de control trabajan las 24 horas del día en modo automático y el elemento presente en las tres estaciones es “aire”, esto quiere decir que la tecnología usada en este sistema de control es de tipo neumático, todos los transmisores, controladores, alimentación y salidas son de tipo neumático.

Los sistemas de control neumáticos en alguna parte de la industria tienen ventaja sobre lo electrónico, debido a que no está sujeto a interferencias o ruido y tampoco pueden producir chispas que provoquen corto circuito, ideales para zonas con riesgo explosivo. Pero en la industria azucarera como Tumán no es este el caso, si bien es cierto toda la infraestructura del sistema de control está montada en zonas donde la temperatura ambiente puede llegar hasta los 35 – 38 °C, esto no es un factor que impida usar tecnología cableada en esa zona.

Actualmente el sistema de control cuenta con una red de tuberías de cobre, las cuales se encargan de transportar el aire necesario para el funcionamiento de los equipos de control, tuberías que por el pasar del tiempo tienden a tener fisuras a lo largo de su recorrido, fisuras que impiden que el caudal de aire llegue con la capacidad suficiente hasta los equipos que lo requieren, causando así tiempos muertos en el servicio del sistema de control.

Si bien es cierto existe un sistema de control precario que controla el sistema pero por contar con una tecnología anticuada es imposible tratar de acumular

la información, ordenarla para poder así llevar una supervisión, esto se hace notar claramente en la tarea de supervisión de los flujos de vapor de la red de tuberías, elementos que en algún momento existieron, pero fueron quedando inoperables debido al deterioro de algún elemento interno vital para su funcionamiento. Por tal motivo hoy en día es imposible saber el valor de flujos reales medidos de cada una de etapas que entregan vapor al proceso de fabricación.

Del sistema de supervisión de flujos de vapor hoy en día solo existe en las tuberías de salida de cada caldero, flujos de vapor como el de las turbinas de la planta eléctrica y turbinas que mueven los molinos son una incógnita, de los cuales solo quedan bridas y placas de orificio, pero esto no impide conocer de manera teórica dichas magnitudes que nos servirá para el desarrollo del proyecto.

La característica principal del sistema de control de esta línea de producción es justamente la tecnología neumática que ya habíamos mencionado, y esto debido a que el sistema fue instalado en la década de los años 80'.

La arquitectura del sistema de control es totalmente independiente una de la otra, salvo por la línea de alimentación de aire que comparten algunos elementos presentes en dicho sistema como lo son: transmisores neumáticos, selectores neumáticos y las válvulas de control de cada estación.

3.2.1. Pirámide de automatización actual

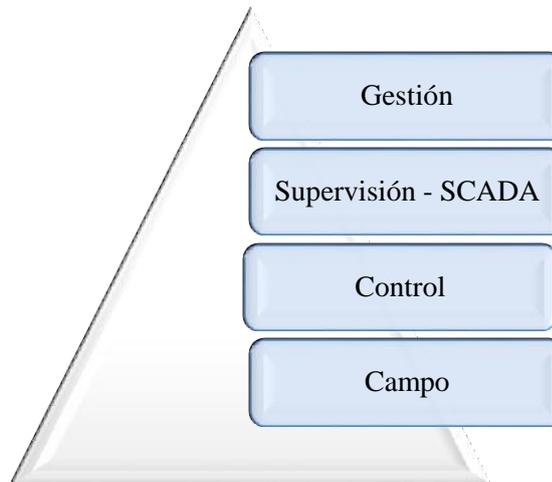


Ilustración 19: Pirámide de Automatización

Si analizamos la arquitectura existente desde el punto de vista de la pirámide de automatización, notaremos algunos datos importantes:

1. Con el sistema de control existente es imposible poder llevar a cabo reportes de lo que acontece en las variables del proceso (flujo, presión, temperatura), esto debido a que no existe el nivel de gestión en la arquitectura actual.
Los controladores no permiten tener la opción para poder registrar en históricos diarios, semanales, mensuales dichas variables, esto es producto de la limitación en tecnología que cuentan los controladores.
2. Si analizamos el sistema desde el punto de vista del nivel de supervisión observamos nuevamente muchas deficiencias. Los equipos existentes que permiten la visualización y en algunos casos la transmisión de las variables hasta los controladores, también cuentan con limitaciones de tecnología. En algunos variables como la son las presiones de algunos flujos de interés son visualizadas desde manómetros, en algunos casos relativamente nuevos y en otros casos deteriorados totalmente, pero con un nivel de operatividad satisfactorio, lo cual se debe al constante mantenimiento que llevan a cabo los operarios responsables del área.

Desde el punto de vista del nivel de control y el nivel de campo, existen elementos que conforman este nivel de la pirámide. Existen 3 controladores cada uno que actúa sobre una válvula en específico de acuerdo al valor de referencia y al valor que entrega su transmisor respectivo.

3.3. Lectura de datos y respuesta del sistema de control

En esta etapa realizaremos un análisis cuantitativo y cualitativo del sistema de control que gobierna esta línea de producción, tomando datos de las variables estudiadas de forma histórica, para poder analizar la repercusión del sistema de control sobre estas.

Para el análisis de las variables se tomaron 2 muestras diarias de cada una de las variables estudiadas, estas 2 muestras fueron tomadas usando los instrumentos de medición existentes en cada una de las estaciones (manómetros y termómetros), los cuales son descritos tal y como se puede describir un instrumento de medición.

Así mismo la toma de datos serán plasmadas en gráficos que permitirán observar la evolución de las variables, dicho sea de paso, esta toma de datos se realizó entre los días **viernes 2 de enero del 2015** hasta el **lunes 18 de enero del 2015**, tomando 2 medidas por cada día analizado, en los horarios de 7:00 am y de 12:00 am, para lo cual no se toma ninguna referencia en el uso de esos horarios.

El análisis de datos históricos toma en cuenta las 3 estaciones de control y además incluye datos del vapor general en el colector de vapor principal. Los datos tomados especifican presión y temperatura en cada una de las estaciones de vapor.

En orden de línea de proceso los datos serán analizados en el siguiente orden:

1. COLECTOR PRINCIPAL
2. VAPOR DE 30 PSI.

3. VAPOR DE 15 PSI.
4. SATURADOR.

3.3.1. Presión de vapor en colector principal

MUESTRA	PRESIÓN
1	275
2	325
3	295
4	305
5	300
6	325
7	310
8	315
9	300
10	305
11	315
12	300
13	305
14	300
15	300
16	300
17	300
18	300
19	310
20	305
21	300
22	300
23	315
24	305
25	300
26	315
27	320
28	310
29	315
30	320

Tabla 6: Datos de presión en colector

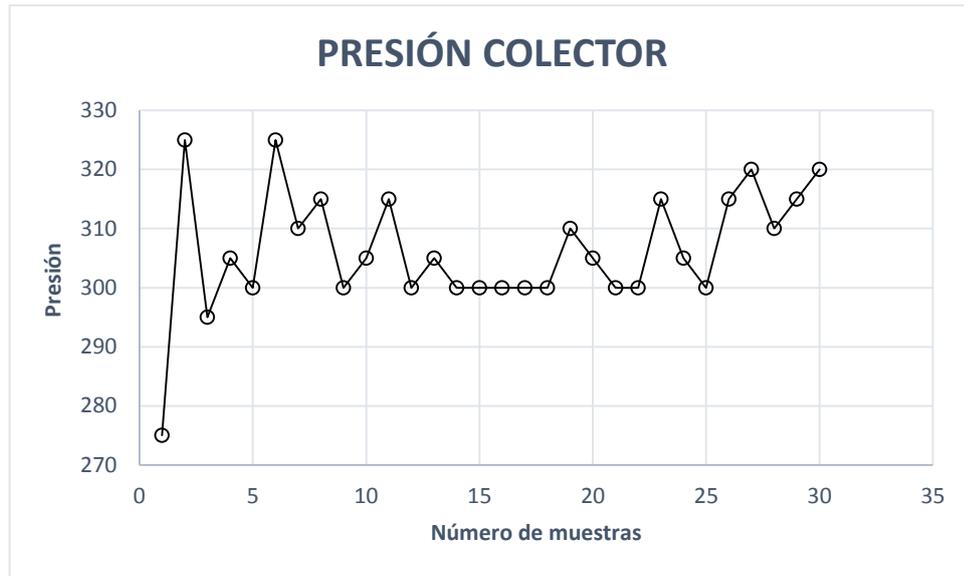


Ilustración 20: Tendencia de la presión en el colector
Fuente: Tabla 6

Instrumento de medición:

Manómetro de la marca CROSBY (Boston U.S.A), con un rango de medición de 0 – 600 psi, toma de ½ pulgada NPT y un dila de 12 pulgadas.

Observación:

Usualmente el colector principal debe mantener una presión nominal de 300 – 310 psi, usando la primera cifra como una medida más común.

En el gráfico se puede observar picos muy marcados de 325 psi mostrados en las tomas 2 y 6 respectivamente, así mismo presión de 275 psi, en la primera muestra, luego este valor se nota muy fluctuante entre 300 – 315 psi. Estas fluctuaciones se debe a que el conjunto de calderas que proporcionan de vapor al ingenio no cuenta con un sistema de control que permita regular la presión de salida de cada caldero en 300 psi, el sistema de control ausente para dicha aplicación se denomina control de Combustión.

Pero estas anomalías en la producción del vapor no evidencian fallas excesivas en los sistemas de control por tal motivo la producción de vapor puede otorgar variaciones en su presión sin afectar los equipos dependientes de este vapor.

3.3.2. Temperatura de vapor del colector principal

MUESTRA	TEMPERATURA
1	280
2	300
3	305
4	240
5	300
6	300
7	285
8	295
9	280
10	285
11	280
12	300
13	295
14	290
15	295
16	300
17	305
18	285
19	300
20	290
21	305
22	305
23	300
24	280
25	305
26	300
27	305
28	295
29	290
30	300

Tabla 7: Datos de temperatura en colector

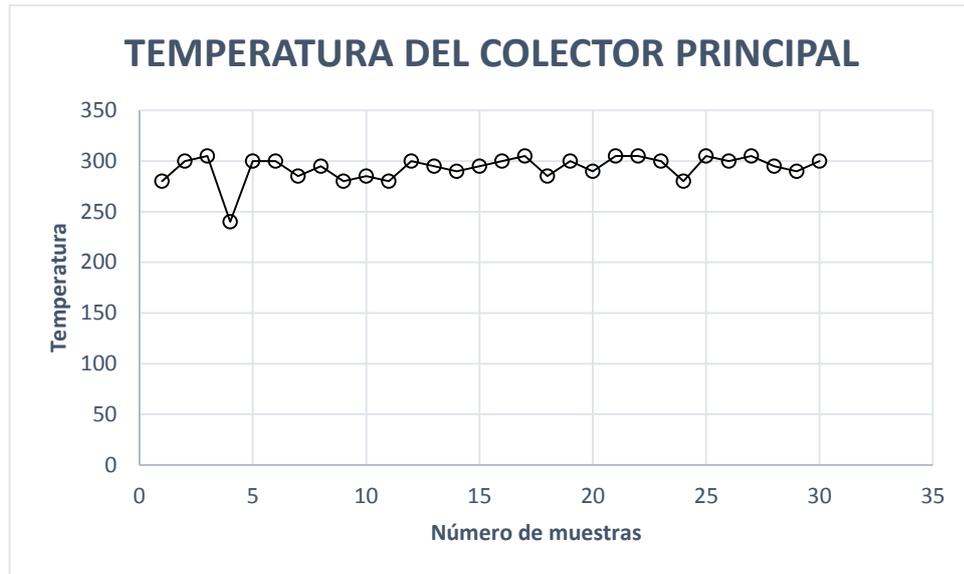


Ilustración 21: Tendencia de la temperatura en colector
Fuente: Tabla 7

Instrumento de medición:

Termómetro de la marca RWEGER, con un rango de medición de 0 – 800 °C, usa un sensor de planito PT100 y cuenta con un dial de 5 pulgadas.

Observación:

Las muestras obtenidas de la temperatura en el vapor del colector nos indican que no existe mucha variación en la temperatura y que la tendencia de este valor es casi siempre 300 °C.

Mantener el valor de temperatura en ese rango, evita que se puedan formar condensados en las tuberías, aun así la red de tuberías de vapor no cuenta con el sistema apropiado para evitar golpes de agua en las tuberías, de todas formas mantener la temperatura del vapor en ese valor depende únicamente de las calderas del ingenio.

3.3.3. Presión de vapor en línea de 30 psi

MUESTRA	PRESIÓN NOMINAL	PRESIÓN REAL
1	30	25.3
2	30	23
3	30	22
4	30	25
5	30	23
6	30	25.5
7	30	23
8	30	24.5
9	30	26
10	30	26
11	30	24
12	30	23.5
13	30	23.5
14	30	25
15	30	26
16	30	24
17	30	24
18	30	23.5
19	30	24
20	30	26
21	30	25
22	30	25
23	30	25
24	30	25
25	30	23.5
26	30	24
27	30	26
28	30	24
29	30	25
30	30	25.5

Tabla 8: Datos de presión en línea de 30 psi

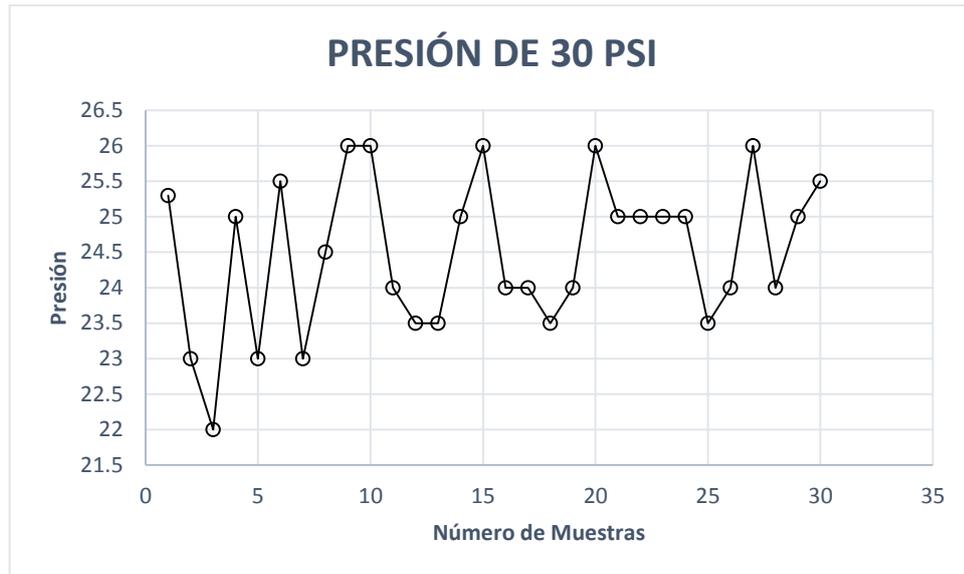


Ilustración 22: Tendencia de la presión en línea de 30 psi
Fuente: Tabla 8

Instrumento de medición:

Manómetro de la marca ASCHROFT, con un rango de 0 – 60 psi, toma de ¼ pulgada y un dial de 12 pulgadas.

Observación:

En la línea de vapor de 30 psi se evidencia con más claridad la deficiencia del sistema de control, a simple vista se nota una gráfica con muchos picos que van desde los 22 psi hasta los 26 psi, valor que por mucho difiere de los 30 psi que debería mostrar.

En algún otro sistema de control podríamos decir que si tuviéramos como set point un valor de 24 psi, el sistema es confiable y responde con total normalidad; pero esto no sucede de esa manera, lo resaltante de los resultados es que el valor de la presión nunca llega a ser 30 psi, en ningún momento y por evidencias del análisis anterior no existe ninguna obstrucción para que esto trabaje de esa forma, pues el valor de la presión antes de la válvula reductora siempre es muchísimo más alta que 30 psi.

Todas estas razones ponen al descubierto que existe una incoherencia en los métodos de control que usa el controlador existente, pues la variable de proceso solo alcanza un 86 % del valor que debería mantener.

3.3.4. Presión de vapor en línea de 15 psi

MUESTRA	PRESIÓN NOMINAL	PRESIÓN REAL
1	15	13
2	15	12
3	15	15
4	15	10
5	15	15
6	15	14
7	15	13
8	15	12
9	15	13
10	15	15
11	15	12
12	15	13
13	15	14
14	15	13
15	15	12
16	15	15
17	15	13
18	15	13
19	15	14
20	15	14
21	15	15
22	15	14
23	15	13
24	15	15
25	15	13
26	15	12
27	15	15
28	15	13
29	15	14
30	15	15

Tabla 9: Datos de presión en línea de 15 psi

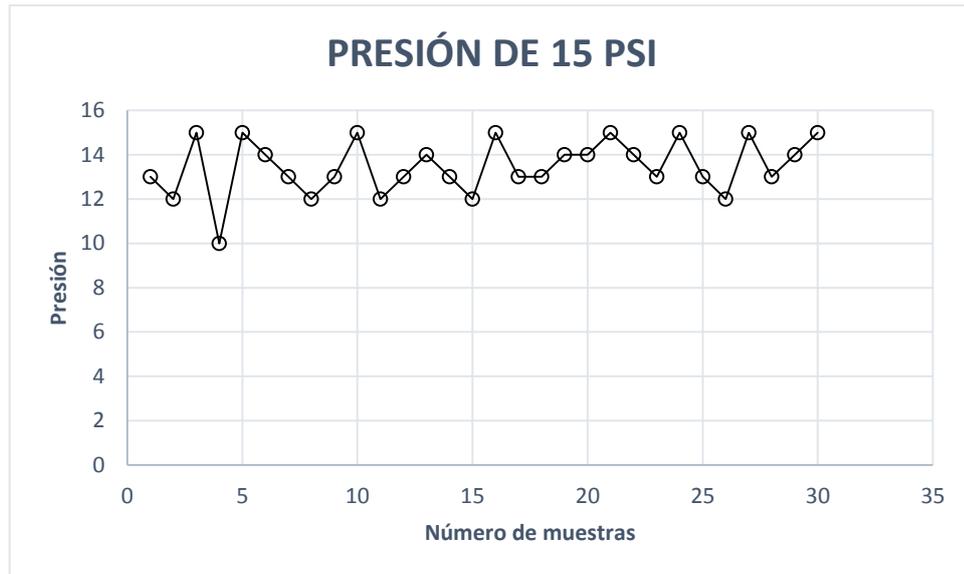


Ilustración 23: Tendencia de la presión en línea de 15 psi
Fuente: Tabla 9

Instrumento de medición:

Manómetro de la marca ASCHROFT, con un rango de medición de 0 – 30 psi, una toma de ¼ de pulgada y un dial de 12 pulgadas.

Observación:

Tal y como se muestra en la gráfica, el sistema de control de la estación de reducción de vapor a 15 psi, es el sistema que mejor responde de los lazos estudiados, tal vez no cuenta con una precisión que permita una linealidad en la tendencia de la variables, pero se puede apreciar que se mantiene muy claro el valor a mantener que es 15 psi.

En este punto la presión en algún momento también dependerá del consumo que se mantenga aguas debajo de la válvula reductora de presión, recordemos que vapor de 15 psi, es usado en el proceso de cocimiento de las masas en los vaccumpams.

A pesar de que la técnica de control en esta etapa no sea la ideal para controlar la variable, se aprecia en la gráfica que responde de la mejor manera.

3.3.5. Temperatura de vapor en línea de 15 psi

MUESTRA	TEMPERATURA NOMINAL	TEMPERATURA REAL
1	120.95	118.6
2	120.95	116.35
3	120.95	120.9
4	120.95	115.6
5	120.95	120.7
6	120.95	119
7	120.95	118.52
8	120.95	116.5
9	120.95	118.35
10	120.95	120.85
11	120.95	116.3
12	120.95	118.6
13	120.95	119.75
14	120.95	118.25
15	120.95	116.25
16	120.95	120.82
17	120.95	118.9
18	120.95	118.7
19	120.95	119.2
20	120.95	119.6
21	120.95	120.85
22	120.95	119.65
23	120.95	118.7
24	120.95	120.9
25	120.95	118.65
26	120.95	116.35
27	120.95	120.65
28	120.95	118.7
29	120.95	119.95
30	120.95	120.9

Tabla 10: Datos de temperatura en línea de 15 psi

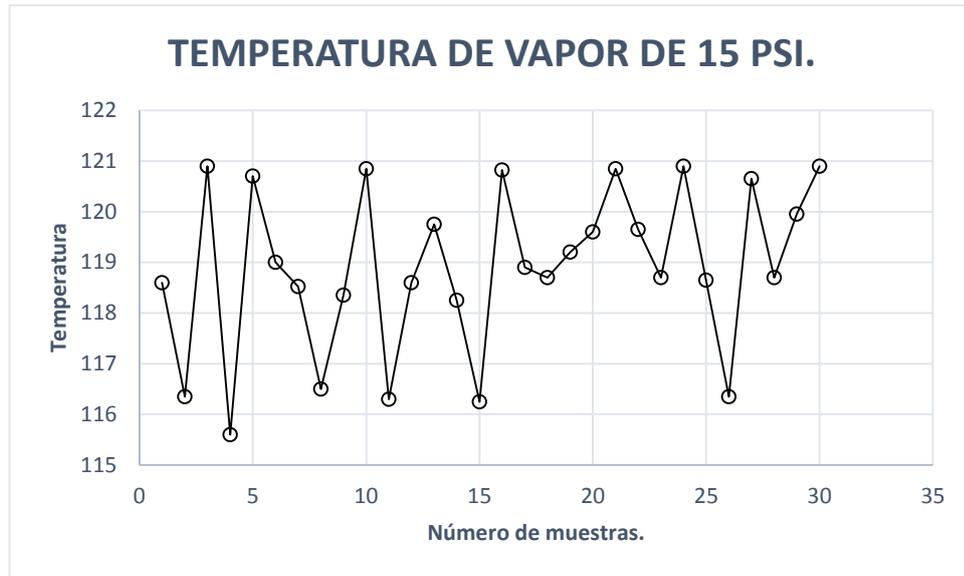


Ilustración 24: Tendencia de la temperatura en línea de 15 psi
Fuente: Tabla 10

Instrumento de medición:

Indicador de temperatura electrónico Onron, usando un sensor de planito PT100.

Observación:

Como se muestra en la gráfica los valores de temperatura, se acercan en un 98 % a su valor de temperatura en la saturación, por ejemplo en la muestra número 3, tenemos un valor de presión de 15 psi, y en la gráfica de temperatura la muestra número 3 indica que su valor es de 120.9 °C, siendo su temperatura de saturación 121 °C.

Con esto se comprueba que el sistema de control de la estación de 15 psi, no solo mantiene su valor de presión en una cantidad casi lineal, sino que también mantiene el valor de temperatura en su valor de saturación, valor que es perfecto para utilizarlo en los procesos de cocimiento de las masas.

3.3.6. Temperatura en la salida del saturador

MUESTRA	TEMPERATURA NOMINAL	TEMPERATURA REAL
1	134.45	126.2
2	134.45	124
3	134.45	128.75
4	134.45	126.5
5	134.45	127.23
6	134.45	126
7	134.45	127.48
8	134.45	125.4
9	134.45	128.6
10	134.45	128.75
11	134.45	125.32
12	134.45	125.2
13	134.45	125
14	134.45	126
15	134.45	129.6
16	134.45	128.3
17	134.45	128.9
18	134.45	125.78
19	134.45	126.5
20	134.45	127.4
21	134.45	127.49
22	134.45	126.8
23	134.45	126
24	134.45	126.3
25	134.45	124
26	134.45	124.3
27	134.45	129.43
28	134.45	126.8
29	134.45	127.3
30	134.45	126

Tabla 11: Datos de temperatura después del saturador

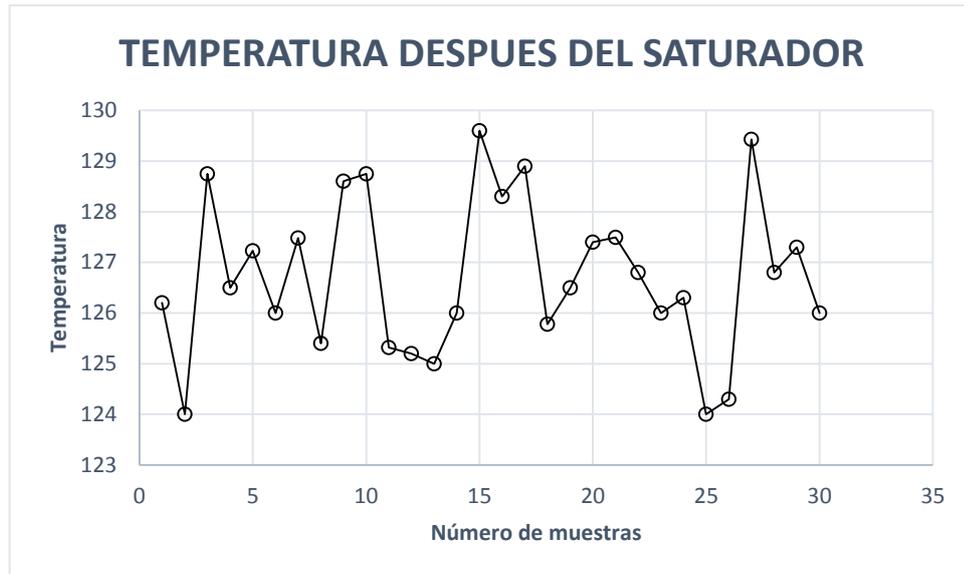


Ilustración 25: Tendencia de temperatura después del saturador
Fuente: Tabla 11

Instrumento de medición:

Transmisor de temperatura marca YOKOGAGUA con protocolo Hart (4 – 20 mA) con un sensor de platino PT100.

Observación:

En el vapor que ingresa al Saturador no es imprescindible conocer la presión, pues nominalmente se puede decir que después del Saturador la presión en el vapor no cambia, siendo este valor 30 psi.

Lo importante en este punto es conocer si la temperatura en cada punto de medición corresponde a su valor de saturación, actualmente esta temperatura es seteada en un valor que corresponda al valor de saturación para una presión de 30 psi, lo cual es un tanto incorrecto, debido a que la presión como hemos observado no mantiene el valor nominal de 30 psi.

Incluso realizando este análisis, la gráfica nos muestra una realidad distinta en algunas muestras, pues se puede observar valores de temperatura muy por debajo del valor correspondiente a la saturación en 30 psi que es 131 °C, esto atribuye otro problema al asunto.

La razón por la cual temperatura en algunas muestras está por debajo de los valores esperados, se debe al condensado formado dentro de las tuberías, razón por la cual no se logra tener el valor de temperatura adecuada, esto se puede corroborar abriendo la válvula destinada para la purga ubicada en la tubería de vapor que lleva el fluido hacia los pre – evaporadores.

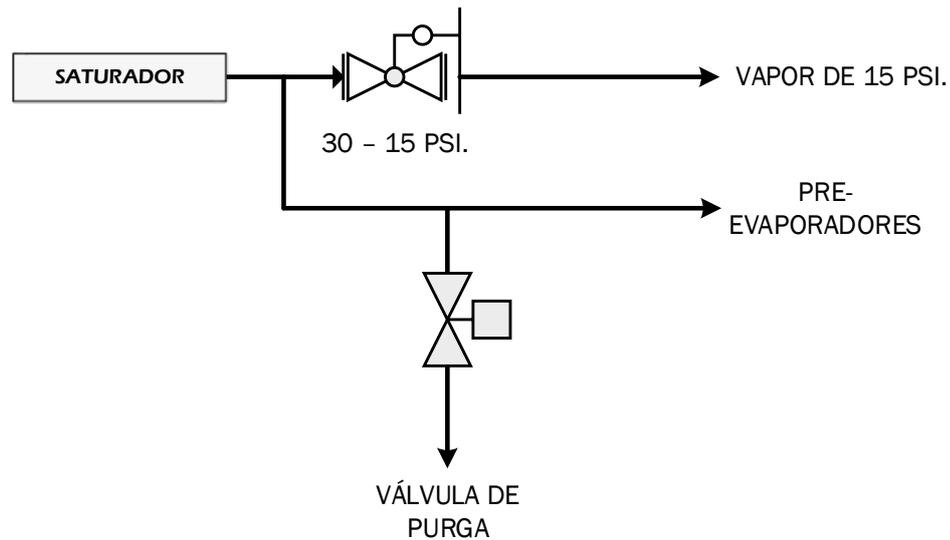


Ilustración 26: Válvula de purga de condensado
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

Esta válvula existe en la infraestructura del ingenio, es de tipo manual y en el estudio que se realizó en las distintas muestras se pudo observar que no es usada para realizar el trabajo de purga, es más, esta válvula casi nunca es accionada para eliminar el condensado producido.

3.4. Balance de materia

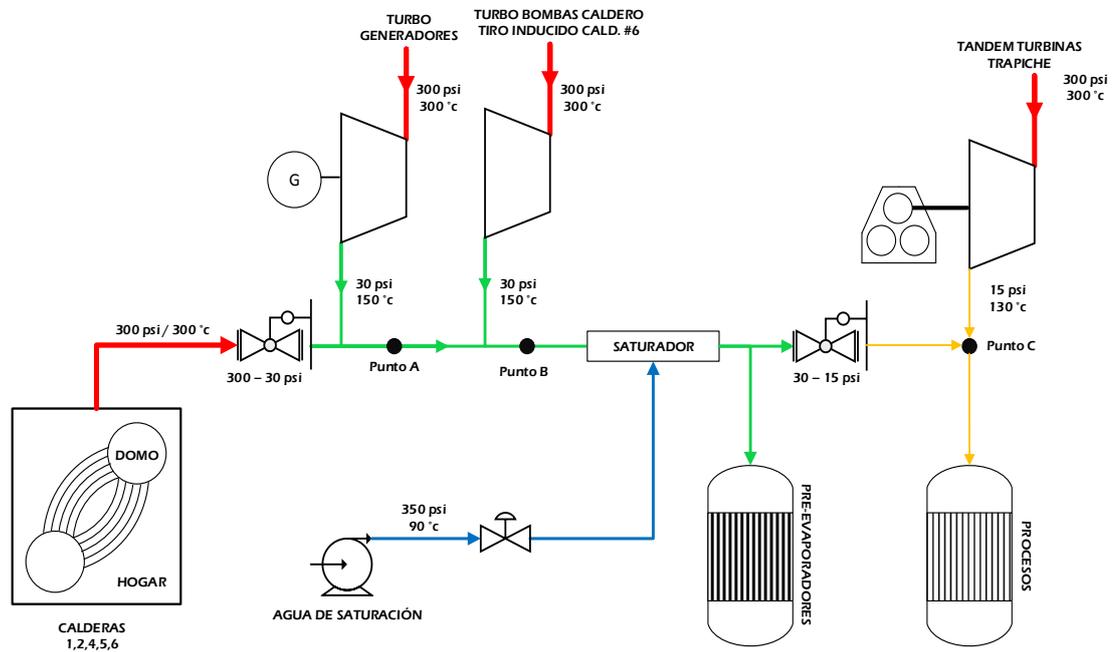


Ilustración 27: Puntos de análisis en la red de vapor
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

Un balance de materia del sistema de vapor, permitirá conocer datos cuantitativos de las variables físicas involucradas en la naturaleza del proceso:

- *Presión*
- *Temperatura*
- *Flujos*

Datos que son necesarios si se desea dimensionar los equipos usados para el control de las variables físicas del proceso, como válvulas, transmisores de flujo, placas de orificio, y termómetros.

Para realizar el análisis cualitativo del proceso, contamos con datos proporcionados por la oficina técnica y el departamento de Instrumentación del ingenio azucarero, estos datos están basados en planos originales de diseño en las diferentes etapas del proceso.

3.4.1. Consideraciones

- ✓ El ritmo de molienda analizado contiene 25 días al mes y 22 horas por día.
- ✓ Los valores nominales de diseño tomados para el análisis son: Presión y Temperatura.
- ✓ Los valores de consumo de vapor en las diferentes etapas de la red, están basadas en valores de medidas históricas en registradores o cartas de control.
- ✓ La entalpía específica del vapor, fue calculada usando tablas de propiedades del vapor.
- ✓ La velocidad promedio de vapor por una tubería es tomada del libro Hugot – Flow of steam and gases]

3.4.2. Propósito

- ✓ Calcular los la cantidad de flujo másico que es transportado por la tuberías y sus divisiones en todo el sistema de vapor del ingenio azucarero.
- ✓ Conocer las condiciones de trabajo (presión, flujo, temperatura), a las que están sometidas las válvulas de control, para poder realizar un dimensionamiento correcto.
- ✓ Conocer las condiciones de trabajo (presión, temperatura, flujo), a las están sometidos, los elementos de instrumentación que serán montados en campo, para poder realizar un dimensionamiento correcto.

3.4.3. Primera ley de la termodinámica

La primera ley de la termodinámica es el principio físico por el cual se rige el intercambio de energía en sistemas abiertos como tuberías, turbinas, toberas, etc. Conocida como la ley de la conservación de la energía, pues enuncia que la energía en los fluidos no se crea ni destruye, solo puede ser transformada.

La ley de la conservación de la energía establece que el valor de la energía de un sistema aislado permanece invariable con el tiempo, consecuencia por la cual la cantidad de energía térmica que fluye dentro de un sistema, debe aparecer como un incremento de la energía interna del sistema o como un trabajo efectuado por el sistema sobre sus alrededores.

$$\{Masa\ Total\ que\ ingresa\} - \{Masa\ Total\ que\ sale\} = \{Masa\ dentro\ del\ sistema\}$$

$$\sum M_e - \sum M_s = \Delta M_{sistema}$$

La cantidad de masa que fluye a través de una sección transversal por unidad de tiempo se denomina flujo másico y el símbolo \dot{m} representa que es con respecto al tiempo.

Balance de masas para un sistema abierto

$$\sum M_e - \sum M_s = \Delta M_{sistema} = (m_2 - m_1)_{sistema}$$

$$\sum M_e - \sum M_s = \frac{dm_{sistema}}{dT}$$

Donde:

e y s = entrada y salida respectivamente

Σ = *Representa la sumatoria de todos los flujos másicos y masas que ingresan y salen del volumen de control.*

3.4.4. Sistema abierto y flujo estable

En los sistemas abiertos que conforman tuberías las propiedades intensivas y extensivas del volumen de control no cambian con el tiempo, por lo tanto la cantidad de energía que entra debe ser igual a la cantidad de energía que sale, adicionalmente a esto la elevación y velocidad de los fluidos permanecen constantes en una posición fija en valores promedios [Tema 4: Primera Ley de la Termodinámica – Universidad Nacional Exp. Francisco de Miranda].

La principal aplicación de la Primera ley de la Termodinámica se encuentra en los sistemas abiertos, con procesos como intercambiadores de calor, tuberías, toberas, los cuales son procesos en donde no se realiza trabajo. En un sistema de tuberías en el que se transfiere calor de un fluido a otro, normalmente los cambios de energía cinética y potencial son despreciables, entonces el calor transferido por cada fluido depende de la entalpía y el volumen de control.

$$Q = \text{flujo másico} * \text{Entalpía}_{\text{fluido}}$$

Por lo tanto si sabemos que: $\Delta E = \Delta Q + W$, y en un sistema de tuberías no se produce trabajo, la variación de la energía interna del sistema estaría representada por la variación del calor transferido por los fluidos en el sistema:

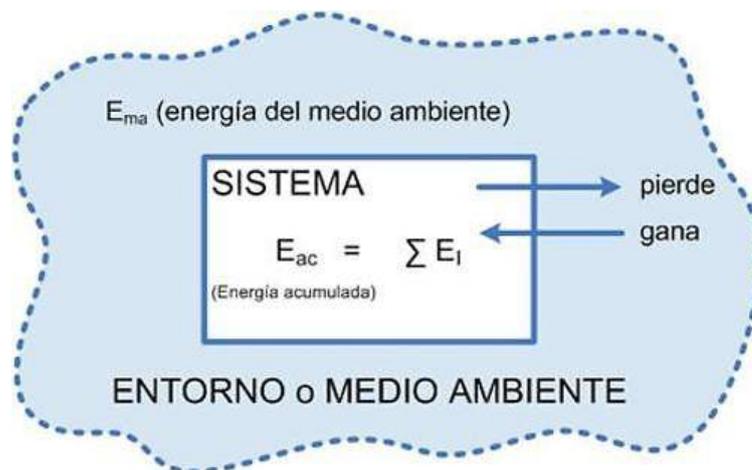


Ilustración 28: Representación gráfica del sistema estable
Fuente: <http://fisicayya.bligoo.com.co/primeraleyde-la-termodinamica-0>

$$\sum m_1 * h_1 + \sum m_2 * h_2 + \sum m_3 * h_3 + \dots + \sum m_n * h_n = \sum m_{\text{salida}} * h_{\text{salida}}$$

3.4.5. Datos técnicos de diseño

Ritmo de Molienda:

- Toneladas de caña por día TCD = 5000 ton / día
- Toneladas de cada por hora (22 horas) TCH = 227.27 ton / hr
- Consumo de vapor en fábrica:

PRECALENTADORES	7 098.90 kg
EVAPORADORES	64 104.00 kg
COCIMIENTOS – MASA B	15 847.00 kg
COCIMIENTOS – MASA C	13 056.00 kg
REFINERIA	11 070.00 kg
ALAMBIQUE Y SERVICIOS AUXILIARES	6 320.00 kg
SECADOR REFINERIA	602.00 kg

Tabla 12: Consumo de flujos de vapor en fábrica
Fuente: Dep. de fábrica E.A.I Tumán

El consumo total de vapor requerido en las diferentes áreas de producción (fábrica) es 11 650.00 Kg de vapor/hora, equivalentes a 116.5 TVH (ton. de vapor/hora).

Escape de vapor – Turbinas de Planta Eléctrica:

Sistema para la producción de energía eléctrica compuesta por tres turbo generadores (Turbo #1, Turbo #2, Turbo #3), con una producción de 2.2 MW, 2.2 MW y 4 MW respectivamente.

- Flujo másico de vapor $Qm_{planta} = 67$ TVH
- Temperatura de vapor $T_{planta} = 150$ °C
- Presión de vapor $P_{planta} = 30$ Psi
- Entalpía específica de vapor $h_{planta} = 2759.8$ kJ/kg

Escape de vapor – Turbinas de Trapiche:

Sistema de tres turbinas usadas para generar movimiento rotativo en los molinos de Trapiche, el consumo de cada turbina se muestra detalladamente, pero debido a las pérdidas por fuga, el consumo total es aproximado en 26 TVH.

- Flujo másico de vapor $Qm_{molino} = 26 \text{ TVH}$

MOLINO 1	4 845.00
MOLINO 1 Y 2	10 340.00
MOLINO 3 Y 4	10 340.00

Tabla 13: Consumo de flujo de vapor en trapiche

Fuente: Dep. de Extracción E.A.I Tumán

- Temperatura de vapor $T_{molino} = 130 \text{ °C}$
- Presión de vapor $P_{molino} = 15 \text{ Psi}$
- Entalpía específica de vapor $h_{molino} = 2726.5 \text{ kJ/kg}$

Escape de vapor – Turbo bombas y ventiladores:

El sistema de Turbinas auxiliares la conforman: turbo bombas para alimentación de agua a los calderos y la turbina del ventilador para el tiro inducido en el caldero #6.

- Flujo másico de vapor $Qm_{tiro} = 12 \text{ TVH}$

TURBO BOMBA 1	2 110.00
TURBO BOMBA 2	2 412.00
TURBO BOMBA 3	3 404.00
TURBO TI CALDERO 6	4 690.00

Tabla 14: Consumo de vapor en turbinas auxiliares

Fuente: Dep. de Calderas E.A.I Tumán

- Temperatura de vapor $T_{\text{tiro}} = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$
- Presión de vapor $P_{\text{tiro}} = 30 \text{ Psi}$
- Entalpía específica de vapor $h_{\text{tiro}} = 2759.8 \text{ kJ/kg}$

Vapor directo – Reductora 300 – 30 Psi:

Vapor directo enviado a través de la válvula reductora de 300 – 30 psi desde el colector principal y hacia fábrica.

- Flujo másico de vapor $Qm_{\text{directo}} = 8 \text{ TVH}$
- Temperatura de vapor $T_{\text{directo}} = 300 \text{ }^{\circ}\text{C}$
- Presión de vapor $P_{\text{directo}} = 30 \text{ Psi}$
- Entalpía específica de vapor $h_{\text{directo}} = 3068.6 \text{ kJ/kg}$

Agua de saturación:

Agua de saturación, proveniente de las tuberías de alimentación de agua en los calderos.

- Temperatura del agua $T_{\text{agua}} = 90 \text{ }^{\circ}\text{C}$
- Presión de agua $P_{\text{agua}} = 350 \text{ Psi}$
- Entalpía específica de agua $h_{\text{h}_2\text{o}} = 378.65 \text{ kJ/kg}$
- Velocidad del flujo de Agua promedio = 12 m/s

3.4.6. Desarrollo del balance

Sistema formado por el flujo másico de la planta eléctrica y el flujo másico del vapor directo a través de la válvula reductora de 30 psi – PUNTO A:

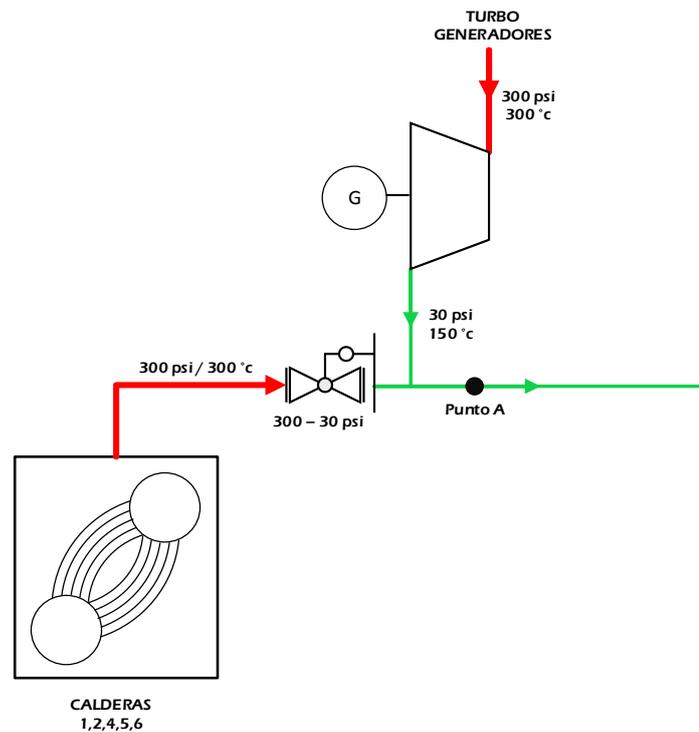


Ilustración 29: Análisis en el punto A
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

Entalpía del sistema $h_0 = 3068.6 \text{ kJ/kg}$ (valor según presión nominal del sistema), debido a que en la salida del sistema de tuberías en el PUNTO – A, el vapor sigue teniendo un valor de presión de 30 Psi.

$$Qm_0 * h_0 = Qm_{directo} \times h_{directo} + Qm_{planta} \times h_{planta}$$

Donde:

Qm_0 = Flujo másico en la salida del sistema formado en el PUNTO – A.

$$Qm_0 = \frac{[(8 \text{ TVH}) \times (3068.6 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}})] + (67 \text{ TVH}) \times (2759.8 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}})}{3068.6 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}}$$

$$Qm_0 = 68.26 \text{ TVH}$$

Sistema formado por el flujo másico en el PUNTO A y el flujo másico de las turbo bombas – PUNTO B:

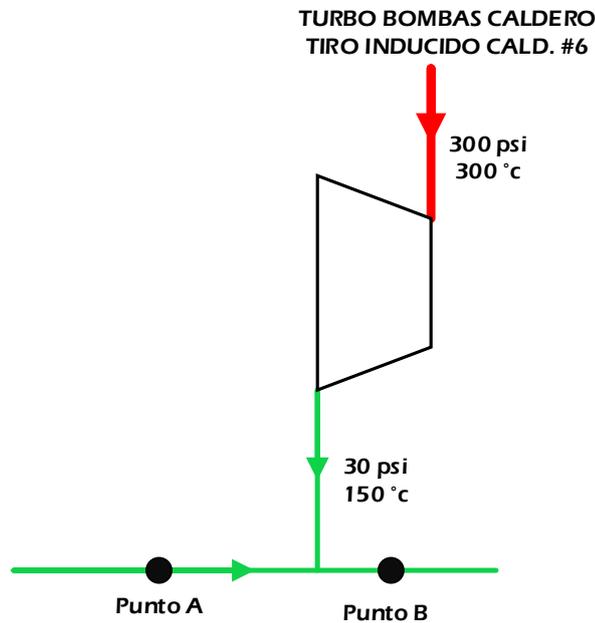


Ilustración 30: Análisis en el punto B
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

Entalpía del sistema $h_1 = 3068.6 \frac{KJ}{Kg}$ (valor según presión nominal del sistema), debido a que en la salida del sistema de tuberías en el PUNTO – B, el vapor sigue teniendo un valor de presión de 30 Psi.

$$Qm_1 * h_1 = Qm_0 * h_0 + Qm_{tiro} * h_{tiro}$$

Donde:

Qm_1 = Flujo másico en la salida del sistema formado en el PUNTO – B.

$$Qm_1 = \frac{\left[(68.26 TVH) \times \left(3068.6 \frac{KJ}{Kg} \right) + (12 TVH) \times \left(2759.8 \frac{KJ}{Kg} \right) \right]}{3068.6 \frac{KJ}{Kg}}$$

$$Qm_1 = 79.05 TVH$$

Sistema formado por el consumo de vapor en fábrica y el flujo másico de las turbinas del trapiche – PUNTO C:

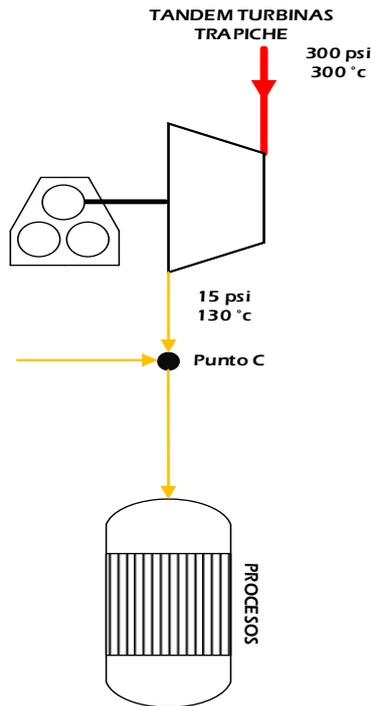


Ilustración 31: Análisis en el punto C
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

Entalpía del sistema $h_2 = 2726.5 \frac{KJ}{Kg}$ (valor según presión nominal del sistema), debido a que en la salida del sistema de tuberías en el PUNTO – C, el vapor tiene una presión de 15 Psi.
 Recordar que el vapor que ingresa al punto C proviene de la válvula reductora de 15 Psi.

$$Qm_2 * h_2 = Qm_{fábrica} \times h_{fábrica} - Qm_{molino} \times h_{molino}$$

Donde:

Qm_2 = Flujo másico en la salida del sistema formado en el PUNTO – C.

$$Qm_2 = \frac{\left[(116.5 \text{ TVH}) \times \left(2726.5 \frac{KJ}{Kg} \right) - (26 \text{ TVH}) \times \left(2726.5 \frac{KJ}{Kg} \right) \right]}{2707.32 \frac{KJ}{Kg}}$$

$$Qm_2 = 90.5 \text{ TVH}$$

90.5 TVH es la cantidad de vapor que entregan solo los procesos que se encuentran antes de la etapa de saturación, de los cuales sabemos que 60 TVH son entregados para la etapa de pre – evaporación del jugo, con lo cual nos quedan 30.5 TVH que sumado con las 26 TVH entregado por las turbinas

de trapiche, suman 56.5 TVH que serán destinados al resto de los diferentes procesos del ingenio azucarero.

Sistema formado por el flujo másico en el PUNTO B Y PUNTO C – SATURADOR:

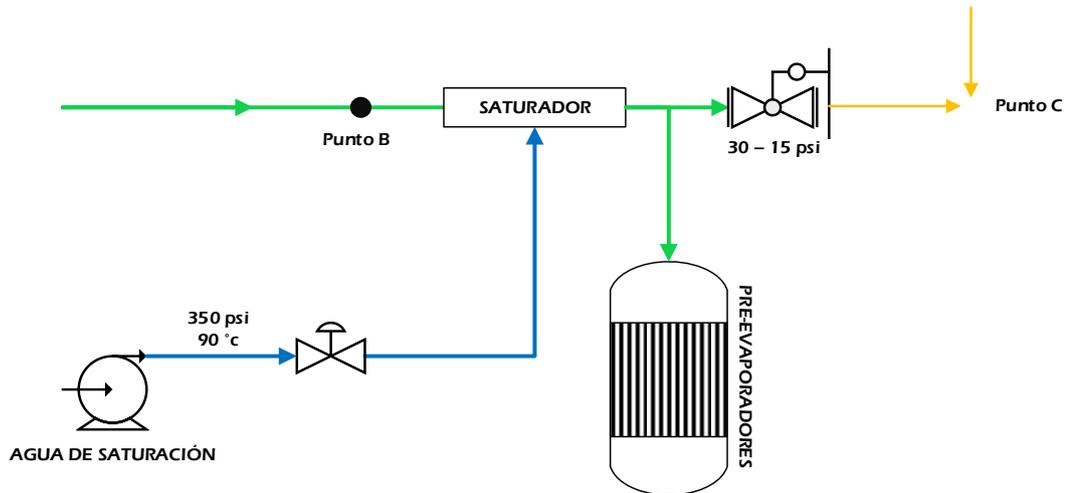


Ilustración 32: Análisis de la etapa de saturación
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

Entalpía del sistema $h_{h2o} = 378.65 \frac{KJ}{Kg}$ (valor según temperatura nominal del sistema), debido a que el cálculo tiene como resultado al flujo másico del agua de saturación.

$$Qm_{h2o} * h_{h2o} = Qm_2 \times h_2 - Qm_1 \times h_1$$

Donde:

Qm_{h2o} = Flujo másico del agua de saturación.

$$Qm_{h2o} = \frac{\left[(90.5 \text{ TVH}) \times \left(2726.13 \frac{KJ}{Kg} \right) - (79.05 \text{ TVH}) \times \left(3068.6 \frac{KJ}{Kg} \right) \right]}{378.65 \frac{KJ}{Kg}}$$

$$Qm_{h2o} = 10.94 \frac{ton}{hr} \text{ de Agua}$$

Diámetro de la tubería:

Conociendo que la cantidad de flujo másico nominal del agua de saturación es 10.94 Ton/hora, procedemos a calcular el diámetro de tubería adecuado que debería tener la línea de saturación:

- Convertimos las unidades de flujo másico a flujo volumétrico.

$$Qm_{h_2o} = Qv_{h_2o} \times \rho_{h_2o}$$

Donde:

$Qm_{h_2o} = 10.94 \rightarrow$ Flujo másico del agua de saturación [ton/hr]

$\rho_{h_2o} = 968.41 \rightarrow$ Densidad del agua de saturación a 90°C [kg/m³]

$Qv_{h_2o} =$ Flujo volumétrico del agua de saturación [m³/hr]

$$Qm_{h_2o} = \frac{(10.94 \text{ ton/hr}) \times (1000 \text{ kg/ton})}{968.41 \text{ kg/m}^3}$$

$$Qm_{h_2o} = 11.30 \text{ m}^3/\text{hr} = 49.7 \text{ Gpm}$$

Luego, la relación entre el flujo volumétrico y el diámetro de la tubería está representada por:

$$\frac{d^2}{4} = \frac{Qv_{h_2o}}{v_{vapor} \times \pi}$$

Donde:

$d =$ diámetro de la tubería

$v_{vapor} =$ velocidad de agua (12 m/s) [Handbook of cane sugar Engineering]

$$d = 2 \times \sqrt{\frac{11.30 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}}}{12 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 3.1416}}$$

$$d = 1.82 \times 10^{-2} \text{ m}$$

Convertimos la medida a pulgadas:

$$d = (1.82 \times 10^{-2} \text{ m}) \times \frac{39.37 \text{ pulg}}{1 \text{ m}}$$

$$d = 0.72 \text{ pulgadas}$$

De donde obtenemos que el diámetro adecuado para la tubería en la línea de saturación es 0.75 pulgadas (3/4).

3.4.7. Resultados obtenidos

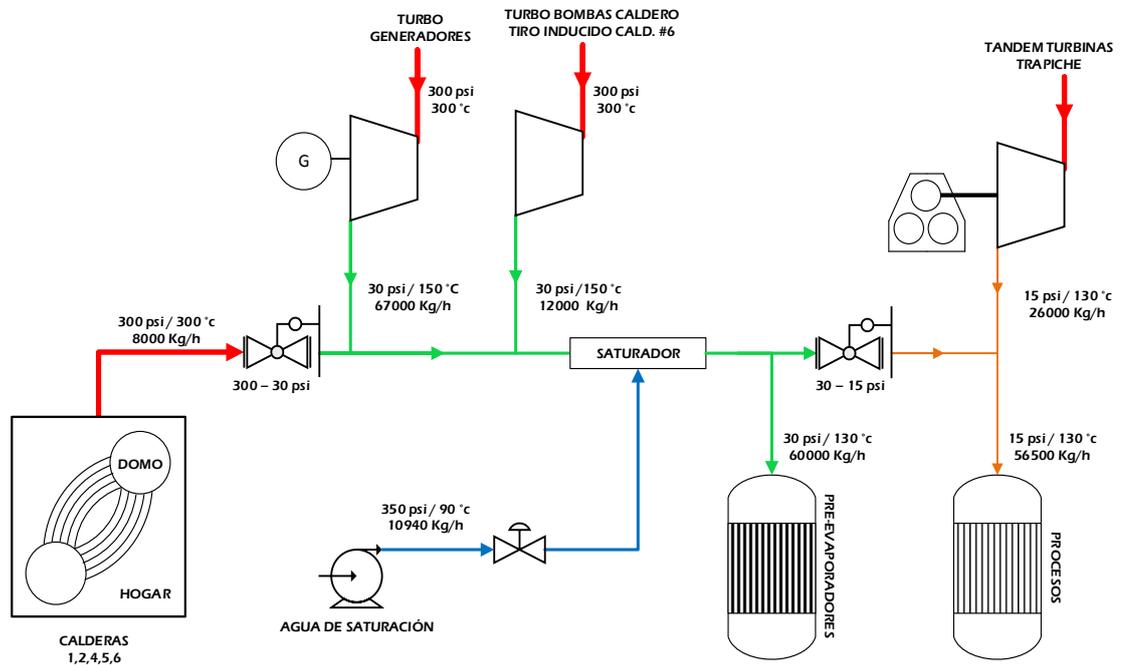


Ilustración 33: Resultados de flujos obtenidos
Fuente: Oficina Técnica E.A.I Tumán

- La cantidad de flujo másico de agua máxima necesaria para el proceso de saturación del vapor sobrecalentado es 10.94 Ton H₂O.
- La cantidad de flujo másico de vapor que fluye por la válvula reductora de 30 Psi es 8 TVH.
- La cantidad de flujo másico de vapor que fluye por la válvula reductora 15 Psi es 30.5 TVH.
- La cantidad de flujo másico de vapor entregado a los procesos, con una presión de 30 Psi es 60 TVH.
- La cantidad de flujo másico de vapor entregado a los procesos, con una presión de 15 Psi es 56 TVH.
- Diámetro de tubería adecuada para la línea de saturación es 0.75 Pulgadas.

**CAPÍTULO 4 – PROPUESTA PARA
OPTIMIZAR EL SISTEMA DE
CONTROL**

4.1. Instrumentación

Hemos tomado como punto inicial el diseño de la instrumentación en los procesos estudiados, esto debido a que necesitamos conocer los puntos de medición, estaciones de control y el registro de las variables con las que vamos a trabajar.

La nomenclatura usada para identificar a los instrumentos es una combinación del sistema de identificación propuesta en las normas ISA y la nomenclatura usada para designar la ubicación de los instrumentos en las diferentes áreas y sub áreas de la Azucarera Tumán.

4.1.1. Estándar ANSI/ISA – 5 – 1984 (R1992)

El propósito de este estándar es establecer una norma de designación uniforme para instrumentos y sistemas de instrumentación, usados para la medición y control.

Cada instrumento que se desea designar es nombrado con un código alfanumérico, y describe la funcionalidad del equipo, el área en que se encuentra, el sub área, el número de equipo y el sufijo.

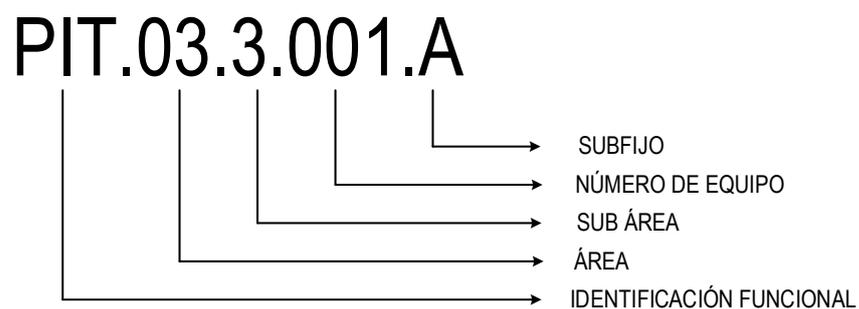


Ilustración 34: Nomenclatura de instrumentos de campo

Fuente: Estándar ANSI/ISA (R1992)

La identificación funcional describe el funcionamiento del equipo en campo, el tipo de medición y la variable involucrada. En el gráfico las siglas PIT indican que el elemento es un transmisor indicador de presión, esta nomenclatura de letras están detalladas en la tabla de funcionalidades dispuestas por la ISA.

En el caso de describir a un controlador se agrega un código adicional para poder identificar el número del lazo de control que interviene en esa área.

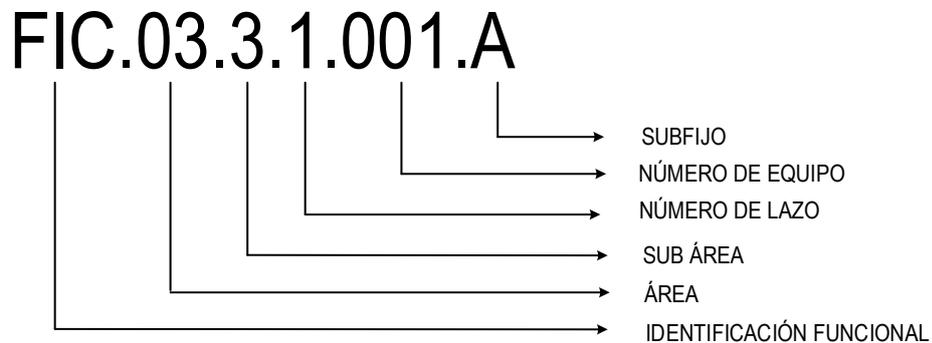


Ilustración 35: Nomenclatura de controladores

Fuente: Estándar ANSI/ISA (R1992)

Identificación de área y sub área en procesos de elaboración de azúcar

00 - Otros

01 - Molienda

- 0 - General
- 1 - Molienda
- 2 - Preparación
- 3 - Imbibición

02 - Destilería

- 0 - General
- 1 - Dilución de mosto
- 2 - Centrifugas
- 3 - Tratamiento de levadura
- 4 - Destilación
- 5 - Depósito / tanques
- 6 - Fabrica de levadura
- 7 - Sedimentados
- 8 - Fermentación

03 - Caldera

- 0 - General
- 1 - Desaerador
- 2 - Generación de vapor
- 3 - Reductoras/alivio

4 - Circuito de conductoras

04 - Tratamiento de jugo

0 - General

1 - Calentadores

2 - Dosaje de cal / sulfatación

3 - Clarificadores

4 - Flotador

5 - Filtro

6 - Pre-evaporación

7 - Evaporación

05 - Fabricación de azúcar

0 - General

1 - Dilución de meladura

2 - Tachos

3 - Cristalizadores

4 - Maladura

5 - Centrifugas de 2°

6 - Centrifugas de 1°

7 - Secadores de azúcar

8 - Empaquetamiento

06 - Caza de fuerza

07 - Estación tratamiento de agua

08 - Estación tratamiento de aguas residuales

09 - Refinería

0 - General

1 - Dilución de meladura

2 - Tachos

3 - Cristalizadores

4 - Meladura

5 - Centrifugas de 2°

6 - Centrifugas de 1°

7 - Secadores de azúcar

8 - Empaque

Identificación del número de equipo

La identificación del equipos es usados para contabilizar la numeración de los equipos que miden variables del mismo tipo, por ejemplo, para la variable temperatura se tendrá una determinada cantidad de instrumentos midiendo esa variable, y cada uno tendrá una determinada numeración para poder separar las etapas, el orden de la numeración fue tomada al azar.

Identificación del sufijo

Si hay un equipo que hace el mismo trabajo, nosotros damos el sufijo para la diferenciación. Por ejemplo una bomba reserva del otro nosotros damos los tag's PCZ.03.2.1.001.01A / PCZ.03.2.1.001.01B.

4.1.2. Estación reductora de 300 – 30 psi

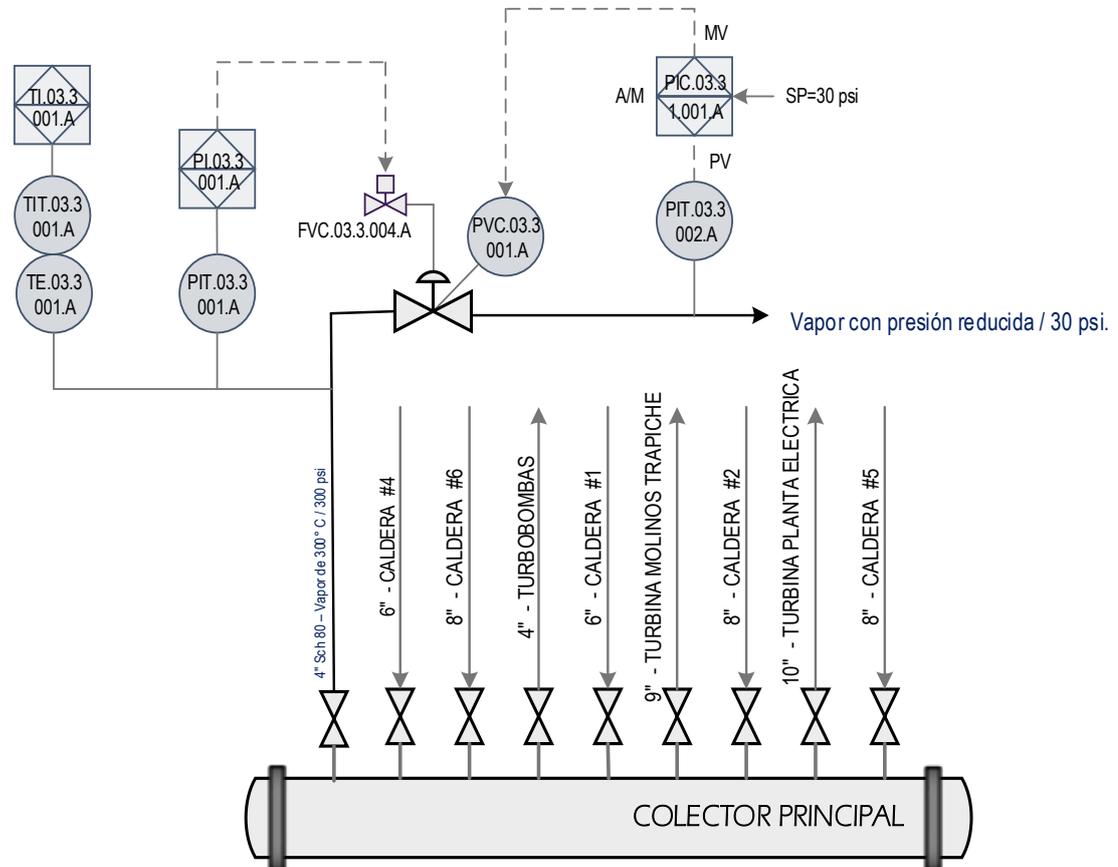


Ilustración 36: Instrumentación en estación reductora de 30 psi

En primera instancia es imprescindible conocer y monitorear las características del vapor en el colector o también conocido como vapor master, para eso contamos con sensores y transmisores que realizaran esa función.

El transmisor PIT.03.3.001.A, recogerá los datos de la presión de vapor en el colector, esta información es enviada hacia el indicador de presión PI.03.3.001.A, cuya función es de mostrar el valor de la presión en tiempo real.

El transmisor de temperatura TIT.03.3.001.A recogerá la información que envía el sensor TE.03.3.001.A, para luego ser mostrada en el visualizador TI.03.3.001.A.

El lazo de control para reducir la presión, inicia con el transmisor PIT.03.3.002.A que captura la presión y transmitirá la señal correspondiente

al controlador PIC.03.3.1.001.A que comparará esta señal con el set point correspondiente que en este caso será 30 psi y según sea el error, enviara la señal de corrección hacia la válvula reductora de presión PVC.03.3.001.A.

La válvula FVC.03.3.004.A es una válvula cuya función es de seguridad, siendo una válvula solenoide de control on / off, corta o permite el paso de aire de alimentación de la válvula reductora de presión. La razón de este método de seguridad es un tema que tiene que ver con mantener la presión de vapor distribuido en el ingenio, en un valor que no se permanezca por debajo de los 250 psi, esto debido a que en dicho valor el sistema de turbogeneradores podrían sufrir daños o en muchos casos podrías ocasionar paros en la producción de la energía eléctrica.

4.1.3. Vapor de escape en turbinas

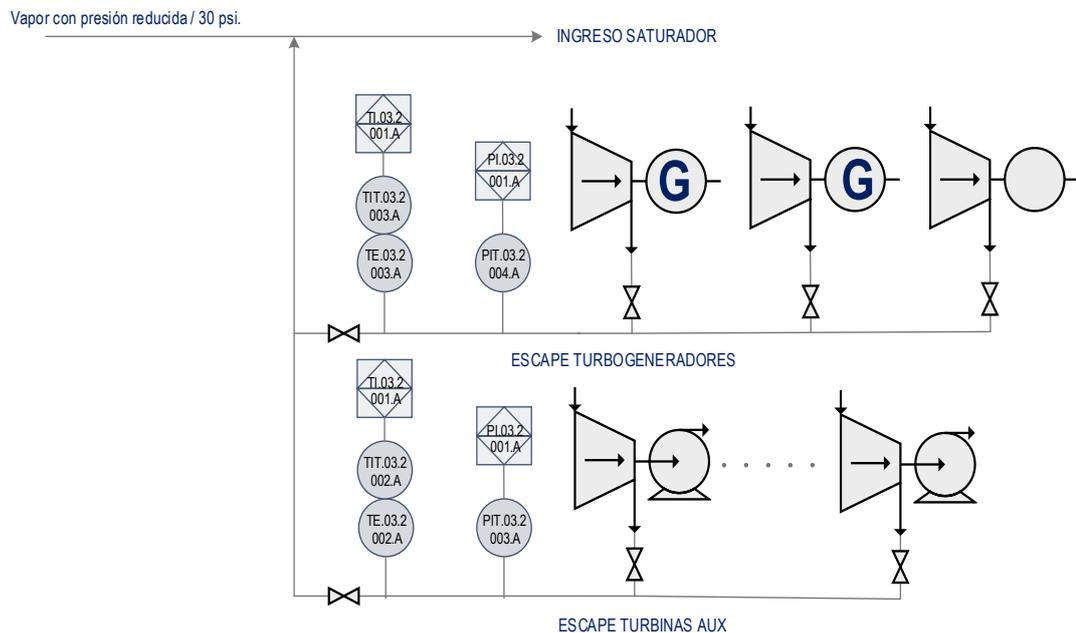


Ilustración 37: Instrumentación en vapores de escape para turbo y auxiliares

Un papel muy importante juegan los flujos de vapor de escape producido por la turbinas del ingenio, ya que depende de estas abastecer la demanda de vapor producido en fábrica, es por ellos que se propone medir las condiciones de vapor en las tuberías que transportan dichos flujos de vapor.

El vapor de escape de los turbogeneradores y de las turbinas auxiliar (turbo bombas), forman parte del vapor de 30 psi y se asemejan mucho en sus condiciones físicas (presión y temperatura).

El transmisor PIT.03.2.004.A es el encargado captar la presión del vapor que transita por la tubería, para luego ser observada en el indicador PI.03.2.001.A. El sistema concluye conociendo la temperatura del vapor de escape captado por el sensor TE.03.2.003.A que envía la señal hacia el transmisor de temperatura TIT.03.2.003.A para poder ser observada en el indicador TI.03.2.001.A.

De igual forma en la línea de vapor de escape en las turbinas auxiliares (turbo bombas), la presión es captada por PIT.03.2.003.A y mostrada en PI.03.2.001.A, y con respecto a la temperatura del vapor, el conjunto de instrumentos que captan las señal están formadas por el sensor TE.03.2.002.A y el transmisor TIT.03.2.002.A, el monitoreo se realiza en el indicador TI.03.2.001.A.

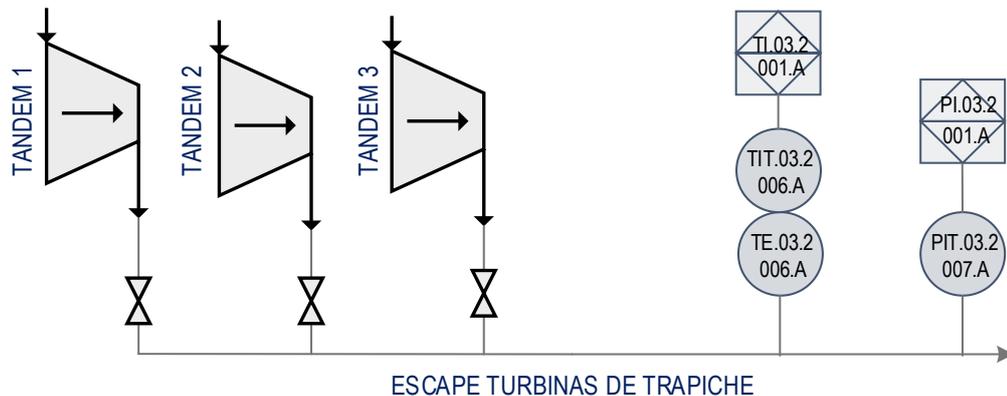


Ilustración 38: Instrumentación en vapores de escape para trapiche

El vapor de escape del tándem de turbinas de trapiche, tendrán la misma configuración de transmisores, sensores e indicadores usados en las turbinas anteriores.

El transmisor PIT.03.2.007.A recibe la señal de la presión en ese instante y la muestra en PI.03.2.001.A, el sensor TE.03.2.006.A y el transmisor

TIT.03.2.006.A captaran la temperatura del vapor y la mostraran en TI.03.2.001.A.

4.1.4. Estación reductora de 30 – 15 psi

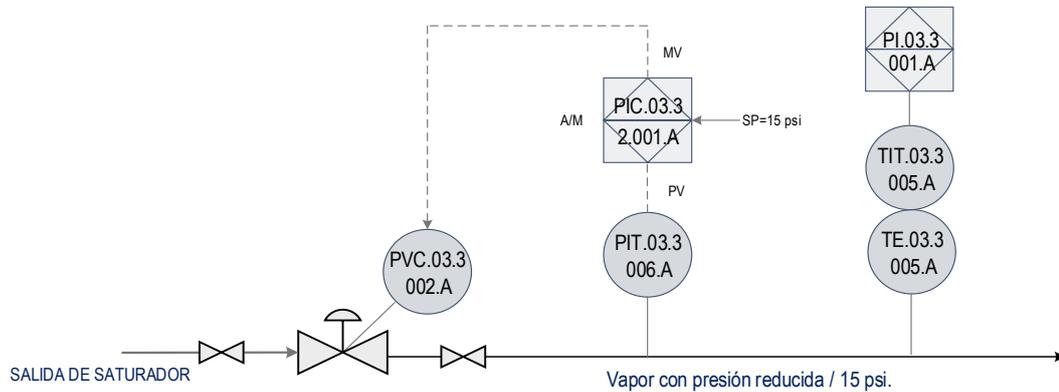


Ilustración 39: Instrumentación en estación reductora de 15 psi

La estación reductora de presión tiene como elemento principal de medición al transmisor PIT.03.3.006.A, el cual enviara la señal correspondiente a dicha presión al controlador de presión PIC.03.3.2.001.A; luego de comparar la variable de proceso con el set point (15 psi.) corregirá el error al enviar la respuesta hacia la válvula PVC.03.3.002.A.

Como en todas las líneas de vapor es pertinente conocer la temperatura del vapor con la finalidad de conocer las características físicas del fluido, para esta tarea el sensor TE.03.3.005.A y el transmisor TIT.03.3.005.A realizaran la medición de esta temperatura y la mostraran en el indicador PI.03.3.001.A.

4.1.5. Estación de saturación

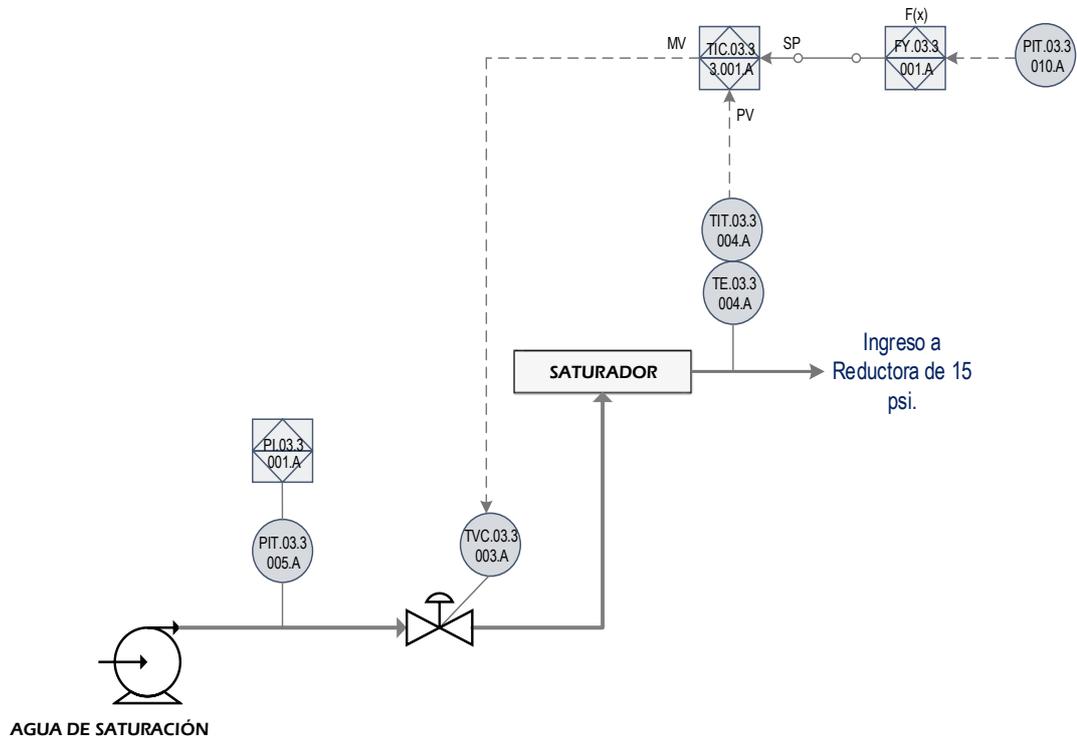


Ilustración 40: Instrumentación en estación de saturación

El sistema de saturación es un eje fundamental para el tratamiento del vapor producido en calderas, pues debe mantener un nivel de control que permita obtener la linealidad esperada en la temperatura del vapor.

Como habíamos mencionado el Saturador emplea agua pulverizada e una presión de 350 psi para tratar de mantener la temperatura del vapor en un valor cercano o igual al valor de saturación, en ese sentido de debe de tener un transmisor TIT.03.3.004.A y un sensor TE.03.3.004.A para obtener el valor de la temperatura en ese instante, luego esta señal debe ir al controlador de temperatura TIC.03.3.001.A, que compara la variable de proceso con el set point. En este punto realizamos una variante con respecto al sistema existente, pues el sistema actual mantiene un valor de set point fijo de 125°C; sobre esta idea usamos una forma distinta de tratar la variables ya que con la información que recopilamos sabemos que la presión en la salida del Saturador tendrá unas pequeñas variaciones en su valor, esto es resultado del consumo o del trabajo que ejerce el vapor en los pre- evaporadores, es así que proponemos un set point variable, la razón de esta idea, es derivada

de la teoría básica del vapor que indica que el valor de la temperatura de saturación cambia de acuerdo al valor de presión que mantiene en ese instante.

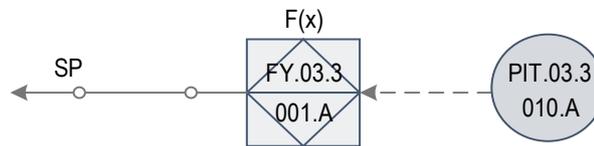


Ilustración 41: Instrumentación funcional del set point para la saturación

La señal del transmisor PIT.03.3.010.A que mide la presión a la entrada de los pre-evaporadores en una línea derivada del vapor de 30 psi aguas abajo del Saturador, ingresa a una función FY.03.3.001.A que transforma el valor numérico de la presión en el valor correspondiente a la temperatura de saturación correspondiente a dicha presión.

Para realizar esta función debemos usar un método para obtener la temperatura de saturación basándonos en el valor de la presión, métodos que aproximan valores usando igualdades matemáticas tales como la ecuación de Antoine.

$$p = \frac{1}{7.5} * \exp \left[18.3036 - \frac{3816.44}{227.03 + t_{vs}} \right]$$

$$t_{vs} = -227.03 + \frac{3816.44}{18.3036 - \ln(7.5 * p)}$$

Donde:

p = presión del vapor [Kpa - Absoluta]

t_{vs} = temperatura de saturación del vapor [°C]

Antoine expresa la presión “p” (Kpa) en función a una ecuación exponencial que depende de la temperatura de saturación, y “tvs” (°C) está en función del logaritmo neperiano de la presión del vapor en ese instante. Esta ecuación predice la temperatura con una aproximación de 0.01 °C en el rango de 10 a 200kPa y con una aproximación de 0.05 °C hasta 600kPa.

La presión del agua de saturación también será monitoreada por el transmisor PIT.03.3.005.A, para luego visualizar el valor en PI.03.001.A.

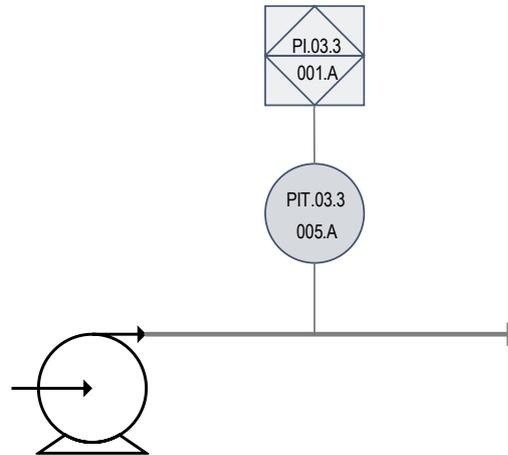


Ilustración 42: Instrumentación para la supervisión de la presión de agua

4.1.6. Sistema de purga del condensado

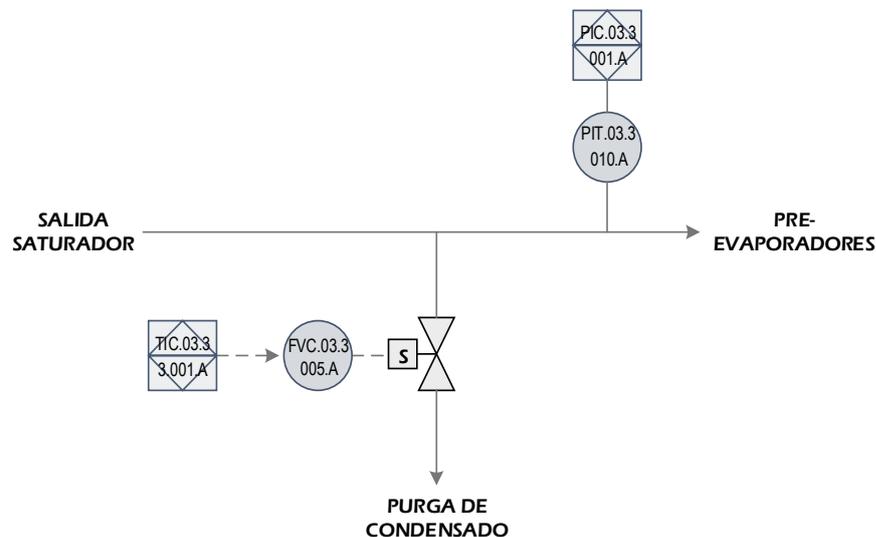


Ilustración 43: Instrumentación para la purga de condensado

El sistema de purga de condensado, permitirá evacuar el condensado formado en la tubería de vapor que transporta el fluido con presión de 30 psi, esta acción la realizará la válvula solenoide FVC.03.3.005.A que será comandada por el controlador TIC.03.3.3.001.A encargado del sistema de control en el Saturador, y mantendrá una acción intermitente entre estar activada y apagada en un tiempo establecido por el operario.

4.1.7. Medición del flujo de vapor

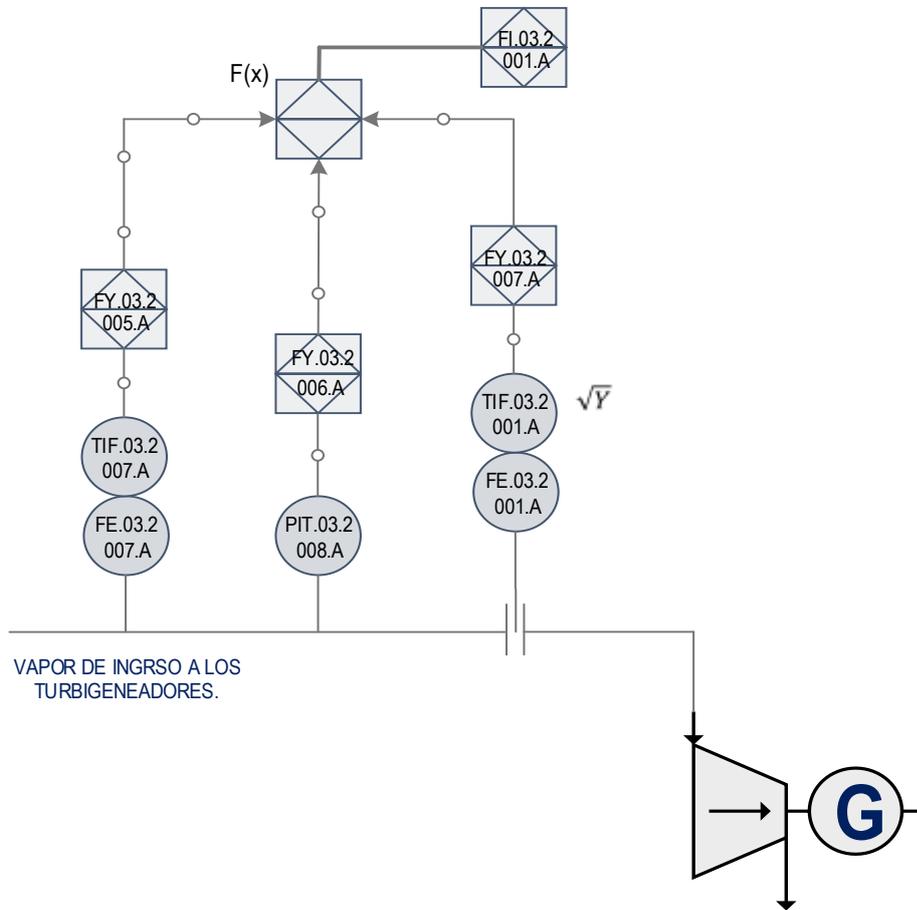


Ilustración 44: Instrumentación para la medición del flujo de ingreso en turbogeneradores

El flujo de ingreso al sistema de generación de energía eléctrica es un factor muy importante, debido a que se necesita contabilizar la cantidad de vapor que consumen las turbinas en ese instante y de manera continua al pasar de las horas, esta medición se realiza con la finalidad de analizar la eficiencia de la turbina, comparando la cantidad que consume en toneladas de vapor / hora y la cantidad de energía que están produciendo en MW hora.

La medición de la cantidad de flujo en un proceso puede ser ejecutado de distintas formas, ya que se cuenta con una gama muy grande de formas de medición usadas para distintos procesos, dependiendo de su utilidad, ubicación, ambiente de trabajo y condiciones físicas que soporta en instrumento. Si analizamos el lugar de trabajo que tendría nuestro instrumento, a simple vista podríamos saber que trabajara bajo condiciones

extremas de presión y temperatura. Debido a esto se debe utilizar un método de medición que soporte las condiciones del proceso y además entregue un valor, lo más cercado posible al valor real del flujo, esto nos lleva a sugerir usar el método de presión diferencial para medir el flujo en el vapor de ingreso.

El efecto producido por la placa de orificio tiene una relación cuadrada entre la presión diferencial y el caudal. Por eso se requiere un transmisor de medida con característica radicada para la generación de una característica de flujo lineal.

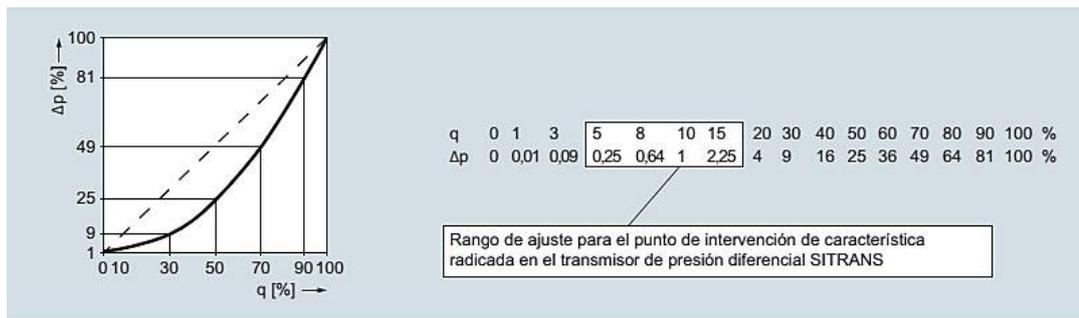


Ilustración 45: Relación cuadrática del flujo y la presión diferencial
Fuente: Manual de servicio "Sitrans FO"

Para esto contamos con el instrumento deprimógeno usado comúnmente que es la placa de orificio, su función es generar una caída de presión que permita al sensor y al transmisor de flujo FE.03.2.001.A y TIF.03.2.001.A respectivamente, enviar la señal correspondiente al flujo de vapor al controlador.

Debido a la representación de la raíz cuadrada en la medición del flujo, una medida muy usada para este método es usar, 100'' H2O como presión diferencial de referencia.

10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	100%
Qm	Qm	Qm	Qm	Qm	Qm	Qm	Qm	Qm	Qm
1''	4''	9''	16''	25''	36''	49''	64''	81''	100''
H2O	H2O	H2O	H2O	H2O	H2O	H2O	H2O	H2O	H2O

Tabla 15: Relación porcentaje vs. Presión diferencial
Fuente: Manual de servicio "Sitrans FO"

La medición de fluido está sujeto a errores constantes provocados en la elección de la forma de la medición y además en factores físicos que son omitidos en el método de medición de flujo por presión diferencial. Estos errores en la medición impiden poder obtener un valor del flujo instantáneo que atraviesa por una tubería, es por ellos que existen métodos de corrección de la medición del flujo.

A lo largo de la tubería existen variaciones en los fluidos que son denominados “fluidos comprensibles” como lo es el vapor de agua, ya que siendo un gas que transita a elevada presión y temperatura, sus propiedades físicas están en constante cambio, estos cambios en las propiedades físicas del vapor se debe a las variaciones de presión y temperatura del vapor.

Esto nos lleva pensar en una filosofía distinta de ¿Cómo medir el flujo de vapor?, la respuesta a esta interrogante se encuentra en la compensación de presión y temperatura del flujo medido en la placa de orificio.

Este método deriva de la ley universal de los gases, que relaciona volumen, presión y temperatura en un sistema, de donde el volumen final de un determinado gas, depende de las presiones y temperatura, iniciales y finales.

$$V2 = \frac{T2}{T1} * V1 \quad \text{Ley de Charle's}$$

$$P2 = \frac{V1}{V2} * P1 \quad \text{Ley de Boyle's}$$

Por lo tanto debemos añadir al sistema de medición, instrumentos que permitan medir la presión y la temperatura del vapor de ingreso, para ello se instalarían transmisores de presión y de temperatura aguas arriba de la placa de orificio.

La medición de presión la realizara el transmisor de presión PIT.03.2.008.A y la medición de temperatura la realizara el sensor TE.03.2.007.A y el transmisor de temperatura TIT.03.2.007.A.

El algoritmo F(x) se describe de la siguiente forma:

$$\text{Flujo Corregido} = \text{Flujo medido} * PC * TC$$

Donde:

PC =Factor de corrección por presión

TC =Factor de corrección por Temperatura

$$PC = \sqrt{\frac{Pf}{Pd}}$$

Pf = Presión del fluido [psia]; Pd = Presión de diseño [psia]

$$TC = \sqrt{\frac{Tf}{Td}}$$

Tf = Temperatura del fluido [°R]; Td = Temperatura de diseño [°R]

La totalización del flujo medido se realiza mediante un acumulador de variables, para esto se escanea el valor actual del flujo corregido que se encuentra en TVH (Toneladas de vapor hora), luego se realiza una conversión para obtener el valor el TVS (Toneladas de vapor segundo), este valor se almacena en el acumulador, pasado un segundo se escanea nuevamente el flujo corregido y el valor obtenido que suma al valor que tenía el acumulador hace un segundo atrás.

Flujo Corregido → *Acumulador* (1 segundo)

Acumulador = *Acumulador* + *Flujo Corregido*

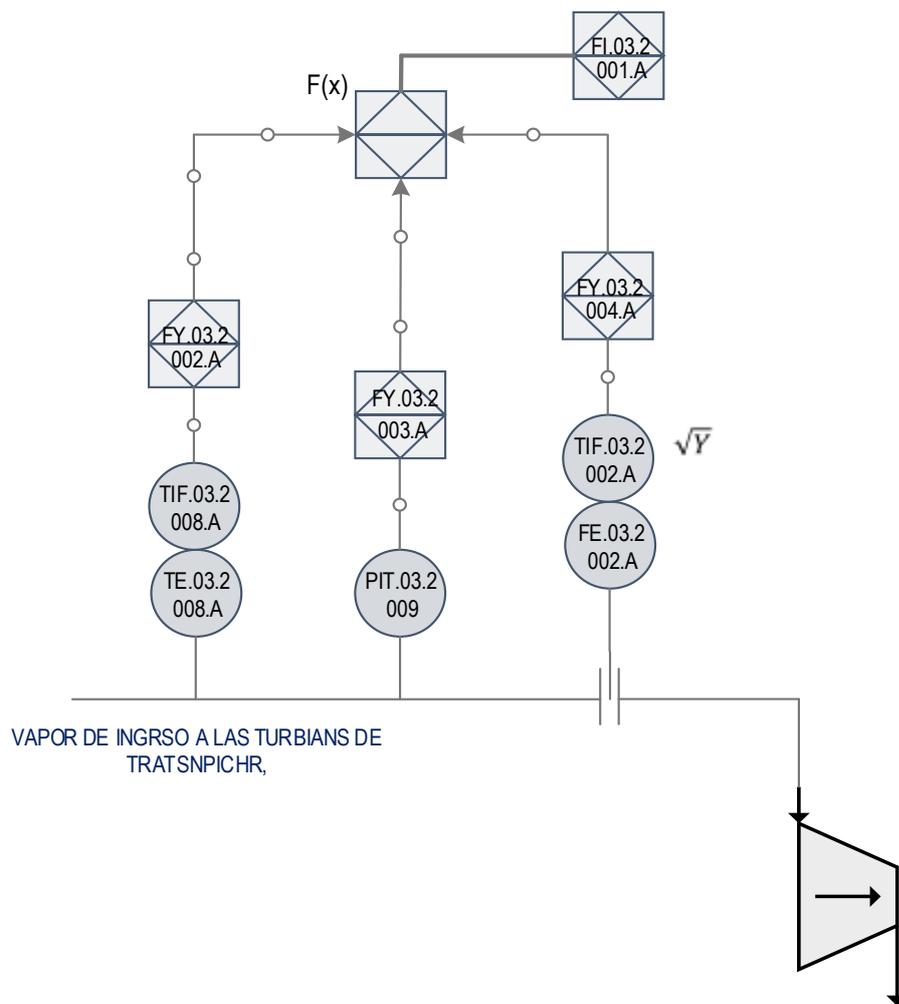


Ilustración 46: Instrumentación para la medición del flujo de ingreso a turbina de trapiche

De la misma manera se medirá el flujo de vapor en el ingreso a las turbinas del trapiche.

4.2. Arquitectura de control

La arquitectura de un sistema se define como la organización fundamental de un sistema, que incluye sus componentes, las relaciones entre sí y el ambiente, y los principios que gobiernan su diseño y evolución [IEEE, 2000].

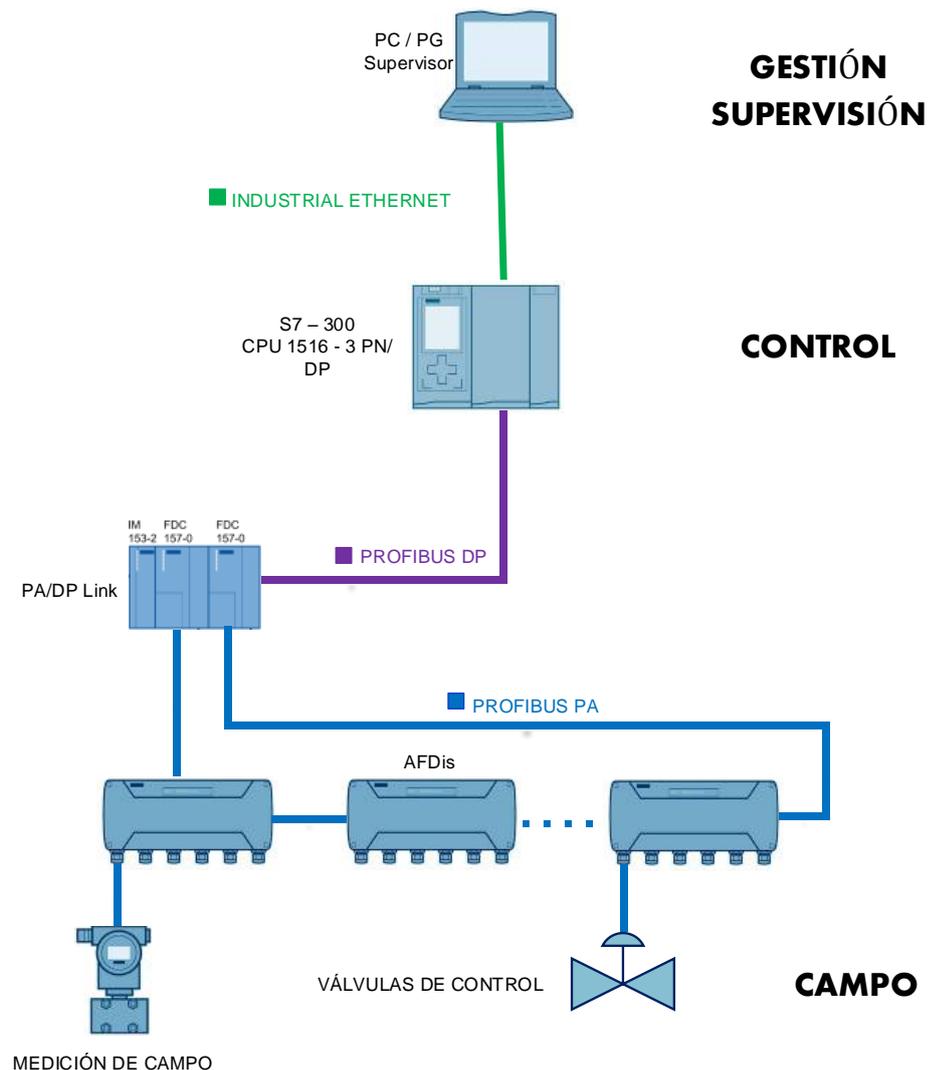


Ilustración 47: Estratos de la arquitectura de control

4.2.1. Nivel de gestión

Las aplicaciones para registro de datos del sistema SCADA, conforman el nivel de gestión de la pirámide de automatización, su función es de gestionar la información obtenida en el proceso de supervisión, usando avisos de

desbordes, administrando usuarios y usando registros para el almacenamiento de información del sistema.

4.2.2. Nivel de supervisión

El panel de visualización del sistema SCADA, basado en la plataforma WinCC Profesional v13, conforma el nivel de supervisión en la pirámide de automatización, su función es monitorear la interacción de los dispositivos ubicados en el nivel de control, este nivel de la pirámide permitirá mantener un monitoreo constante y en tiempo real de los diferentes procesos del ingenio Azucarero.

4.2.3. Nivel de control

En el nivel de control ubicamos al controlador basado en S7 – 1500, así como los elementos de acople entre el controlador y el dispositivos de periferia descentralizada, además de los elementos para la visualización de campo, como los HMI, la función de este estrato es controlar directamente a los dispositivo ubicados en el nivel de campo.

En el presente trabajo, proponemos 2 arquitecturas de control, basadas en los protocolos de comunicación más usadas en las industrias: Ethernet, bajo la modalidad de Profinet (Siemens), Profibus (DP, PA) y Hart (4 – 20 mA).

La arquitectura está compuesta por una estación de control PC, cuyo interfaz está desarrollado en el entorno WinCC Profesional, producto de Simatic. El controlador es un dispositivo de la familia S7 -1500 usando un CPU 1516 PN/DP, que permite la comunicación con la Red Profinet IO y con los distribuidores de periferia que cuentan con comunicación Profibus DP.

La supervisión a través de las estaciones remotas de visualización HMI, se realizará mediante un Switch SCALANCE X, que cuenta con una distribución de 5 puertos Profinet IO. De esta forma se constituye una red lineal, entre los tres dispositivos.

Tanto en la arquitectura #1 y #2, usamos dispositivos que están interconectados bajo protocolo de comunicación Profinet y Profibus DP.

- Tecnología Profinet para el intercambio de información entre el controlador (CPU 1516 – 3 PN/DP) y las estaciones de supervisión.
- Tecnología Profibus DP para el intercambio de información entre el controlador y el elemento de interfaz de campo.

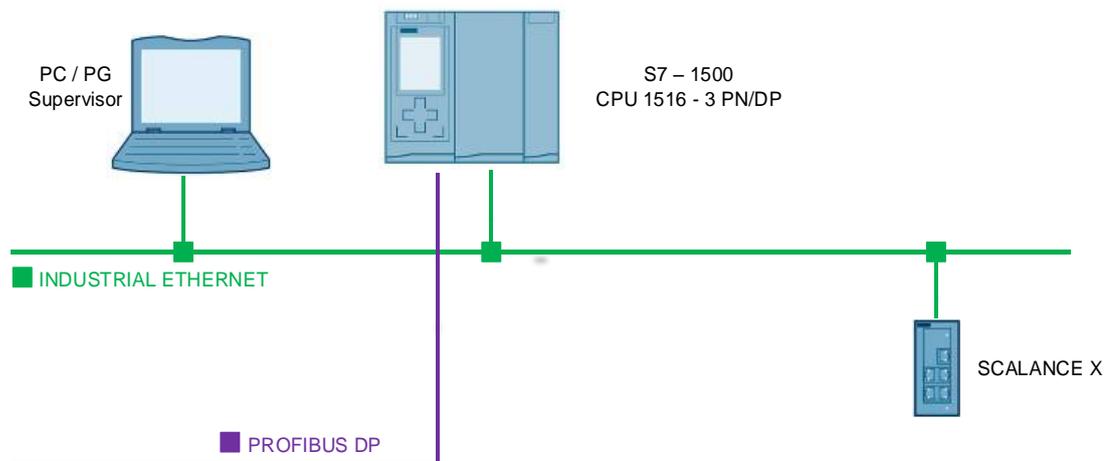


Ilustración 48: Arquitectura - Nivel de Gestión - Nivel de Supervisión y control

4.2.4. Nivel de campo

El nivel de campo es el nivel más bajo de la pirámide de automatización, está en contacto directo con el proceso, en este nivel encontramos a los transmisores y elementos finales de control, para hacer una analogía de este nivel diremos que aquí podemos encontrar a los transmisores de presión, temperatura, flujo y a las válvulas de control para la regulación de presión o temperatura del proceso.

4.2.5. Red Profinet IO

La tecnología Profinet - Siemens, nace con el estudio y evolución de tecnología de comunicación aplicada:

- Profibus DP
- Industrial Ethernet

Profinet IO es un estándar de comunicación industrial usado en el campo de la automatización, que garantiza una compatibilidad e interconexión con dispositivos basados en Ethernet estándar.

Posee gran robustez, gracias a que posee Ethernet Industrial, lo que le permite tener inmunidad a perturbación, soportar temperaturas elevadas, usar estándares como TCP/IP, etc.

Comunicación bajo la plataforma Profinet IO:

La comunicación Profinet se realiza a través de Industrial Ethernet y soporta transmisión acíclica de datos de ingeniería, la cual realiza la comunicación Profinet – IO en tiempo real.

Interfaz Profinet IO:

Los dispositivos Profinet IO de la familia SIMATIC, están integrados de 1, 2 o hasta tres interfaces Profinet para conexiones físicas, el switch integrado en las interfaces Profinet permiten la interconexión con otros dispositivos.

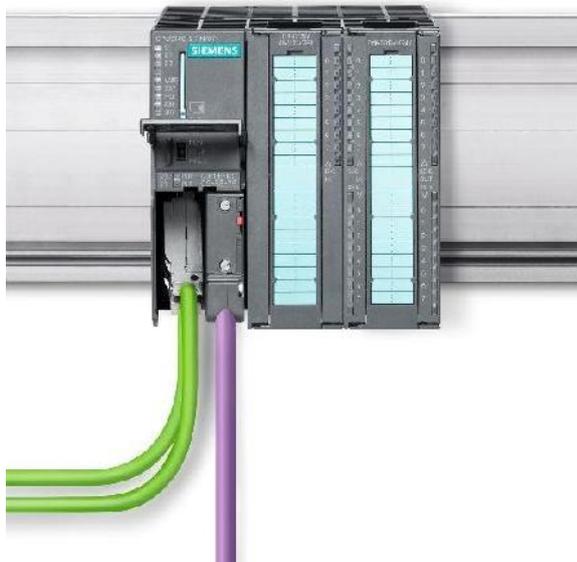


Ilustración 49: Puertos Profinet / Profibus DP
Fuente: <http://emt-systems.pl/produkty/sterowniki-plc/>

Los dispositivos que contengan hasta 2 puertos Profinet, son ideales para configurar redes de topología en línea o en anillo, mientras que los que contienen más de 2 puertos son usados para topología tipo árbol [*Profinet – Step 7 v.13*].

Los puertos de interfaz Profinet IO, proporciona un sistema de identificación para cada dispositivo, este sistema de identificación está basada en una dirección MAC, una dirección IP y un nombre propio de cada dispositivo.

Configuración de la Red Profinet IO:

Para la configuración de la Red Profinet del sistema de control en la línea de vapor del ingenio se toma en cuenta los pasos siguientes:

- Desde la ventana de dispositivos y redes, escoja el dispositivo que necesita usar en la red y arrastre el dispositivo hacia el área de trabajo.
- Una vez ubicado el dispositivo una los puertos de interfaz Profinet que necesita usar, con esto se asegura que la red Profinet entre los interfaces de los dispositivos sea configurada automáticamente.
- Físicamente la conexión del controlador con la estación PC, se realiza mediante el interfaz PN/IE_1 (Profinet [X1]), mientras que la conexión física de las pantallas HMI remotas y el controlador, se realiza mediante la interfaz PN/IE_2 (Profinet [2]).

Direccionamiento IP en Profinet IO:

El direccionamiento de los dispositivos usados en la red Profinet IO, está basado en el Protocolo de Internet versión 4 (IPv4), con la cual la dirección se compone de cuatro octetos, cada octeto descrito en formato decimal.

De esta forma se direcciono los dispositivos en la red Profinet IO del sistema de control estudiado:

- El controlador CPU 1516 – PN/DP, cuenta con 2 interfaces de comunicación Profinet IO, con lo cual es Switch interno separa las redes, para formar 2 redes IPv4.

▼ S71500/ET200MP station_1	S71500/ET200MP station		
▼ MASTER_VAPOR	CPU 1516-3 PN/DP		
▶ Interfaz PROFINET_1	Interfaz PROFINET	192.168.0.1	PN/IE_1
▶ Interfaz PROFINET_2	Interfaz PROFINET	192.168.1.1	PN/IE_2
Interfaz DP_1	Interfaz DP	2	RED_PROFIBUS_1

Ilustración 50: Interfaz Profinet en el MASTER_VAPOR

El interfaz Profinet _1 conforma la red 192.168.0.0 – PN/IE_1, mientras que el interfaz Profinet_2 conforma la red 192.168.1.0 – PN/IE_2, esto es aprovechado para dividir la línea de transmisión de la información de forma lateral, dándole dirección IP a cada interfaz usado.

- El host 192.168.0.1 de la red PN/IE_1, se conecta con la estación PC, asignándole de forma inmediata una dirección IPv4 al dispositivo de red usado para la supervisión.

▼ SISTEMA SCADA	SIMATIC PC Station		
HMI_RT_1	WinCC RT Advanced		
▼ IE general_1	IE general		
▶ PROFINET interface	PROFINET interface	192.168.0.2	PN/IE_1

Ilustración 51: Dirección Profinet del sistema SCADA

La dirección asignada para la estación PC es 192.168.0.2, y como se muestra en la figura, está asignada a la red PN/IE_1.

- El host 192.168.1.1 de la red PN/IE_2, se conecta a las pantallas HMI, mediante un Switch SCALANCE X, cuya función es aumentar la cantidad de puertos Profinet IO, para la conexión de una cantidad mayor de dispositivos.

La necesidad de usar un Switch es que solo se cuenta con un solo puerto de comunicación disponible en PN/IE_2, y se desea conectar a la red 3 pantallas HMI, usadas para la supervisión en campo de las estaciones de control.

El uso de este dispositivo para la configuración de la red en Simatic, es transparente, es decir, que no es necesario usarlo en el área de trabajo para especificar que existe, simplemente hace falta conectar cada puerto de cada HMI al puerto PN/IE_2 del controlador.

ESTACIÓN 30 PSI	TP900 Comfort		
HMI_RT_2	TP900 Comfort		
HMI_1.IE_CP_1	Interfaz PROFINET		
Interfaz PROFINET_1	Interfaz PROFINET	192.168.1.2	PN/IE_2
HMI_1.MPI/DP_CP_1	Interfaz MPI/DP	1	not connected
ESTACIÓN 15 PSI	TP900 Comfort		
HMI_RT_3	TP900 Comfort		
ESTACIÓN 15 PSI.IE_CP_1	Interfaz PROFINET		
Interfaz PROFINET_1	Interfaz PROFINET	192.168.1.3	PN/IE_2
ESTACIÓN 15 PSI.MPI/DP...	Interfaz MPI/DP	1	not connected
SATURADOR	TP900 Comfort		
HMI_RT_4	TP900 Comfort		
HMI_3.IE_CP_1	Interfaz PROFINET		
Interfaz PROFINET_1	Interfaz PROFINET	192.168.1.4	PN/IE_2
HMI_3.MPI/DP_CP_1	Interfaz MPI/DP	1	not connected

Ilustración 52: Direccionamiento Profinet de estaciones remotas

El direccionamiento de las pantallas HMI, queda dispuesto de la siguiente forma:

- ✓ ESTACIÓN 30 PSI: 192.168.1.2
- ✓ ESTACIÓN 15 PSI: 192.168.1.3
- ✓ SATURADOR: 192.168.1.4

Todas interconectadas mediante el Switch a PN/IE_2.

4.2.6. Red Profibus DP

Profibus es un sistema de bus potente, abierto y robusto que garantiza una óptima comunicación, se encuentra totalmente normalizado, debido a ello puede conectar sin problemas componentes conforme a la norma de los fabricantes más diversos [PROFIBUS según IEC].

La utilidad de Profibus, permite la comunicación de dispositivos de control o elementos de campo, que por su gran separación necesitan ser integradas en unidades de periferia, como lo son los ET-200 en la Arquitectura #1 y los AFDIs de la arquitectura #2.

En los diseños propuestos, la utilidad de Profibus no es usado tanto por la distancia que existe entre dispositivos de campo, sino, por la cantidad de dispositivos de campo que existen.

Por ejemplo el primer esclavo DP en la arquitectura #1 (ET-200M), recoge 8 señales de campo, y envía 3 señales de control a distintos actuadores.

Profibus como estándar de comunicación cuenta con 2 modalidades muy usadas:

- *Profibus DP (Periferia descentralizada) – Norma IEC 61158 / EN 50170*
- *Profibus PA (Automatización de proceso) – Norma IEC 61158 – 2.*

Siendo las 2 arquitecturas modelos con periferia descentralizada, deben contar con Profibus DP para la interconexión del controlador CPU 1516 – 3 PN/DP, con el dispositivo de periferia.

La implementación de Profibus en la Arquitectura de mi red me permitirá:

- Realizar puestas en marcha simultánea e independiente de algunas partes de la instalación.
- Programas pequeños y abarcables.
- Procesamiento paralelo mediante sistemas de automatización distribuidos.
- Reducción de tiempos de reacción. [PROFIBUS según IEC].

Comunicación a través de Profibus DP:

La comunicación a través de Profibus DP, permite la lectura y escritura de los datos entregados por los dispositivos de periferia, siendo estos datos de entradas, o datos de salida.

Esta comunicación se realiza mediante módulos de acoplamiento (FCD), presentes en los acopladores PA/DP, o módulos de interfaz (IM), presentes en los ET – 200M.

Profibus mantiene comunicación entre sus dispositivos de 3 formas distintas:

- Maestro DP – Esclavo DP
- Maestro DP – Esclavo I
- Maestro DP – Maestro DP.

La forma usada en nuestra propuesta es Maestro DP – Esclavo DP, con lo cual el Maestro DP (CPU 1516 – 3 PN/DP) consulta sucesivamente a los Esclavos DP los valores de entrada de los Esclavos y transfiere información de salida hacia los esclavos DP.

Interfaz Profibus DP:

Los dispositivos Profibus contienen una interfaz eléctrica (RS 485) o una interfaz óptica (Polymer Optical Fiber - POF). La norma IEC 61158 / 61784 dispone el medio físico ideal para la transición de la información por medio de Profibus DP:

- Cable de bus Profibus (cable bifilar retorcido RS 485).
- Velocidades de transmisión de 9.6 kbits/s a 12 Mbits/s.

Para realizar una red Profibus tenemos que contar con criterios de selección, basados en el material de transmisión, distancia, topología, protocolos, etc.

Criterios		PROFIBUS eléctrico	Red óptica con OLM	Red óptica con OBT
Medio de transmisión	Cable bifilar apantallado	•	–	–
	POF	–	•	•
	PCF	–	•	•
	Vidrio	–	•	–
Distancias	Máx. extensión de la red	PROFIBUS DP: 9,6 km PROFIBUS PA: 1,9 km	90 km	9,6 km
	Entre 2 dispositivos	hasta 1 km ¹⁾	hasta 15 km ²⁾	hasta 300 m ²⁾
Topología	Bus	•	–	–
	Línea	–	•	•
	Árbol	•	•	•
	Anillo	–	•	•
Protocolos de transferencia		DP, PA	DP, PA	DP
Conexión de los dispositivos mediante	OLM	–	•	–
	Interfaces integradas	•	–	•
	Terminal de bus	•	–	•
	Conector de bus	•	–	–
Segmentos de red eléctricos conectables		•	•	–

Tabla 16: Criterio de selección para cableado de Profibus
Fuente: Profibus con Step 7 V13 – “Siemens”

Según la tabla:

- Por ser una red Maestro – Esclavo, debemos usar un protocolo de transferencia basado en Profibus DP.
- La distancia entre Maestro DP – Esclavo DP, no supera los 9.6 Km límite, lo que permite usar cable bifilar apantallado como medio de transmisión.
- La distancia tan corta, permite usar una topología de bus.

Los cables RS 485 contienen apantallamiento doble, lo que permite ser utilizados en ambientes industriales con gran ruido electromagnético.

El uso de cables Profibus en la familia Simatic, ha impulsado a desarrollar variantes del mismo producto, con la finalidad de adaptar el cable a diferentes aplicaciones:

- FC Estándar cable GP (cable de bus para el tendido fijo en el interior de edificios).
- FC Estándar cable IS GP (cable de bus para zonas con riesgo explosivo Ex).
- Profibus Hybrid Standard cable (cable híbrido con 2 conductores eléctricos 1.5mm²) para la alimentación eléctrica y de datos de ET 200pro.

Velocidad de transferencia:

La distancia entre los dispositivos de la Red Profibus DP en el Ingenio azucarero, son relativamente cortos, pero dado que la Red es escalable se debe de tener en cuenta la velocidad de transferencia de la información, para una futura ampliación de la red, esto se debe a que la velocidad de transmisión de información al utilizar cables de cobre, disminuye mientras que la distancia entre dispositivos aumenta.

Velocidad de transferencia	Longitud máxima de línea de un segmento	Distancia máxima entre dos dispositivos
De 9,6 a 187,5 kbits/s	1000 m	10000 m
500 kbits/s	400 m	4000 m
1,5 Mbits/s	200 m	2000 m
de 3 a 12 Mbits/s	100 m	1000 m

Tabla 17: Velocidad de transmisión de Profibus
Fuente: Profibus con Step 7 V13 – “Siemens”

Componentes de la Red Profibus DP Activos:

Los elementos de Red Activos, son dispositivos que permiten la interconexión del Maestro DP con los elementos de Periferia Descentralizada, mediante interfaz eléctrico.

Para la interconexión del Maestro DP (CPU 1516 – 3 PN/DP) con la Periferia Descentralizada en la Arquitectura #1, usamos un Módulo de interfaz IM 153 – 2, mientras que en la Arquitectura #2, el componente activo de la red, es un Acoplador DP/PA FDC 157 – 0.

Direccionamiento Profibus DP:

El método de direccionamiento y asignación para dispositivos Profibus DP en la plataforma Simatic, es sencilla y similar al direccionamiento de la Red Profinet IO.

Step 7 asigna direcciones a los dispositivos Profibus de forma automática con número desde 1 hasta 126.

En la red Profibus de la Arquitectura #1, los esclavos DP reciben una dirección y son asignados a un maestro de forma automática.

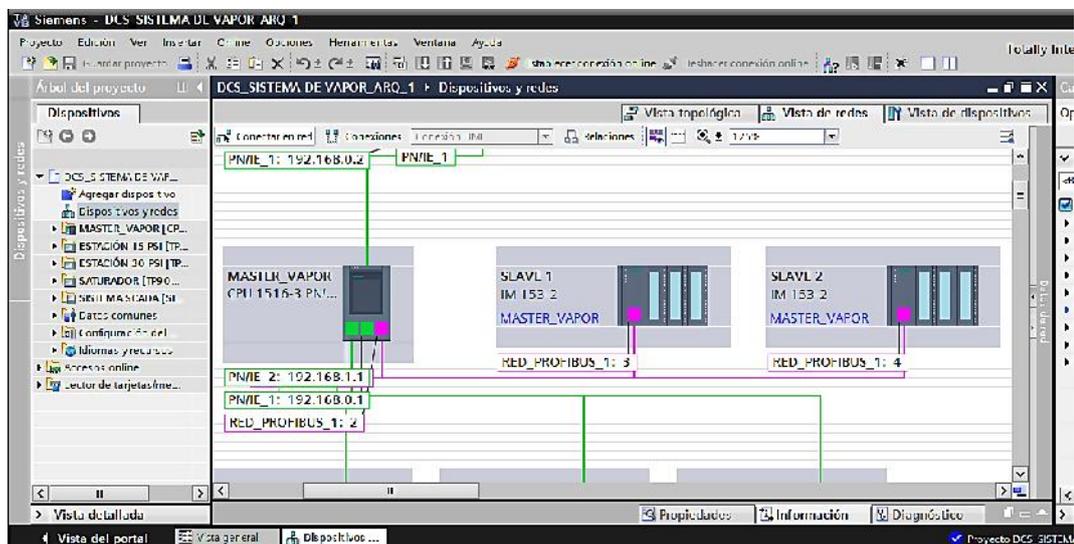


Ilustración 53: Direccionamiento Profibus con esclavos DP

- *El maestro DP (CPU 1516 – 3 PN/DP), se encuentra en la RED_PROFIBUS_1, con dirección: 2.*
- *Los esclavos DP, son asignados al Maestro DP llamado MASTER_VAPOR, y están direccionados con los números 3 (SLAVE 1) y 4 (SLAVE 2).*

Red Profibus DP – Arquitectura #1

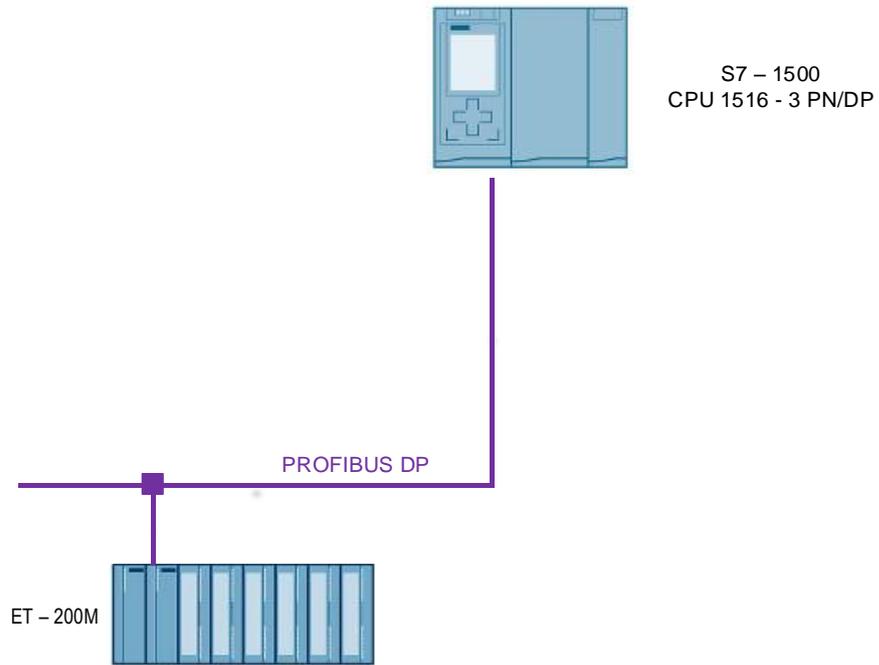


Ilustración 54: Etapa de control - Red Profibus para Arquitectura #1

Red Profibus DP – Arquitectura #2

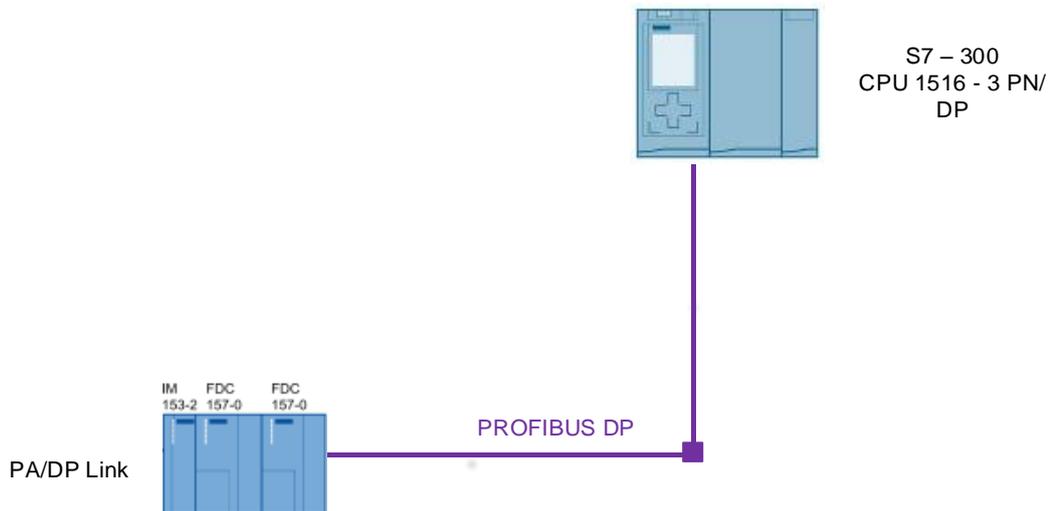


Ilustración 55: Etapa de control - Red Profibus para Arquitectura #1

4.2.7. Red Hart – Periferia

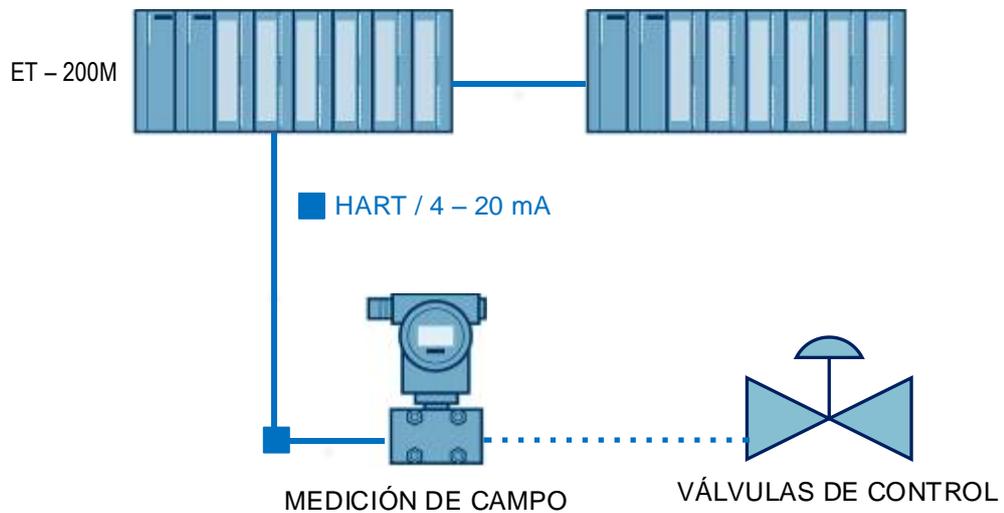


Ilustración 56: Periferia descentralizada - Arquitectura #1

La periferia descentralizada de la Arquitectura #1 está basada en comunicación de instrumentos con protocolo HART. Esto se realiza utilizando un dispositivo de periferia modular ET – 200M.

El dispositivo ET – 200M es equipado por módulo de interfaz IM 153 – 2 y módulos SM periféricos del sistema de automatización de S7 – 300, con lo cual la comunicación se realiza siguiendo las normas IEC 61784 – IEC 61158.

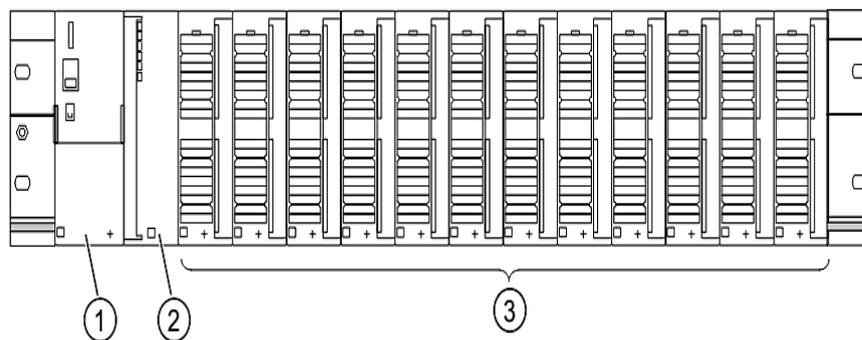


Ilustración 57: Dispositivos de periferia modular ET-200M
Fuente: Sistema de periferia descentralizada ET-200M “Siemens”

- Módulo de alimentación.
- Módulo de interfaz IM 153 – 2.
- Hasta 12 módulos periféricos SM.

Módulo de interfaz IM 153 – 2

Esté módulo permite la transmisión de la información desde los módulos de señales SM, hasta los Maestros DP. Disponen de una interfaz RS485 para la comunicación con Profibus DP.

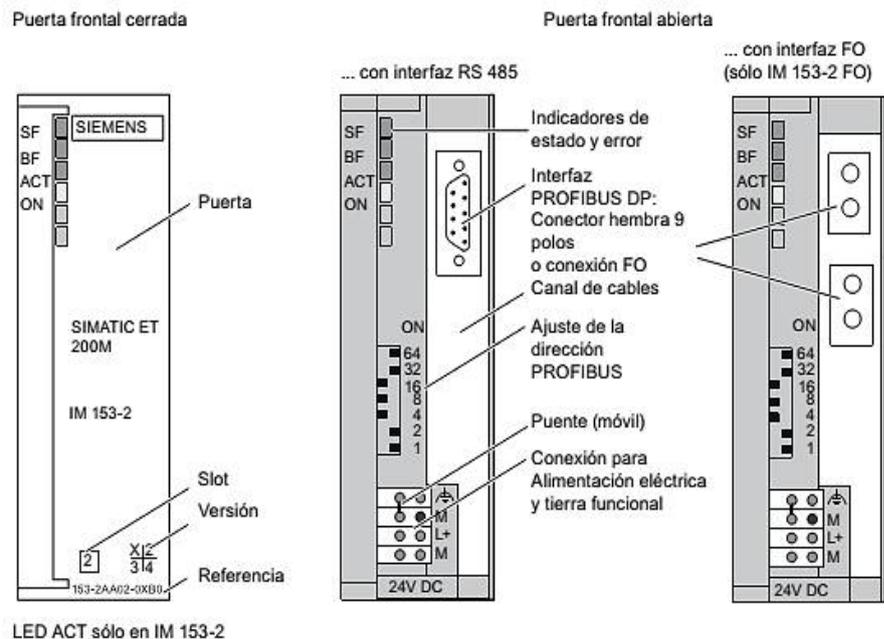


Ilustración 58: Vista frontal del interfaz modular IM 153 - 2

Fuente: Sistema de periferia descentralizada ET-200M "Siemens"

El módulo de interfaz IM 153 – 2 permite configurar la dirección Profibus, mediante switch de ajuste que representa la dirección en formato decimal, pero en números múltiplos de 2. Este módulo recibirá las señales de los transmisores que miden las variables físicas de la Red de Vapor, que transmiten su información mediante el Protocolo HART.

El diseño de automatización propuesto, dispone de 20 señales analógicas (4 – 20 mA), dispuestas en este caso de la siguiente forma:

- Esclavo DP 1 (SM 331 – Rack 1 / Slot 4)
 - ✓ PIT.03.3.001.A – Presión de vapor en Colector (%IW4)
 - ✓ PIT.03.3.002.A – Presión vapor de 30 Psi. (%IW6)
 - ✓ PIT.03.3.005.A – Presión Agua de Saturación (%IW8)
 - ✓ PIT.03.3.006.A – Presión vapor de 15 Psi (%IW10)

- Esclavo DP 1 (SM 331 – Rack 1 / Slot 5)
 - ✓ PIT.03.3.010.A – *Presión ingreso a Pre – Evaporadores (%IW12)*
 - ✓ TIT.03.3.001.A – *Temperatura en vapor de colector (%IW14)*
 - ✓ TIT.03.3.004.A – *Temperatura salida del Saturador (%IW16)*
 - ✓ TIT.03.3.005.A – *Temperatura en vapor de 15 (%IW18)*

- Esclavo DP 1 (SM 332 – Rack 1 / Slot 6)
 - ✓ REDUCTORA 30 – *Válvula de control Reductora de 30 Psi (%QW0)*
 - ✓ REDUCTORA 15 – *Válvula de control Reductora de 15 Psi (%QW2)*
 - ✓ SATURADOR – *Válvula de control Saturador de vapor (%QW4)*

- Esclavo DP 2 (SM 331 – Rack 1 / Slot 4)
 - ✓ PIT.03.2.003.A – *Presión escape Turbo bombas (%IW20)*
 - ✓ PIT.03.2.004.A – *Presión de escape Turbo Generadores (%IW22)*
 - ✓ PIT.03.2.007.A – *Presión de escape Turbinas Trapiche (%IW24)*
 - ✓ PIT.03.2.008.A – *Presión de ingreso Turbo Generadores (%IW26)*

- Esclavo DP 2 (SM 331 – Rack 1 / Slot 5)
 - ✓ PIT.03.2.009.A – *Presión vapor ingreso Turbinas Trapiche (%IW28)*
 - ✓ TIT.03.2.002.A – *Temperatura escape Turbo bombas (%IW30)*
 - ✓ TIT.03.2.003.A – *Temperatura escape Turbo generadores (%IW32)*
 - ✓ TIT.03.2.006.A – *Temperatura escape Turbinas Trapiche (%IW34)*

- Esclavo DP 2 (SM 331 – Rack 1 / Slot 6)
 - ✓ TIT.03.2.007.A – *Temperatura ingreso Turbogeneradores (%IW36)*
 - ✓ TIT.03.2.008.A – *Temperatura ingreso Turbinas Trapiche (%IW38)*
 - ✓ FIT.03.2.001.A – *Flujo vapor ingreso Turbo Generadores (%IW40)*
 - ✓ FIT.03.2.002.A – *Flujo vapor ingreso Turbinas Trapiche (%IW42)*

“HART” es un acrónimo en inglés para Transductor Remoto Direccional en Red. El Protocolo HART usa la norma Bell 202 Modulación por desplazamiento de frecuencia o MDF (FSK en inglés) para empalmar señales digitales de comunicación a bajo nivel sobre 4 a 20 mA.

El módulo de interfaz IM 153 – 2 dotado de los módulos de señales analógicas SM 331, permitirán la descentralización de las entradas del proceso, pues como se mencionó antes, las señales están ordenadas en 2 grupos.

Dado que el MASTER_VAPOR solo cuenta con un solo interfaz Profibus DP, la interconexión de los esclavos ET – 200M, se deberá realizar mediante un bus en línea, usando el conector de bus FastConnect, evitando a la resistencia terminadora, en el primer esclavo DP y usándola en el segundo esclavo DP.

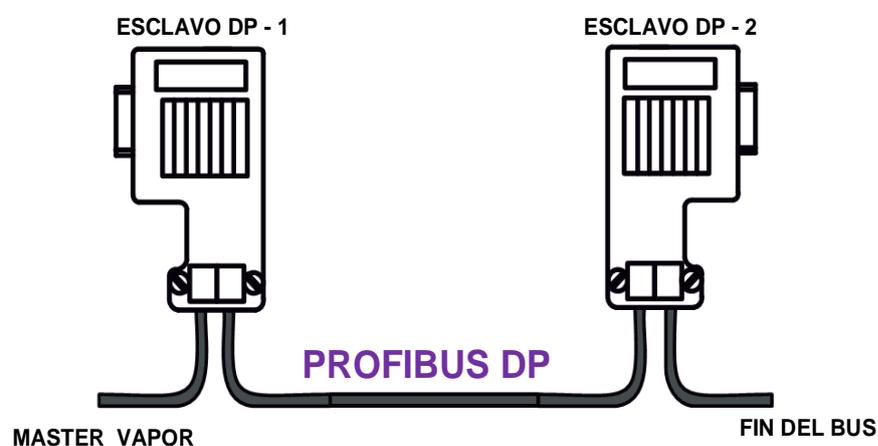


Ilustración 59: *Conexión de FastConnect para redundancia*
Fuente: *Sistema de periferia descentralizada ET-200M “Siemens”*

4.2.8. Red Profibus PA – Periferia

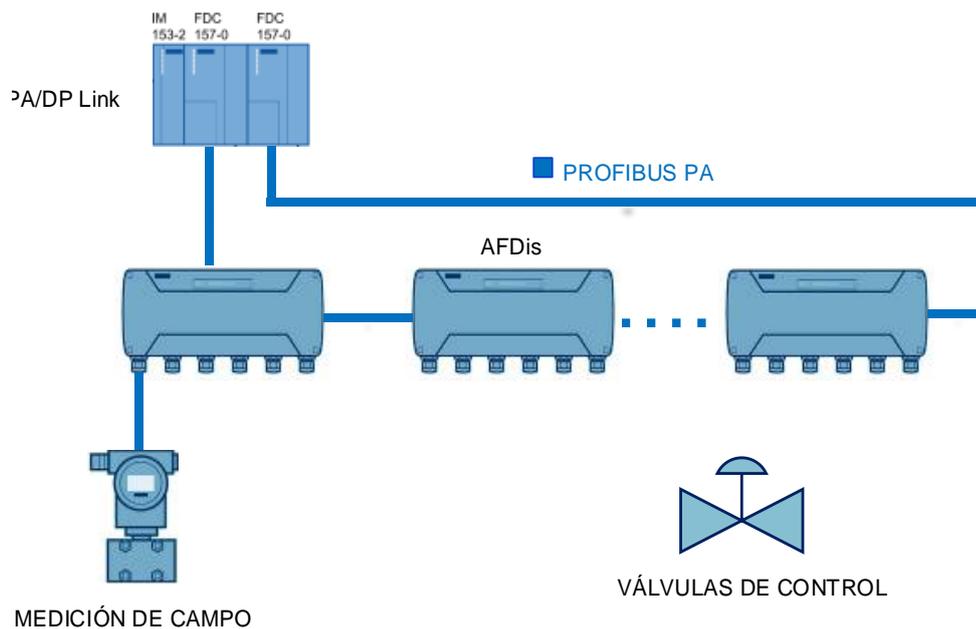


Ilustración 60: Periferia descentralizada - Arquitectura #1

La periferia descentralizada de la Arquitectura #2 está basada en comunicación de instrumentos con protocolo Profibus PA. Esto se realiza utilizando un acoplador DP/PA FDC 157 – 0 (Field Device Coupler).

El acoplador DP/PA, es un dispositivo de unión física entre Profibus PA y Profibus DP, realiza su trabajo en pareja, esto le permite mantener una comunicación bajo una red redundante con los distribuidores de campo activos (AFDis).

Los distribuidores de campo activos (AFDis), reparten la comunicación Profibus PA a través de cables de derivación, soportan hasta 5 dispositivos Profibus PA conectados al bus, además está integrado a la categoría de equipos con protección a riesgo de zonas explosivas.

Acoplador DP/PA FDC 157 – 0 con distribuidores de campo activos:

El acoplador DP/PA FDC 157-0 con función de diagnóstico representa una transición entre PROFIBUS DP y PROFIBUS PA. Los distribuidores de campo

activos conectan los aparatos de campo con la línea principal y proporcionan una distribución de campo sólida.

El uso de una pareja de acopladores DP/PA y de distribuidores de campo permite asimismo el funcionamiento redundante en un ramal PA en las siguientes variantes:

- Redundancia de acoplador con el distribuidor de campo AFS.
- Redundancia en anillo con un máximo de 8 distribuidores de campo activos AFD.
- Redundancia en anillo con un máximo de 5 distribuidores de campo activos en caso de empleo mixto de AFD y AFDiS.

La propiedad de soportar el peligro en zonas explosivas, permite el montaje de los AFDiS en zonas con altas temperaturas, y en constante contacto con polvo, ideal para montarlo en zonas del ingenio azucarero.

La redundancia en anillo, se logra configurando una estructura en anillo con 2 acopladores DP/PA FDC 157 – 0, este servicio permite tener 4 AFDiS para abarcar las 20 señales provenientes de los transmisores, que en este caso deben contar con comunicación Profibus PA.

Técnicamente los acopladores son transparentes en la programación del sistema de control, es decir que los equipos Profibus PA, se enlazan directamente a la línea de la red Profibus DP.

La redundancia en anillo permite:

- Conmutación entre el acoplador principal y el partner, en caso se produzca fallas en el acoplador principal.
- Comunicación bidireccional en los ramales PA, en caso se produzca rupturas de cable.
- Mantenimiento de transmisores PA, en caso de averías, sin perder el servicio de la Red Profibus PA.

4.2.9. Comparación de arquitecturas

ARQUITECTURA #1

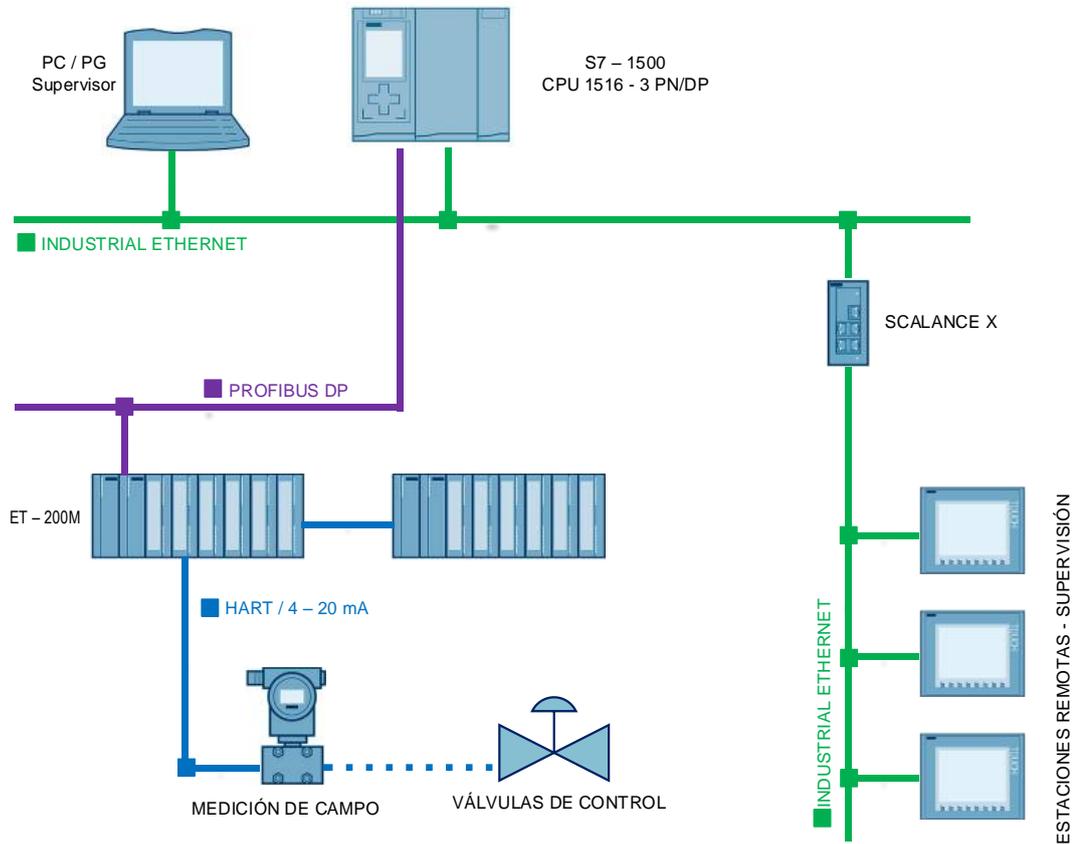


Ilustración 61: Arquitectura de Red #1

VENTAJAS	DESVENTAJA
Comunicación de alta velocidad a nivel de Control, con Profibus DP y Profinet.	Pérdida de transmisión en caso de ruptura de cables, debido a que no presenta redundancia.
Bajo costo en dispositivos de Periferia	Instrumentación con menos funcionalidad por tener HART.
Bajo costo en dispositivos de campo	Dispositivos muy modulares
Bajo costo en la implementación	
No requiere de mucha especialización del operador técnico.	

Tabla 18: Ventajas y desventajas de la Arquitectura de Red #1

ARQUITECTURA #2

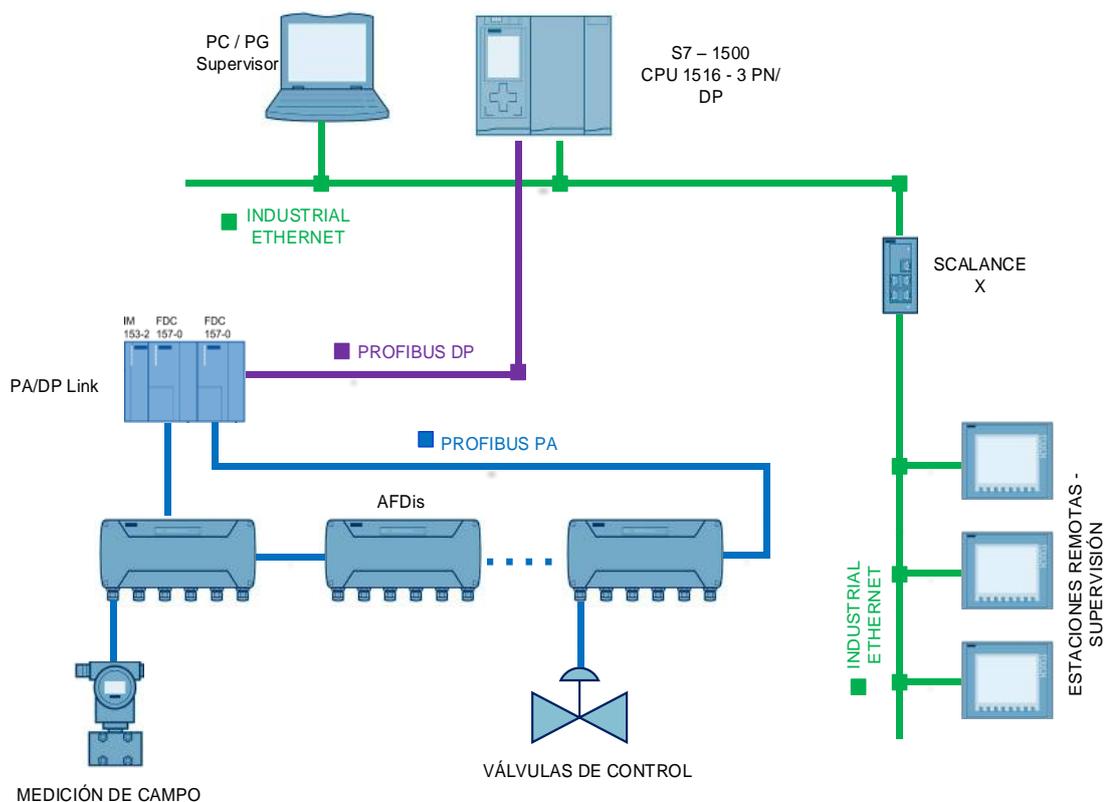


Ilustración 62: Arquitectura de Red #2

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<i>Comunicación de alta velocidad a nivel de Control, con Profibus DP y Profinet.</i>	<i>Costo de equipos muy elevada</i>
<i>Sistema de arquitectura redundante</i>	<i>Costo de implementación muy elevada</i>
<i>Disminución de tiempos muertos por reparación o re calibración de instrumentos.</i>	<i>Costo de mantenimiento muy elevada</i>
<i>Acceso a zonas con Peligro de explosión</i>	<i>Cableado robusto a nivel de campo</i>
<i>Instrumentación más sofisticada debido a Profibus PA.</i>	

Tabla 19: Ventajas y desventajas de la Arquitectura de Red #2

4.3. Cálculo y dimensionamiento de equipos

Los instrumentos presentes en el diseño de control, cuentan con normas y estándares para su dimensionamiento, lo cual permite elaborar un dimensionamiento adecuado, teniendo en cuenta las indicaciones que estos estándares nos proporcionan

Instrumentos:

- Transmisores de presión Absoluta.
- Transmisores de Temperatura.
- Transmisores de presión diferencias.
- Válvulas de control.
- Equipos deprimógeno.

4.3.1. Dimensionamiento de válvulas

Las válvulas de control son dimensionadas no solo teniendo en cuenta el tamaño, sino también en la capacidad que tiene la válvula, al paso del fluido, esto conlleva a estandarizar el coeficiente que refleja la capacidad de la válvula.

El C_v definido como: "Caudal de agua en galones USA por minuto que pasa a través de una válvula en posición completamente abierta y con una pérdida de carga de una libra por pulgada cuadrada" [Instrumentación Industrial - Creus].

Estándares de dimensionamiento:

- ANSI/ISA – 75.01.01.202 (60534-2-1 Mod.) "Flow Equations for Sizing Control Valves".
- IEC – 534 – 1987 "Válvulas de Control de Procesos Industriales"

El K_v es un término usado por la IEC, y se define como “Caudal de agua en m^3/hr que pasa a través de una válvula a una apertura dada y con una pérdida de carga de 1 bar”

La equivalencia entre los coeficientes K_v y C_v para una válvula totalmente abierta es:

$$K_v = 0.86 C_v [m^3/hr]$$

$$C_v = 1.16 K_v [Gpm]$$

Para lograr un buen dimensionamiento de la válvula, el caudal máximo del cálculo debe ser de 15 – 60 % superior al máximo del proceso. Este aumento constituye un factor de seguridad para evitar que la válvula tenga que regular en una posición extrema de completa apertura o próxima a ella. Los valores prácticos utilizados son 25 %, de este modo la válvula trabaja en los 2/3 de su carrera, que es la mejor zona de trabajo. La normativa ISA recomienda que las válvulas trabajen en un 80 % de su carrera total [Instrumentación Industrial - Creus].

Cálculo del K_v para fluidos incomprensibles - Líquidos:

$$K_v = Qv(25\%) * \sqrt{\frac{\rho}{\Delta P * 1000}}$$

Donde:

K_v = Coeficiente volumétrico.

$Qv(25\%)$ = Flujo volumétrico aumentado en un 25 % [m^3/h].

ρ = Densidad del fluido [kg/m^3].

ΔP = Caída de presión.

Cálculo del K_v para fluidos comprensibles – Vapor:

La fórmula general indica que el coeficiente volumétrico K_v , para el vapor es:

$$K_v = \frac{W (1 + 0.0013 * T)}{16\sqrt{\Delta p(p_1 + p_2)}}$$

Donde:

W = Flujo másico – +25 % [kg/hr].

T = Temperatura del vapor [°C].

$\Delta p = p_1 - p_2$, caída de presión [bar].

Cuando el vapor de agua alcanza la velocidad de saturación se aplica:

$$\text{Si } \Delta p = \frac{p_1}{2} \rightarrow \Delta p = \frac{p_1}{2} = p_2$$

Entonces la fórmula quedaría de la siguiente forma:

$$K_v = \frac{W * (1 + 0.0013 * T)}{13.85 * p_1}$$

Válvula de control – Reductora de Presión 300 – 30 Psi – PVC.03.3.001.A

Condiciones de Operación:

- Flujo másico = 8000 kg/hr
- Presión de ingreso = 300 Psi
- Presión de salida = 30 Psi
- Caída de presión = 270 Psi
- Temperatura del fluido = 300 °C
- Temperatura ambiente = 35 – 38 °C
- Diámetro de la tubería = 4 pulg – Schd 80.
- Accionamiento = Proporcional, Isoporcentual
- Actuador = Neumático
- Posicionador = Electrónico [HART – Primera Arquitectura] [Profibus PA – Segunda Arquitectura].
- Presión – Aire de Alimentación = máx. 100 Psi.

Asegurando las condiciones de operación de la válvula reemplazamos en la fórmula, con la finalidad de calcular el Kv requerido.

$$Kv = \frac{W(1 + 0.0013 * T)}{16\sqrt{\Delta p(p_1 + p_2)}}$$

$W = 8000 \text{ kg/hr.}$

$W + 25 \% = 10000 \text{ kg/hr}$

$T = 300 \text{ °C.}$

$p_1 = 300 \text{ Psi} = 20.68 \text{ Bar.}$

$p_2 = 30 \text{ Psi} = 2.068 \text{ Bar}$

$$Kv = \frac{10000 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} (1 + 0.0013 * 300)}{16\sqrt{18.61 \text{ Bar}(20.68 \text{ Bar} + 2.068 \text{ Bar})}}$$

$$Kv = 42.22 \quad Cv = 48.9$$

Selección de válvula y accesorios según oferta de Forbes Marshall [Ver hoja técnica en Apéndice]:

- Válvula globo 4" 350 lbs / 6N8 – L1 – LS2
- Diámetro Nominal 4 inch
- Coeficiente volumétrico de seguridad $Kv = 42.22$

Válvula de control – Reductora de Presión 30 – 15 Psi – PVC.03.2.002.A

Condiciones de Operación:

- Flujo másico = 30500 kg/hr
- Presión de ingreso = 30 Psi
- Presión de salida = 15 Psi
- Caída de presión = 15 Psi
- Temperatura del fluido = 130 °C
- Temperatura ambiente = 35 – 38 °C

- Diámetro de la tubería = 20 pulg – Schd 80.
- Accionamiento = Proporcional, Isoporcentual
- Actuador = Neumático
- Posicionador = Electrónico [HART – Primera Arquitectura] [Profibus PA – Segunda Arquitectura].
- Presión – Aire de Alimentación = máx. 100 Psi.

Asegurando las condiciones de operación de la válvula reemplazamos en la formula, con la finalidad de calcular el Kv requerido, debido a que el vapor de 15 Psi es saturado usaremos la fórmula siguiente:

$$K_v = \frac{W * (1 + 0.0013 * T)}{13.85 * p_1}$$

$W = 30500 \text{ kg/hr.}$

$W + 25 \% = 38125 \text{ kg/hr}$

$T = 130 \text{ °C.}$

$p_1 = 30 \text{ Psi} = 2.068 \text{ Bar.}$

$$K_v = \frac{38125 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} * (1 + 0.0013 * 130)}{13.85 * 2.068 \text{ Bar}}$$

$$K_v = 1244.84 \quad C_v = 1444.02$$

Selección de válvula y accesorios según oferta de Forbes Marshall [Ver hoja técnica en Apéndice]:

- Válvula globo 16" 150 lbs / 6N7 – P1
- Diámetro Nominal 16 inch
- Coeficiente volumétrico de seguridad $K_v = 1244.84$

Válvula de control – Agua de Saturación – TVC.03.3.003.A

Condiciones de Operación:

- Flujo volumétrico = 11.3 m³/hr
- Presión de ingreso = 350 Psi = 24.13 Bar
- Caída de presión permisible = 1.5 Bar
- Temperatura del fluido = 90 °C
- Temperatura ambiente = 35 – 38 °C
- Diámetro de la tubería = 0.75 pulg – Schd 80.
- Actuador = Neumático
- Accionamiento = Proporcional, Isoporcentual
- Posicionador = Electrónico [HART – Primera Arquitectura] [Profibus PA – Segunda Arquitectura].
- Presión – Aire de Alimentación = máx. 100 Psi.

Asegurando las condiciones de operación de la válvula reemplazamos en la formula, con la finalidad de calcular el Kv requerido:

$$K_v = Qv * \sqrt{\frac{\rho}{\Delta P * 1000}}$$

$$Qv = 11.3 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$Qv + 25 \% = 14.125 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\Delta P = 1.5 \text{ Bar.}$$

$$\rho = 968.41 \text{ kg/m}^3$$

$$K_v = 14.125 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \sqrt{\frac{968.41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1.5 \text{ bar} * 1000}}$$

$$K_v = 11.35 \quad C_v = 13.17$$

Selección de válvula y accesorios según oferta de Forbes Marshall [Ver hoja técnica en Apéndice]:

- Válvula globo 3 / 4" 410 lbs / 8C1 – P1
- Diámetro Nominal 3 / 4 inch
- Coeficiente volumétrico de seguridad $K_v = 11.35$

Válvula de control – Purga Condensado – FVC.03.3.004.A

- Flujo volumétrico = máx. 25 m³/hr
- Presión – Condensado = máx. 25 Psi
- Fluido = Agua Condensada
- Temperatura del fluido = máx. 130 °C
- Temperatura ambiente = 35 – 38 °C
- Diámetro de la tubería = 1.5 pulg – Schd 40.
- Accionamiento = ON / OFF
- Actuador = Neumático
- Presión– Aire de alimentación = máx. 100 Psi
- Caída de presión - Aire = máx. 50 Psi

Selección de válvula y accesorios según Catálogo de BRAY [Ver hoja técnica en Apéndice]:

- Válvula Serie 30
- Actuador Serie 92
- Diámetro Nominal DN 50

Válvula de control – Seguridad – FCV.03.3.004.A

- Fluido = Aire Comprimido
- Temperatura del fluido = máx. 20 °C
- Temperatura ambiente = 35 – 38 °C
- Conexión= Manguera neumática N°6

- Accionamiento = ON / OFF
- Actuador = Eléctrico – 24 Vdc
- Presión– Aire de alimentación = máx. 100 Psi
- Caída de presión - Aire = máx. 50 Psi

4.3.2. Dimensionamiento de transmisores

Transmisor de Presión Absoluta:

Para la selección de los transmisores de temperatura, se han agrupado variables con las mismas características de proceso, ambientales y físicas, de tal forma que la selección se realizara teniendo en cuenta estas características en común.

1 GRUPO:

- Presión de vapor colector principal – PIT.03.3.001.A.
- Presión de agua de saturación - PIT.03.3.005.A.
- Presión de vapor en ingreso a Turbo Generadores - PIT.03.2.008.A.
- Presión de vapor en ingreso a Turbinas de Trapiche - PIT.03.2.009.A.

2 GRUPO:

- Presión en el lazo de control de 30 Psi - PIT.03.3.002.A.
- Presión en escape de Turbo Generadores - PIT.03.2.004.A.
- Presión en escape de Turbinas de Trapiche - PIT.03.2.007.A.
- Presión en escape de Turbo bombas - PIT.03.2.003.A.
- Presión en el lazo de control de 15 Psi - PIT.03.3.006.A.
- Presión en el ingreso a los Pre-evaporadores - PIT.03.3.010.A.

Para homologar el tema de instrumentación, proponemos un solo tipo de instrumento, que reúna las características siguientes:

- Presión de proceso – 1 GRUPO: > 350 Psi.

- Temperatura de proceso – 2 GRUPO: < 100 Psi.
- Temperatura Ambiente: 35 – 38 °C
- Tipo de salida: HART (Arquitectura #1), PROFIBUS (Arquitectura #2)
- Grado de Protección: mín. IP 65
- Conexión eléctrica: Bornera de tornillos
- Conexión con proceso: 1 pulg. NPT roscada.
- Visualización: Pantalla LCD incorporada.

Los equipos de instrumentación usados para la medición de la temperatura son del paquete SITRANS de la marca SIEMENS

Selección:

SITRANS P, SERIE DS III - 7MF4233 SERIE PRESIÓN ABSOLUTA con Rango de medida de 8.3 mbar a 30 bar (0.12 a 435 psi), HART – PROFIBUS PA. [Ver hoja técnica en apéndice].

SITRANS P, SERIE DS III conduce la presión del proceso a través de la conexión del proceso (3) al cabezal de medición (2). Se continúa transmitiendo a través de la membrana de separación (4) y el líquido de relleno (5) sobre el sensor de presión de silicio (6) y con ello se desvía su membrana de medición. Cuatro piezo resistencias dotadas en la membrana de medición y conectadas en puente modifican su valor de resistencia. El cambio de resistencia actúa con una tensión de salida de puente proporcional a la presión de entrada. Los transmisores con un margen de medición ≤ 63 bares miden la presión de entrada contra atmósfera, los de márgenes de medición ≥ 160 bares contra vacío.

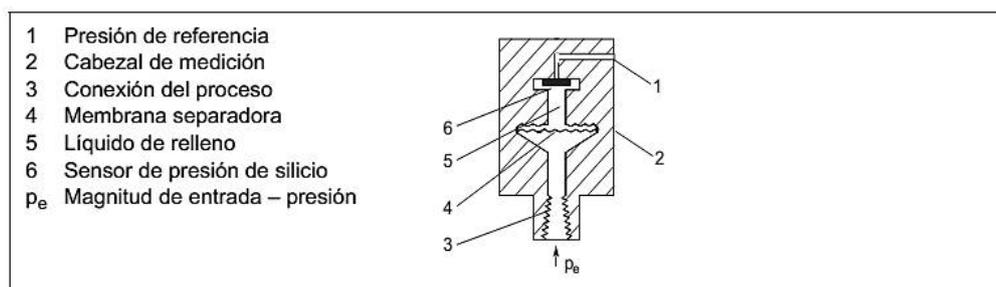


Ilustración 63: Cabezal de medición con presión
Fuente: Instrucciones de servicio "Sitrans P DS III"

En la medición de gases se recomienda instalar el transmisor por encima del punto de toma de presión y tender el conductor a presión con una pendiente constante al punto de toma de presión para que pueda fluir hacia el conducto principal el condensado generado y no se invalide el valor de medición.

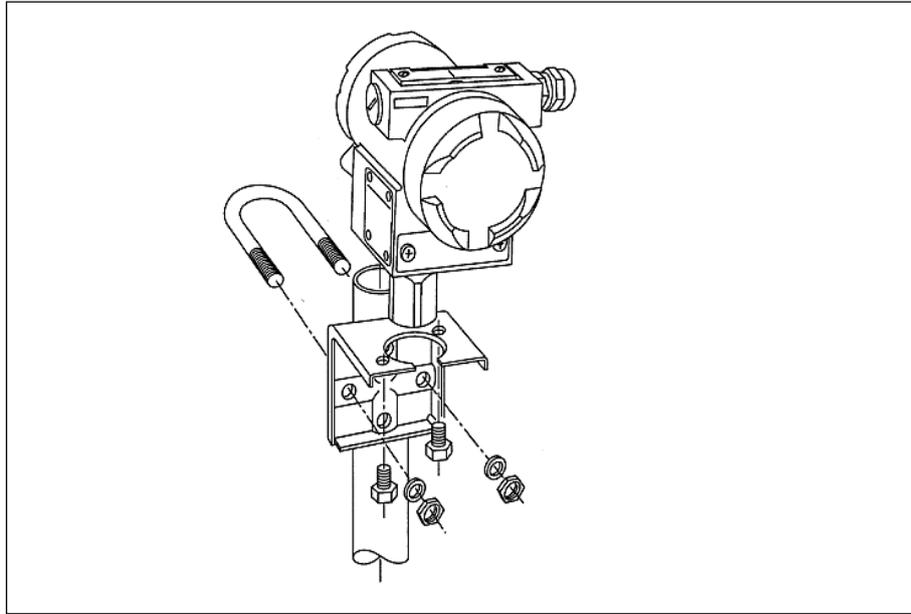
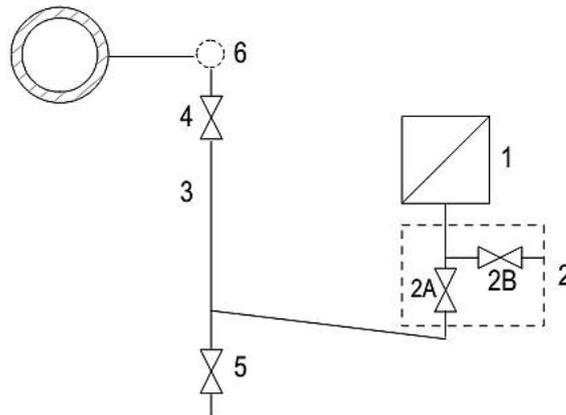


Ilustración 64: Fijación del transmisor Sitrans P
Fuente: Instrucciones de servicio "Sitrans P DS III"

Para la medición y puesta en marcha del transmisor, Siemens recomienda:

Disposición inicial: todas las válvulas de cierre cerradas

1. Abra la válvula de cierre (2B).
2. Aplique al convertidor la presión que corresponde al inicio de medición a través de la conexión de prueba del dispositivo de cierre (2).
3. Compruebe y dado caso corrija el inicio de medición.
4. Cierre la válvula (2B).
5. Abra la válvula de cierre (4) en el racor de toma de presión.
6. Abra la válvula de cierre (2A).



- 1 Transmisor
- 2 Dispositivo de cierre
 - A Válvula de cierre al proceso
 - B Válvula de cierre para la conexión de prueba o tornillo de purga de aire
- 3 Conducto de presión
- 4 Válvula de cierre
- 5 Válvula de descarga
- 6 Depósito de compensación (solamente para vapor)

Ilustración 65: Medición de vapor

Fuente: Instrucciones de servicio "Sitrans P DS III"

Transmisor de presión diferencial:

Los transmisores de presión diferencial, han sido seleccionados con la finalidad de medir el flujo de vapor en:

- Flujo de vapor de ingreso a Turbinas de Trapiche - FIT.03.2.002.A.
- Flujo de vapor de ingreso a Turbo Generadores - FIT.03.2.001.A

Condiciones de proceso:

- Flujo másico – FIT.03.2.001.A: 67000 kg/hr.
- Presión en FIT.03.2.001.A: 300 Psi.
- Temperatura en FIT.03.2.001.A: 300 °C
- Flujo másico – FIT.03.2.002.A: 30500 kg/hr.
- Presión en FIT.03.2.002.A: 300 Psi.
- Temperatura en FIT.03.2.002.A: 300 °C.
- Presión diferencial propuesta: 100'' H2O
- Instrumento Primario: Placa de Orificio.
- Temperatura Ambiente: 35 – 38 °C
- Tipo de salida: HART (Arquitectura #1), PROFIBUS (Arquitectura #2)

- Grado de Protección: mín. IP 65
- Conexión eléctrica: Bornera de tornillos
- Visualización: Pantalla LCD incorporada.

Los equipos de instrumentación usados para la medición de la temperatura son del paquete SITRANS de la marca SIEMENS

Selección:

SITRANS P, SERIE DS III - 7MF4433 con rango de medida de 1mbar a 30 bar, HART – PROFIBUS PA. [Ver hoja técnica en apéndice].

La presión diferencial se transmite a través de las membranas separadoras (7) y el líquido de relleno (8) al sensor de presión de silicio (5). Al exceder los límites de medición se desvía la membrana de sobrecarga (6) hasta que una de las membranas separadoras (7) entre en contacto con el cuerpo del cabezal de medición (4) y con ello proteja al sensor de presión de silicio (5) contra la sobrecarga. Por medio de la presión diferencial existente se desvía la membrana de medición. Cuatro piezo resistencias dotadas en la membrana de medición y conectadas en puente modifican su valor de resistencia. El cambio de resistencia actúa con una tensión de salida de puente proporcional a la presión diferencial.

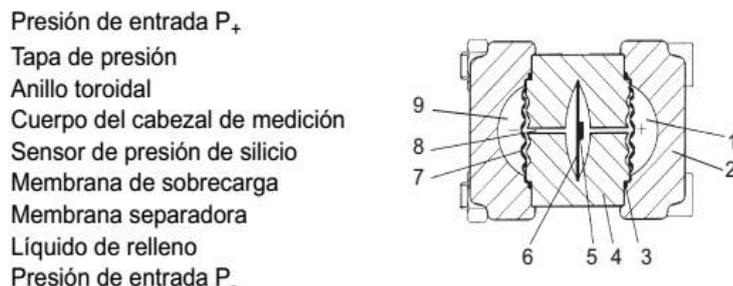


Ilustración 66: Cabezal de medición con presión diferencial

Fuente: Instrucciones de servicio "Sitrans P DS III"

En la medición de vapor y líquidos el convertidor de medición debe instalarse por debajo del punto de toma de presión y el conducto a presión se debe tender con pendiente constante hacia el punto de toma de presión para que las inclusiones de gas puedan escapar al conducto principal.

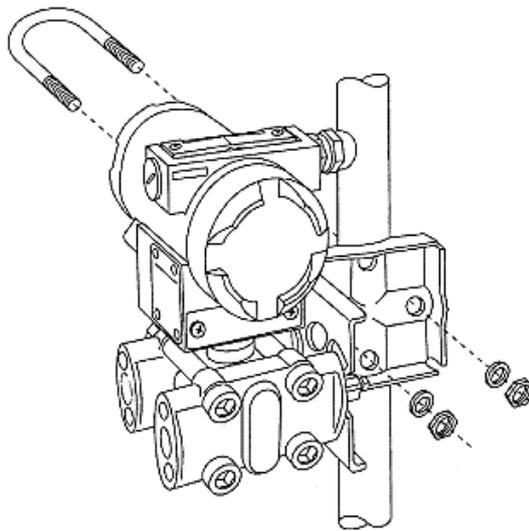


Ilustración 67: Fijación del transmisor con ángulo de montaje
Fuente: Instrucciones de servicio "Sitrans P DS III"

Para la medición y puesta en marcha del transmisor, Siemens recomienda:

1. Abra las dos válvulas de cierre (5) en los racores de toma de presión.
2. Abra la válvula de compensación (2).
3. Espere hasta que el vapor en los conductos de presión efectiva (4) y en los depósitos de compensación (13) se condense.
4. Abra un poco la válvula de presión efectiva (3A) y la válvula de aireación en la cámara positiva del transmisor (1) hasta que salga condensado exento de aire.
5. Cierre la válvula de aireación.
6. Abra un poco la válvula de aireación en la cámara negativa del transmisor (1) hasta que salga condensado exento de aire.
7. Cierre la válvula de presión efectiva (3A).
8. Abra un poco la válvula de presión efectiva (3B) hasta que salga condensado exento de aire, luego ciérrela.
9. Cierre la válvula de aireación en la cámara negativa (1).
10. Abra la válvula de presión efectiva (3A) 1/2vuelta.
11. Compruebe y dado caso corrija el punto cero (4 mA) para inicio de medición 0mbar.
12. Cierre la válvula de compensación (2).
13. Abra completamente las válvulas de presión efectiva (3A y 3B).

- 1 Transmisor
- 2 Válvula de compensación
- 3 Válvulas de presión efectiva
- 4 Conductos de presión efectiva
- 5 Válvulas de cierre
- 7 Válvulas de evacuación
- 10 Sensor de presión efectiva
- 13 Depósitos de compensación
- 14 Aislamiento

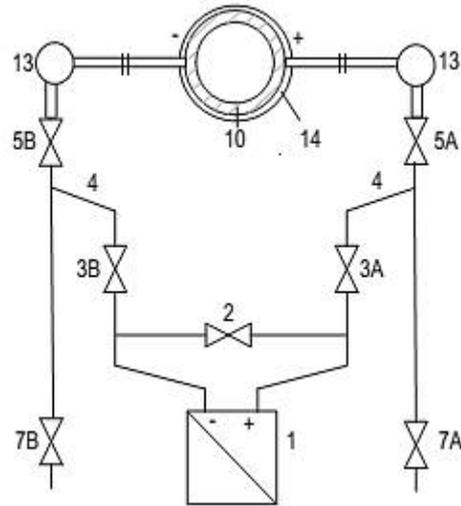


Ilustración 68: Medición de vapor - diferencial
Fuente: Instrucciones de servicio "Sitrans P DS III"

Transmisor de Temperatura:

Para la selección de los transmisores de temperatura, se han agrupado variables con las mismas características de proceso, ambientales y físicas, de tal forma que la selección se realizara teniendo en cuenta estas características en común.

1 GRUPO:

- Temperatura del vapor de escape en Turbo bombas - TIT.03.2.002.A.
- Temperatura del vapor de escape en Turbo Generadores - TIT.03.2.003.A.
- Temperatura de vapor, salida del Saturador - TIT.03.3.004.A.
- Temperatura vapor reducido a 15 Psi - TIT.03.3.005.A.
- Temperatura vapor de escape Turbinas Trapiche - TIT.03.2.006.A.

2 GRUPO:

- Temperatura vapor colector principal - TIT.03.3.001.A.
- Temperatura vapor de ingreso a Turbo Generadores - TIT.03.2.007.A.
- Temperatura vapor de ingreso a Turbinas de Trapiche - TIT.03.2.008.A.

Para homologar el tema de instrumentación, proponemos un solo tipo de instrumento, que reúna las características siguientes:

- Temperatura de proceso – 1 GRUPO: 150 °C
- Temperatura de proceso – 2 GRUPO: 300 °C
- Temperatura Ambiente: 35 – 38 °C
- Tipo de sensor: Pt 100 (100 Ohm/°C)
- Tipo de salida: HART (Arquitectura #1), PROFIBUS (Arquitectura #2)
- Grado de Protección: mín. IP 65
- Conexión eléctrica: Bornera de tornillos
- Visualización: Pantalla LCD incorporada.

Los equipos de instrumentación usados para la medición de la temperatura son del paquete SITRANS de la marca SIEMENS

Selección:

Transmisores de temperatura SITRANS TF con rango de medida de 0 a 2200 Ohm, HART – PROFIBUS PA. [Ver hoja técnica en apéndice]

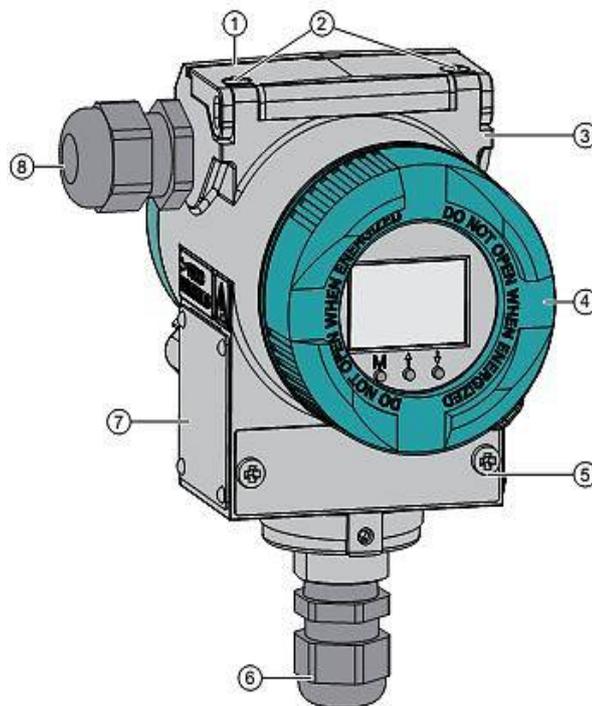


Ilustración 69: Transmisor de temperatura Sitrans TF
Fuente: Instrucciones de servicio "Sitrans TF"

La conexión con el proceso se realiza mediante sensores de resistencia variable, y el montaje se realiza siguiendo la misma modalidad del transmisor de Presión Absoluta.

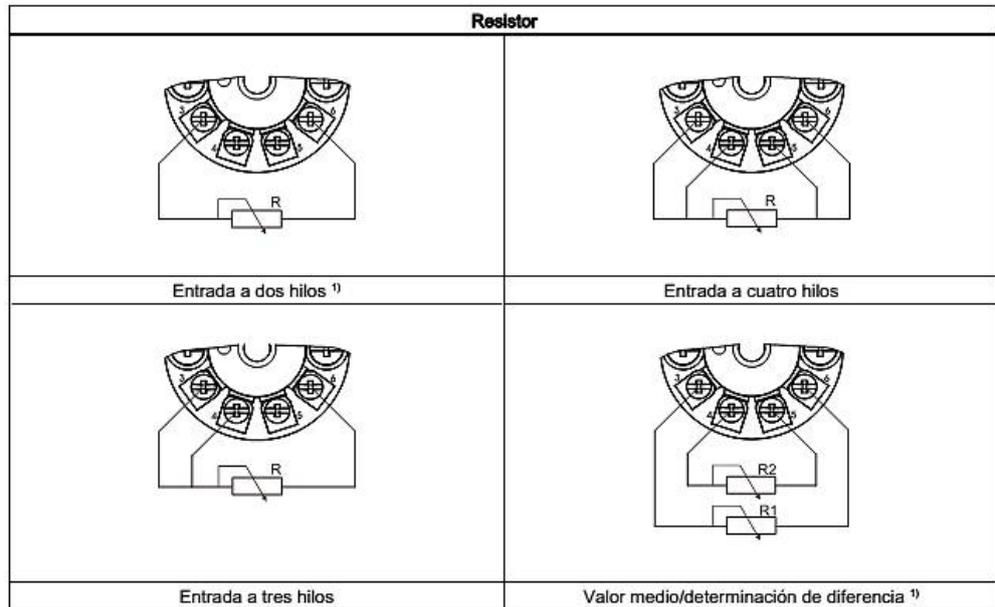


Ilustración 70: Conexión eléctrica de Sitrans TF
Fuente: Instrucciones de servicio "Sitrans TF"

4.3.3. Dimensionamiento de elementos primarios

El cálculo y dimensionamiento de los elementos primarios usados para la medición del flujo por presión diferencial, a través de la placa de orificio se rigen bajo la norma ISO 5167 – 1980.

Instruments Toolkit software:

El dimensionamiento de los elementos primarios usados para la medición del flujo en las tuberías que transportan el vapor desde el colector, hacia las turbinas de planta eléctrica y trapiche, han sido desarrollado usando el software Instruments Toolkit, que es una herramienta de diseño proporcionada por Rosemount.

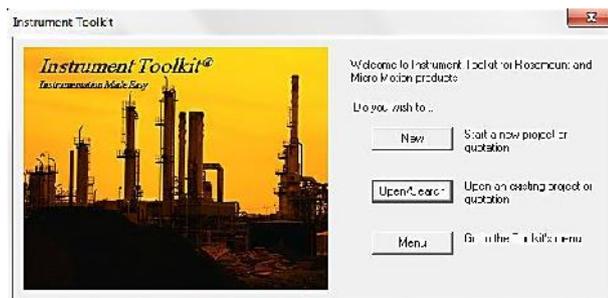


Ilustración 71: Ventana de iniciación
Fuente: Instruments Toolkit

Desde la ventana principal, elegimos el tipo de variable que deseo usar para el cálculo, luego elegimos el método de medición, en ese caso usamos presión diferencia.

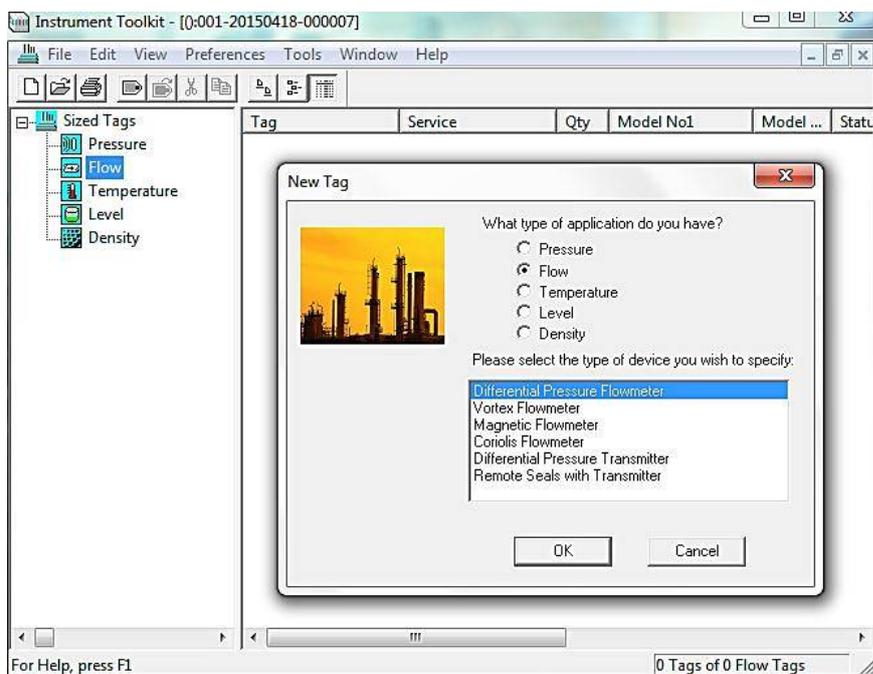


Ilustración 72: Ventana de configuración del Tag
Fuente: Instruments Toolkit

Al hacer clic en el botón “OK”, se abrirá la ventana de información del instrumento de medición.

Información del elemento primario en tubería de vapor para Planta Eléctrica

El elemento primario FE.03.2.001.A (ASME Flow Nozzle), proporciona servicio midiendo el flujo de vapor sobrecalentado en el ingreso a Planta Eléctrica, con un diámetro en tubería de 10 pulgadas, Schedule 40.

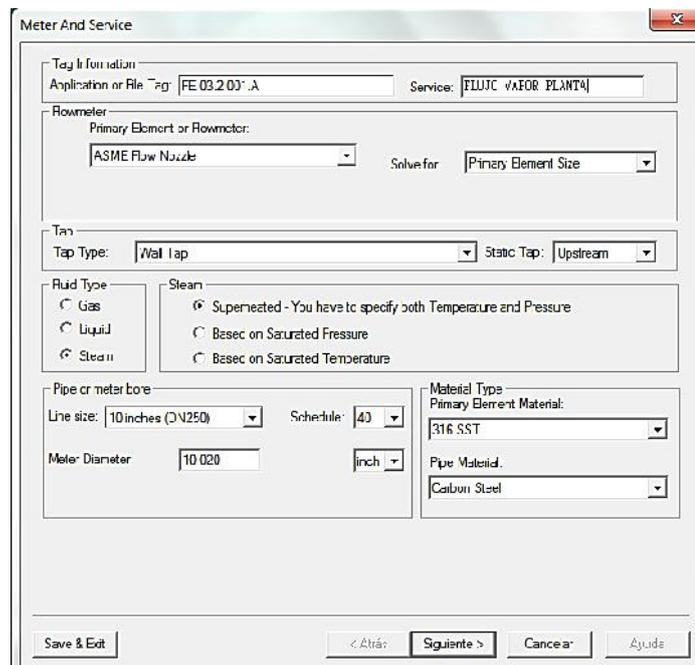


Ilustración 73: Configuración de condiciones del elemento FE.03.2.001.A
Fuente: Instruments Toolkit

En el siguiente paso se debe proporcionar la información del proceso:

- Flujo nominal = 67 TVH
- Presión máxima del fluido = 310 psi
- Temperatura máxima = 310 °C

Adicionalmente a estos datos, debemos indicar que los cálculos y mediciones se realizarán en base a una diferencia de presión de 100 pulgadas de H₂O.

Process Information

Process Variables	Minimum	Normal	Maximum	Full Scale/Design	Units
Flow rate:	40000	50000	60000	67000	lb/hr
Pressure:	270	300	310	350	psig
Temperature:	270	300	310	350	C

Fluid Properties at Normal Flowing Conditions		Base Reference Conditions	
Density:	0.512366991 lb.ft ³	Pressure:	
Compressibility:	0.943353 9-	Temperature:	
Viscosity:	0.02005721 cP	Density:	
Isentropic Exponent:	1.259717 71	Preferred DP:	DP @ Full Scale
Atmospheric Pressure:	14.696 psia	DP/Unit:	100 inH ₂ O@68F

Save & Exit < Atrás Siguiente > Cancelar Ayuda

Ilustración 74: Información del proceso en el elemento FE.03.2.001.A
Fuente: Instruments Toolkit

Resultados del cálculo

Results

Bore Size	Bore Size	(Beta)
<input type="radio"/> Nearest 1/8" bore - greater than preferred DP	4.875 inch	0.4866
<input checked="" type="radio"/> Special bore - equal to preferred DP	4.960 inch	0.4950
<input type="radio"/> Nearest 1/8" bore - less than preferred DP	5.000 inch	0.4990

Calculated Data	Minimum	Normal	Maximum	Full	Units
Flowrate:	0.100	50000.000	60000.000	67000.000	lb/hr
Differential pressure:	0.00	53.69	94.12	100.00	inH ₂ O@68F

The value for the Differential pressure must be greater than or equal to 2.00" H₂O for best performance.

Values at normal flow	
Bore Reynolds Number (Rd)	3158395.7
Pipe Reynolds Number (RD)	565357.2
Minimum Accurate Flow:	9466.24 lb/hr
Beta (d/D)	0.4950
Discharge Coefficient	0.99283
Gas Expansion Factor(Y1)	0.99600

Save & Exit < Atrás Siguiente > Cancelar Ayuda

Ilustración 75: Resultados del elemento FE.03.2.001.A
Fuente: Instruments Toolkit

- Diámetro del orificio = 4.960 pulgadas
- Beta = 0.4950

- Coeficiente de descarga = 0.99283
- Reynolds = 3158695.7

Información del elemento primario en tubería de vapor para Trapiche

El elemento primario FE.03.2.002.A (ASME Flow Nozzle), proporciona servicio midiendo el flujo de vapor sobrecalentado en el ingreso a Planta Eléctrica, con un diámetro en tubería de 8 pulgadas, Schedule 40.

Ilustración 76: Configuración de condiciones del elemento FE.03.2.002.A
Fuente: Instruments Toolkit

En el siguiente paso se debe proporcionar la información del proceso:

- Flujo nominal = 26 TVH
- Presión máxima del fluido = 310 psi
- Temperatura máxima = 310 °C

Adicionalmente a estos datos, debemos indicar que los cálculos y mediciones se realizarán en base a una diferencia de presión de 100 pulgadas de H₂O.

Process Information

Process Variables	Minimum	Normal	Maximum	Full Scale/Design	Units
Flow rate:	5000	10000	24000	26000	lb/hr
Pressure:	270	300	310	350	psig
Temperature:	270	300	310	350	C

Fluid Properties at Normal Flowing Conditions		Base Reference Conditions	
Density:	0.54238590 lb.ft3	Pressure:	
Compressibility:	0.943353194	Temperature:	
Viscosity:	0.020057212 cP	Density:	
isentropic Exponent:	1.299717176	Preferred DP: DP @ Full Scale	
Atmospheric Pressure: 14.696 psia		DP/Unit:	100 H ₂ O @ 58F

Save & Exit < Atrás Siguiente > Cancelar Ayuda

Ilustración 77: Información del proceso en el elemento FE.03.2.002.A
Fuente: Instruments Toolkit

Resultados del cálculo

Results

Bore Size		
	Bore Size	(Beta)
<input type="radio"/>	Nearest 1/8" bore - greater than preferred DP	3.000 inch 0.3759
<input checked="" type="radio"/>	Special bore - equal to preferred DP	3.121 inch 0.3911
<input type="radio"/>	Nearest 1/8" bore - less than preferred DP	3.125 inch 0.3916

Calculated Data					
	Minimum	Normal	Maximum	Full	
Flowrate:	0.100	20000.000	24000.000	26000.000	lb/hr
Differential pressure:	0.00	59.17	85.21	100.00	in H ₂ O @ 30F

The value for the Differential pressure must be greater than or equal to 2.00" H₂O for best performance.

Values at normal flow			
Bore Reynolds Number (Rb)	2007838.7	Rea (A/D)	0.3911
Pipe Reynolds Number (Rp)	786261.6	Discharge Coefficient	0.99189
Minimum Accurate Flow:	3686.49 lb/hr	Gas Expansion Factor (Y ₁)	0.95596

Save & Exit < Atrás Siguiente > Cancelar Ayuda

Ilustración 78: Resultados del elemento FE.03.2.002.A
Fuente: Instruments Toolkit

- Diámetro del orificio = 3.121 pulgadas
- Beta = 0.3911
- Coeficiente de descarga = 0.99189

- Reynolds = 2007838.7

4.3.4. Dimensionamiento de termo resistencia

El sensor PT-100 es un sensor de temperatura que basa su funcionamiento en la variación de resistencia a cambios de temperatura del medio. El elemento consiste en un arrollamiento fino de platino bobinado entre capas de material aislante y protegido por un revestimiento cerámico.

El material que forma el conductor (Platino), posee un coeficiente de temperatura de resistencia α , el cual determina la variación de la resistencia del conductor por cada grado que cambia su temperatura según la siguiente ecuación:

$$R_t = R_o(1 + \alpha * t)$$

Donde:

R_o =Resistencia en Ω (Ohms) a 0°C.

R_t =Resistencia en Ω (Ohms) a t°C.

t =Temperatura actual

α =Coeficiente de temperatura.

El fabricante que proporcionará el modelo de sensor PT-100 será Andean Instruments, con su distribuidor Peruano INGECO Z.S, quienes fabrican sensores PT-100 de 2 materiales: SS316 (Acero inoxidable 316) y Cu (Cobre).

Características técnicas:

Tipo de sensor: Resistencia de platino 100 Ω a 0°C

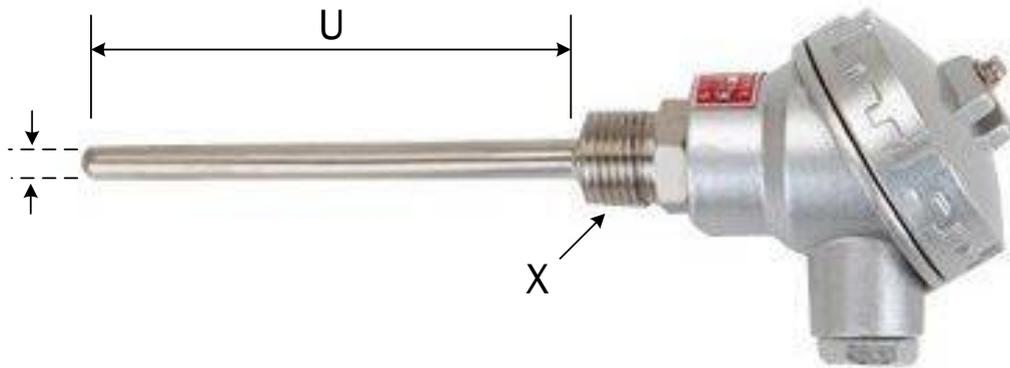
Rango de t° operativo: 0 a 400°C

Material del cuerpo: Incomel 600

Exactitud: 0.5°C

Conexión: 3 cables (RTD, RTD, Compensación)

Para especificar las características, modelo y tipo de PT-100 que necesitamos para alguna aplicación, la marca mencionada proporciona un código de especificación:



PT100 M - d - U - X

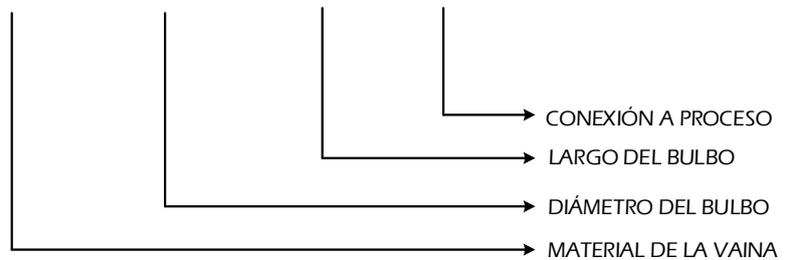


Ilustración 79: Nomenclatura de dimensiones del PT100
Fuente: Ficha técnica INGECO Z.S

Con lo cual se especificará las características del sensor. Debido a que este sensor es de altas prestaciones, podríamos realizar el detalle de un solo modelo, que permitirá ser usado en las condiciones de proceso para los puntos de medición.

Selección:

PT100 – SS316 – 6 – 100 – ½" NTPM, que representa a un sensor PT100 de Acero Inoxidable 316, con un diámetro del bulbo 6mm, largo del bulbo 100mm y con conexión a proceso de ½" NTP Macho. [Ver hoja técnica en apéndice]

4.4. Programación de Algoritmos

La programación del sistema de control se describe a continuación:

4.4.1. Escalamiento de señales analógicas

La función “Escalar valores” (SCALE) toma un valor entero en la entrada IN y lo convierte en un valor real, convirtiéndolo a escala en un rango comprendido entre un límite inferior y un límite superior (LO_LIM y HI_LIM). El resultado se escribe en la salida OUT. La función SCALE aplica la fórmula siguiente:

$$OUT = [FLOAT(IN) - \frac{K1}{K2 - K1} * (HI_{LIM} - LO_{LIM}) + LO_{LIM}]$$

Las constantes K1 y K2 se aplican de forma diferente, dependiendo de si el valor de entrada es BIPOLAR o UNIPOLAR.

- BIPOLAR: Se supone que el valor entero de entrada debe estar entre -27648 y 27648, por lo tanto, $K1 = -27648.0$ y $K2 = +27648.0$
- UNIPOLAR: Se supone que el valor entero de entrada debe estar entre 0 y 27648, por lo tanto, $K1 = 0.0$ y $K2 = +27648.0$

Si el valor entero de entrada queda fuera del rango comprendido entre los límites inferior y superior de su tipo (BIPOLAR o UNIPOLAR), la salida (OUT) se une al valor límite más cercano (a LO_LIM o a HI_LIM), y se devuelve un error.

Se puede efectuar la conversión escalar inversa programando los límites de tal forma que el límite inferior sea mayor que el límite superior ($LO_LIM > HI_LIM$). En la conversión escalar inversa el valor de la salida disminuye cuando aumenta el valor de la entrada.

Parámetro	Declaración	Tipo de datos	Área de memoria	Descripción
EN	Entrada	BOOL	E, A, M, D, L	La entrada de habilitación con estado de señal 1 activa el cuadro.
ENO	Salida	BOOL	E, A, M, D, L	La salida de habilitación tiene el estado de señal 1 si la función se ejecuta sin errores.
IN	Entrada	INT	E, A, M, D, L, P, o constante	Valor de entrada a convertir a escala en valor REAL.
HI_LIM	Entrada	REAL	E, A, M, D, L, P, o constante	Límite superior del rango escalar.
LO_LIM	Entrada	REAL	E, A, M, D, L, P, o constante	Límite inferior del rango escalar.
BIPOLAR	Entrada	BOOL	E, A, M, D, L	El estado de señal 1 indica que el valor de entrada es bipolar; con el estado de señal 0 indica que es unipolar.
OUT	Salida	REAL	E, A, M, D, L, P, o constante	Resultado de la conversión a escala.
RET_VAL	Salida	WORD	E, A, M, D, L, P	Da el valor W#16#0000 cuando la función se ejecuta sin errores; si los valores son distintos de W#16#0000, véase la información sobre errores.

Tabla 20: Parámetros de FC105
Fuente: Manual de servicio TIA PORTAL v13

Si el valor entero de entrada queda fuera del rango comprendido entre los límites inferior y superior de su tipo (BIPOLAR o UNIPOLAR), la salida (OUT) se fija al valor límite más cercano (a LO_LIM o a HI_LIM), y se devuelve un error. El estado de señal de la salida de habilitación (ENO) se pone a 1 y el valor de respuesta (RET_VAL) toma el valor W#16#0008.

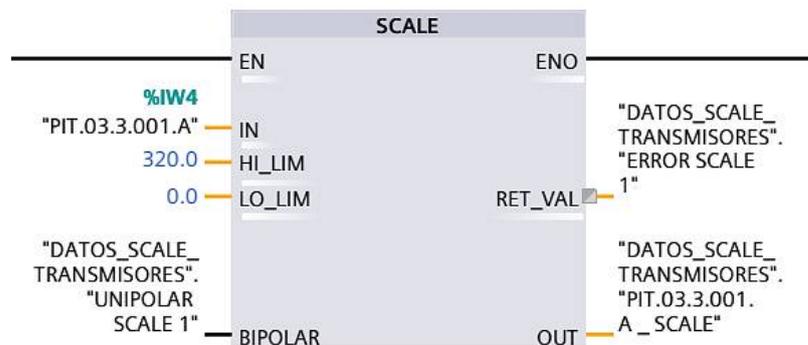


Ilustración 80: Bloque de escalamiento PIT.03.3.001.A

La función SCALE del ejemplo anterior se ejecuta de inmediato. El valor entero del tag PIT.03.3.001.A se convierte en un valor REAL escalar entre 0.0 y 320.0, y éste se escribe en la salida OUT del tag PIT.03.3.001.A_SCALE. El valor de entrada es BIPOLAR, tal como lo indica el estado de señal de la entrada “UNIPOLAR SCALE 1”. Si la función se ejecuta sin errores, los estados de señal de la salida de habilitación (ENO) se ponen a 1 (activadas), y el valor de respuesta toma el valor W#16#0000.

4.4.2. Desescalamiento de señales analógicas

La función “Desescalar valores” (UNSCALE) toma en la entrada IN un valor real que está ajustado a escala en un rango comprendido entre un límite inferior y un límite superior (LO_LIM y HI_LIM), y lo convierte en un valor entero. El resultado se escribe en la salida OUT. La función UNSCALE aplica la fórmula siguiente:

$$OUT = \left[\left(IN - \frac{LO_{LIM}}{HI_{LIM}} - LO_{LIM} \right) * (K2 - K1) \right] + K1$$

Las constantes K1 y K2 se aplican de forma diferente, dependiendo de si el valor de entrada es BIPOLAR o UNIPOLAR.

- BIPOLAR: Se supone que el valor real de entrada debe estar entre – 27648 y 27648, por lo tanto, K1 = –27648.0 y K2 = +27648.0
- UNIPOLAR: Se supone que el valor real de entrada debe estar entre 0 y 27648, por lo tanto, K1 = 0.0 y K2 = +27648.0

Si el valor real de entrada queda fuera del rango comprendido entre los límites inferior y superior de su tipo (BIPOLAR o UNIPOLAR), la salida (OUT) se fija al valor límite más cercano (a LO_LIM o a HI_LIM), y se devuelve un error.

Parámetro	Declaración	Tipo de datos	Area de memoria	Descripción
EN	Entrada	BOOL	E, A, M, D, L	La entrada de habilitación con estado de señal 1 activa el cuadro.
ENO	Salida	BOOL	E, A, M, D, L	La salida de habilitación tiene el estado de señal 1 si la función se ejecuta sin errores.
IN	Entrada	REAL	E, A, M, D, L, P, o constante	Valor de entrada a desescalar convirtiéndolo en un valor entero.
HI_LIM	Entrada	REAL	E, A, M, D, L, P, o constante	Límite superior del rango escalar.
LO_LIM	Entrada	REAL	E, A, M, D, L, P, o constante	Límite inferior del rango escalar.
BIPOLAR	Entrada	BOOL	E, A, M, D, L	El estado de señal 1 indica que el valor de entrada es bipolar; con el estado de señal 0 indica que es unipolar.
OUT	Salida	INT	E, A, M, D, L, P, o constante	Resultado del desescalado.
RET_VAL	Salida	WORD	E, A, M, D, L, P	Da el valor W#16#0000 cuando la función se ejecuta sin errores; si los valores son distintos de W#16#0000, véase la información sobre errores.

Tabla 21: Parámetros de FC106
Fuente: Manual de servicio TIA PORTAL v13

Si el valor real de entrada queda fuera del rango comprendido entre los límites inferior y superior de su tipo (BIPOLAR o UNIPOLAR), la salida (OUT) se une al valor límite más cercano (a LO_LIM o a HI_LIM), y se devuelve un error. El estado de señal de la salida de habilitación (ENO) se pone a 0, y el valor de respuesta (RET_VAL) toma el valor W#16#0008.

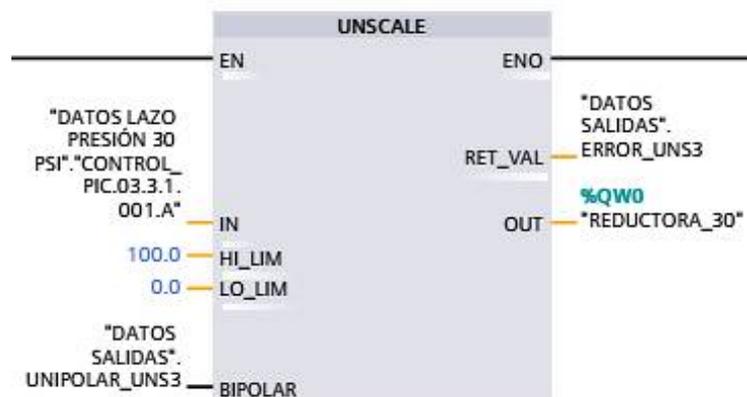


Ilustración 81: Bloque de desescalamiento de PIC.03.3.1.001.A

La función UNSCALE se ejecuta de inmediato. En este ejemplo, el valor REAL del tag CONTROL_PIC.03.3.001.A, escalado entre 0.0 y 100.0 se convierte

en un valor INTEGER, y éste se escribe en la salida OUT física %QW0 del tag REDUCTORA_30. El valor de entrada es BIPOLAR, tal como lo indica el estado de señal de la entrada UNIPOLAR_UN3. Si la función se ejecuta sin errores, los estados de señal de la salida de habilitación (ENO se ponen a 1 (activadas), y el valor de respuesta (RET_VAL) toma el valor W#16#0000.

4.4.3. PID_Compact (Lazo de saturación)

La instrucción PID_Compact se utiliza para controlar procesos técnicos con variables continuas de entrada y salida.

Nota

Ejecute la instrucción PID en intervalos regulares del tiempo de muestreo (preferentemente en un OB cíclico). Puesto que el lazo PID necesita cierto tiempo para responder a los cambios del valor de control, no debe calcularse el valor de salida en cada ciclo. No ejecute la instrucción PID en el OB de ciclo del programa principal (p. ej. OB 1).

El valor de salida del regulador PID está formado por tres acciones:

- P (proporcional): cuando se calcula con la acción "P", el valor de salida es proporcional a la diferencia entre la consigna y el valor de proceso (valor de entrada).
- I (integral): cuando se calcula con la acción "I", el valor de salida aumenta en proporción a la duración de la diferencia entre la consigna y el valor de proceso (valor de entrada) para corregir la diferencia al final.
- D (derivativo): cuando se calcula con la acción "D", el valor de salida aumenta como una función de la tasa de incremento de cambio de la diferencia entre la consigna y el valor de proceso (valor de entrada). El valor de salida se corrige a la consigna lo más rápido posible.

El regulador PID utiliza la siguiente fórmula para calcular el valor de salida de la instrucción

PID_Compact.

$$y = K_p[(b * w - x) + \frac{1}{T_i * s}(w - x) + \frac{T_d * s}{a * T_d * s + 1}(c * w - x)]$$

Donde:

- | | |
|--|------------------------------|
| y : Valor de consigna | w : Consigna |
| K_p : Ganancia proporcional | T_i : Tiempo integral |
| T_D : Tiempo derivativo | x : Valor de proceso |
| s : Operador laplaciano | a : Retardo derivativo |
| b : Ponderación de acción proporcional | c : Ponderación derivativa |

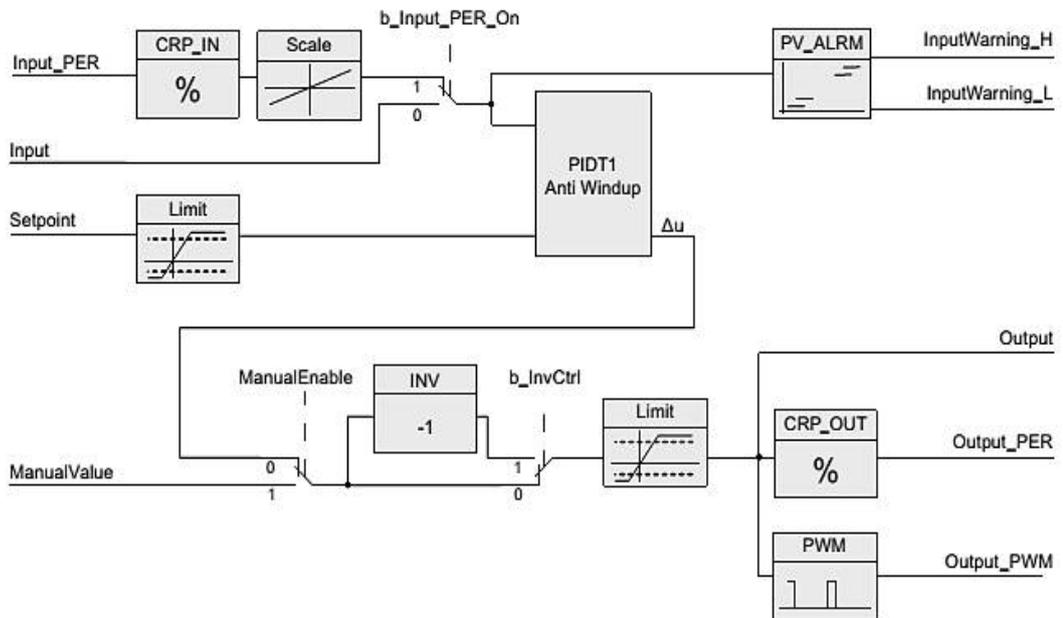


Ilustración 82: Bloque de operación de PID_Compact
Fuente: Manual de servicio "PID_Compact"

En el bloque PID_Compact usado para el control de la temperatura en la línea de saturación, está compuesta de la siguiente forma:

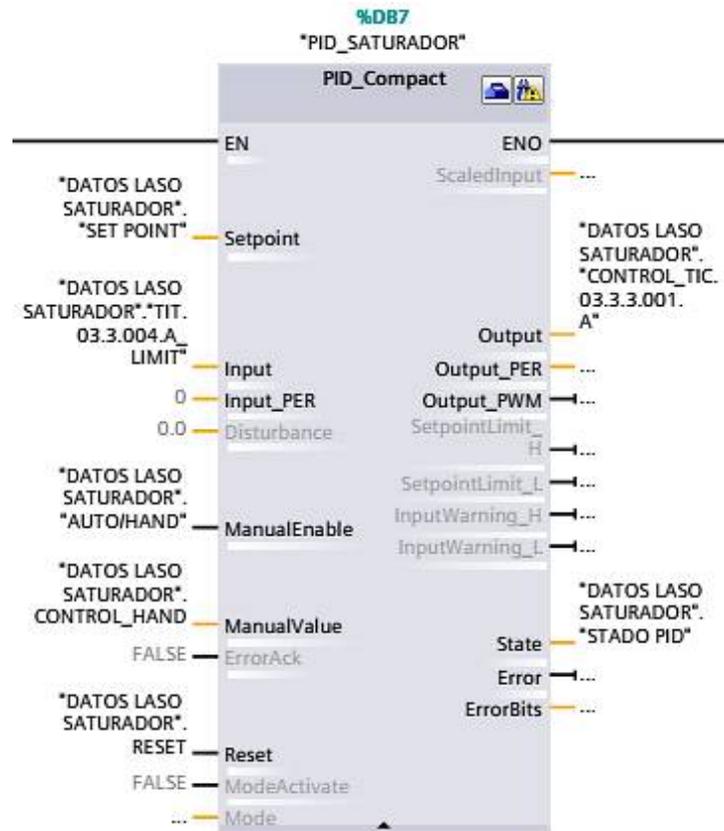


Ilustración 83: Bloque de control en el lazo del saturador

- SETPOINT (Setpoint): Es la consigna del regulador PID en modo automático, el valor predeterminado del bloque es 0.0. Para este caso, la consigna de la temperatura de saturación, depende de la presión del vapor en el ingreso a los Pre – Evaporadores.
- TIT.03.3.004.A (Input): Es el valor de proceso medido.
- AUTO/HAND (ManualEnable): Activa o desactiva el modo de operación manual. El valor predeterminado es FALSE.
- CONTROL_HAND (ManualValue): Indica el valor de proceso para la operación en modo manual.
- RESET (Reset): El parámetro Reset reinicia el regulador. Valor predeterminado: FALSE.
- STADO PID (State): El valor de esta variable muestra el estado actual del regulador PID.

- CONTROL TIC.03.3.3.001.A (Out): Muestra el valor de salida del controlador PID.

4.4.4. CONT_C (Lazo de reducción de presión)

$$LMN_t = GAIN[ERROR + \frac{1}{TI} \int ERROR dt + TD \frac{d(ERROR)}{dt}]$$

Este bloque de función se puede utilizar de muchas maneras en un proceso de regulación, como regulador con consigna fija o formando parte de una estructura de bucles complejos (cascada, mezcla, relación etc.). En este caso se utiliza en consigna fija. Debido a que este bloque de función se basa en un algoritmo matemático PID, tendrá que ejecutarse cíclicamente, y los resultados matemáticos de dicho algoritmo y todos los valores de los parámetros que se explican a continuación se guardan en un DB. Por lo tanto, por cada FB41 se necesita un DB de instancia.

Algoritmo PID

El algoritmo PID trabaja como un algoritmo de posición. Las acciones proporcional, integral (INT) y derivado (DIF) están conectadas en paralelo y se pueden activar o desactivar individualmente. Esto permite configurar controladores P, PI, PD y PID. Controladores puros I y D también son posibles

Valor manipulado

El valor manipulado se puede limitar a un valor seleccionado usando la función LMNLIMIT. La función LMN_NORM normaliza la salida de LMNLIMIT según la siguiente fórmula:

$$LMN = (\text{output of LMNLIMIT}) * LMN_{FAC} + LMN_{OFF}$$

Donde:

LMN_FAC tiene el valor 1 por defecto y LMN_OFF 0.

El valor manipulado también está disponible en el formato periférico. La función CRP_OUT convierte el valor en coma flotante LMN a un valor periférico de acuerdo con la siguiente fórmula:

$$LMN_{PER} = LMN * \frac{27648}{100}$$

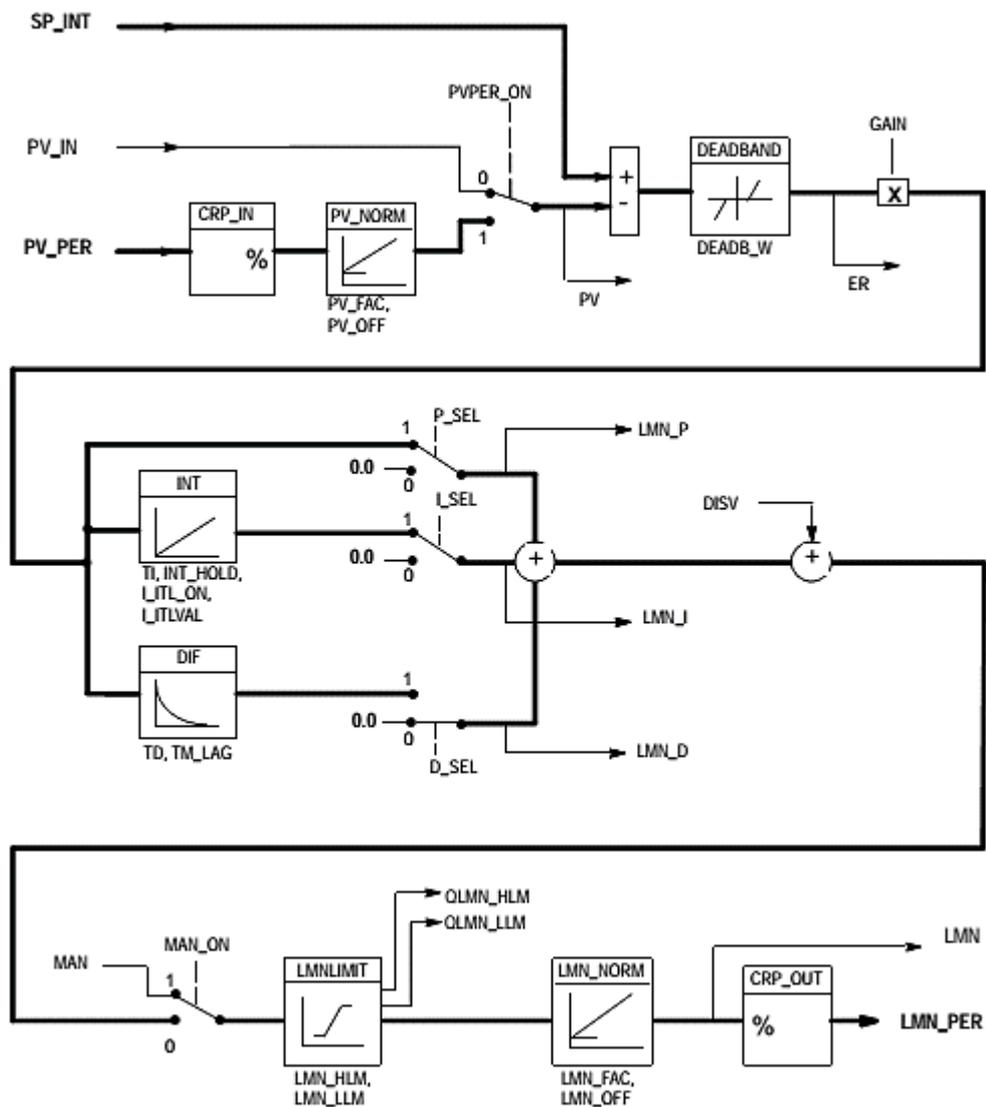


Ilustración 84: Bloque de operación de CONT_C
Fuente: Manual de servicio "CONT_C"

El diagrama de bloques del regulador CONT_C la podemos dividir en tres etapas:

- Etapa Superior: Se compara el valor real de la variable de proceso y el valor de consigna para poder crear el error de regulación.

- Etapa Intermedia: Al error se le aplica un regulador (P, PI, PID), se establecen los parámetros en cada controlador, lee la salida que corresponde a los parámetros del regulador elegido teniendo en cuenta la perturbación establecido en el error, lo cual origina la salida del regulador.
- Zona Inferior: Utiliza la salida que origina el regulador manual o automáticamente, para establecer límites y preparar la salida definitiva como número real (%) y en formato de periferia.

Parámetros del bloque de función CONT_C - FB_41

- SP_INT: Con este parámetro se fija la consigna del bucle de regulación; se trata de un número real y, normalmente, de un porcentaje (0.0 % hasta 100.0 %). De todas formas, se puede introducir directamente el valor de la magnitud física, por ejemplo, 50 mmH2O si se trata de presión diferencial, o 75 % si se trata de nivel, o 50 TVH si se trata de caudal másico.
- PV_IN: Si se utiliza esta entrada se tiene que adaptar el valor entero que proporciona el sensor con las demás funciones del autómatas para convertirlo en valor real, y para que, de este modo, la función realice una correcta comparación con SP_INT. Se utiliza cuando el valor del PV es real (entre el 0.0 % y el 100.0 %) o haya sido adaptado al valor de la magnitud física (en formato real DWORD).
- GAIN: es la ganancia proporcional del regulador y puede adquirir cualquier valor real positivo o negativo. Cuando se requiere una acción “directa” en la regulación del proceso, el parámetro GAIN debe tener un valor positivo y, cuando se trate de una acción inversa, un valor negativo.
- TI: es el tiempo de la acción integral y su unidad se fijará en segundos. El valor mínimo de este parámetro está relacionado con

el parámetro CYCLE ($TI \geq \text{CYCLE}$) y tiene un valor inicial de 20 segundos (T#20S).

- TD: el tiempo y la unidad de la acción derivativa; se fija en segundos. El valor mínimo de este parámetro está relacionado con el parámetro CYCLE ($TD \geq \text{CYCLE}$) y tiene un valor inicial de 10 segundos (T#10S).
- MAN_ON: todos los reguladores pueden funcionar en manual o en automático. Si este bit es "1", el valor del parámetro MAN se transfiere a la salida del regulador.
- LMN: es la salida de la función LMN_NORM, y proporciona la salida definitiva en porcentaje (sólo de lectura).

Bloque de control PID – Lazo de control en estación reductora de 30 psi.

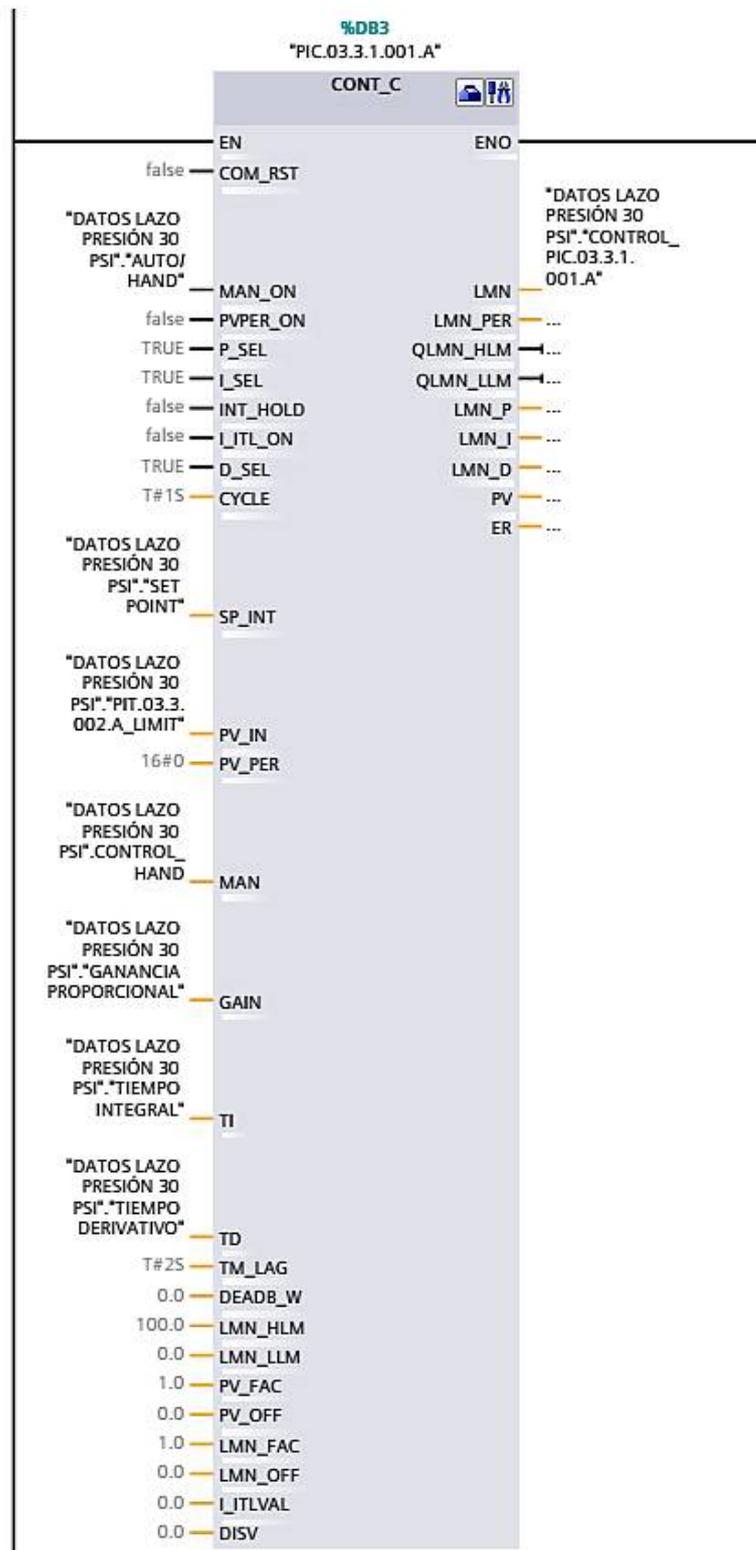


Ilustración 85: Bloque de control en el lazo de presión de 30 psi

Bloque de control PID – Lazo de control en estación reductora de 15 psi

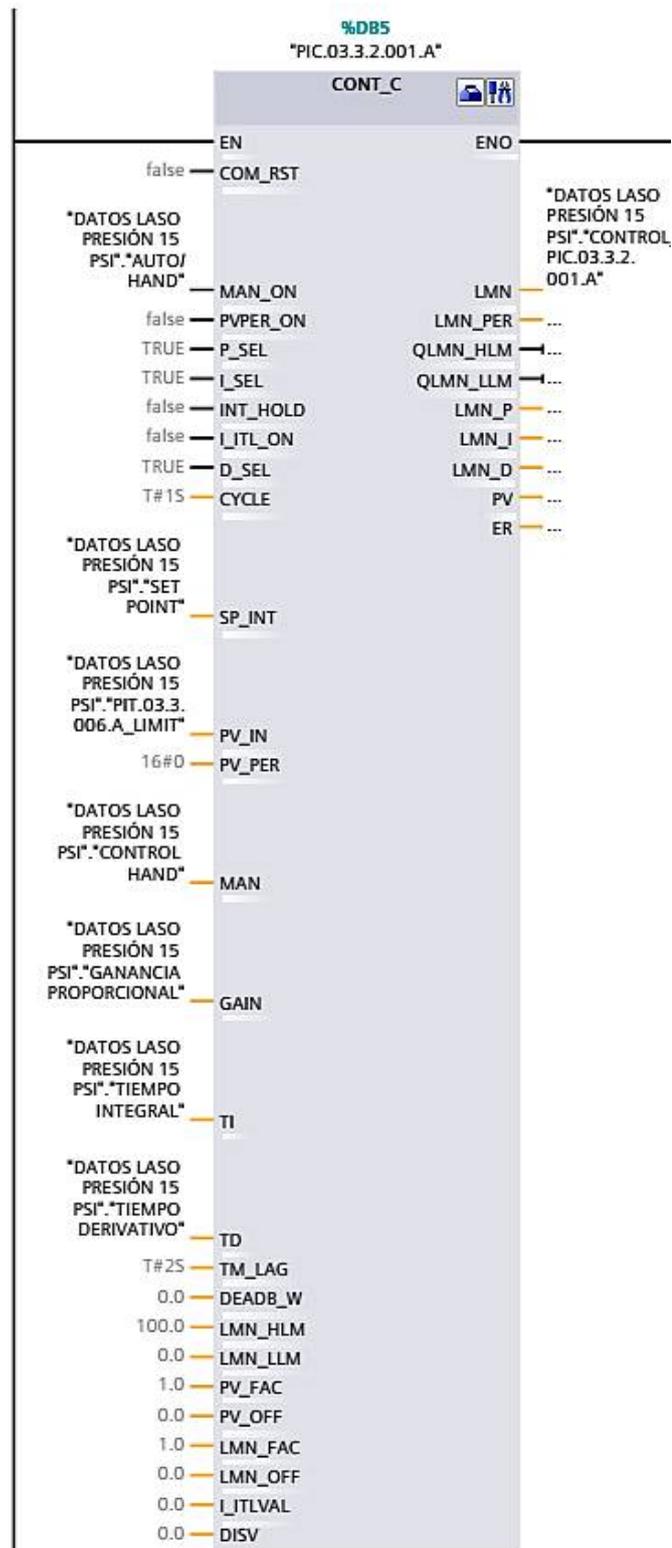


Ilustración 86: Bloque de control en el lazo de presión de 15 psi

4.4.5. Temperatura de saturación

El algoritmo que se ha usado para realizar el cálculo de la temperatura de saturación, está basado en la fórmula de Antoine:

$$tvs = -227.03 + \frac{3816.44}{18.3036 - \ln(7.5 * p)}$$

Donde:

p = presión del vapor [Kpa - Absoluta]

tvs = temperatura de saturación del vapor [°C]

Bloque de datos:

DATOS BLOQUE TEMP SATURACION		
Nombre	Tipo de datos	Valor de arranque
▼ Static		
Presión Abs	Real	0.0
Presión Kpa_FORMULA	Real	0.0
AA	Real	0.0
BB	Real	0.0
CC	Real	0.0
DD	Real	0.0
TEMP_SATURACIÓN	Real	0.0

Tabla 22: Datos del algoritmo en la temperatura de saturación

Desarrollo del algoritmo:

- Debemos convertir los valores de presión manométrica a valores de presión absoluta, para luego usar los valores en Kpa (Kilo Pascal). Para realizar esto usamos el bloque de suma ADD, para sumar 14.69 psi a la presión manométrica y luego multiplicar el factor 6.8948 con el bloque MUL, para convertir las unidades de psi a Kpa.

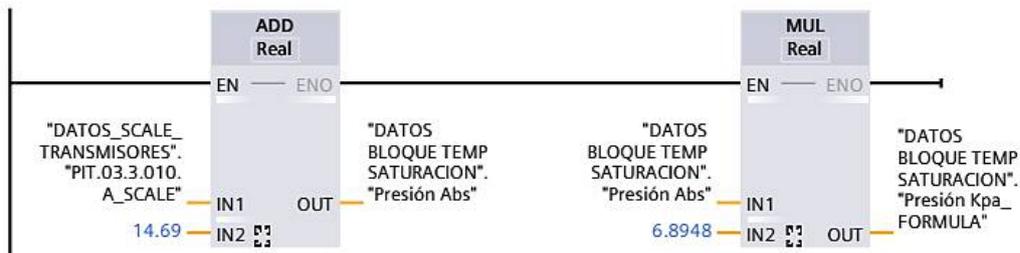


Ilustración 87: Conversión de valores manométricos - valores de proceso

- Multiplicamos al valor del tag “Presión Kpa_FÓRMULA” por 7.5 y aplicamos logaritmo natural con el bloque LN. El valor de la multiplicación se almacena en la variable “AA” y el valor de la función LN se almacena en “BB”.



Ilustración 88: Conversión a valores manométricos - valores de diseño

- Para los siguientes cálculos se aplican las funciones SUB para realizar la resta del factor 18.3036 y la variable “BB”. Este valor resultante de la resta es almacenado en “C” y divide al factor 3816.44.



Ilustración 89: Cálculo de operando BB

- Al resultado de la división se le resta 227.03 y por último se mueve con la función MOV al valor del set point para el lazo de control de saturación del vapor.

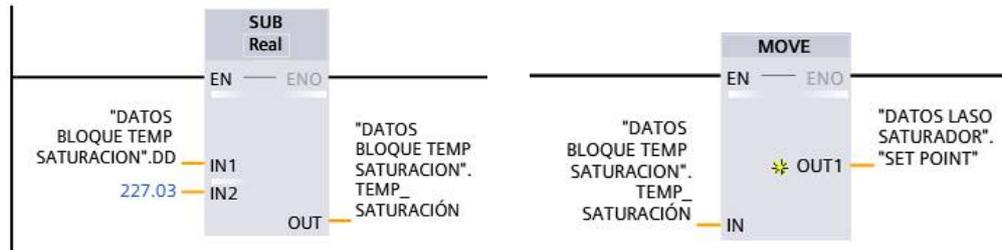


Ilustración 90: Aplicación del resultado al Set point

4.4.6. Corrección y totalización del flujo medido

El algoritmo que se ha usado para realizar el cálculo de la temperatura de saturación, está basado en la fórmula Universal de los Gases:

$$\text{Flujo Corregido} = \text{Flujo medido} * PC * TC$$

Donde:

PC =Factor de corrección por presión

TC =Factor de corrección por Temperatura

$$PC = \sqrt{\frac{Pf}{Pd}}$$

Pf = Presión del fluido [psia]; Pd = Presión de diseño[psia]

$$TC = \sqrt{\frac{Tf}{Td}}$$

Tf = Temperatura del fluido[°R]; Td = Temperatura de diseño[°R]

$\text{Flujo Corregido} \rightarrow \text{Acumulador}$ (1 segundo)

$\text{Acumulador} = \text{Acumulador} + \text{Flujo Corregido}$

Bloque de datos:

Debido a que el algoritmo usado para la compensación del flujo corregido en planta eléctrica y en trapiche son los mismos, solo tomaremos los datos en la corrección del flujo en planta eléctrica.

DATOS_COMP_TOT_PLANTA		
Nombre	Tipo de datos	Valor de arranque
▼ Static		
PRESIÓN_DISEÑO	Real	0.0
TEMPERATURA_DISEÑO	Real	0.0
F1	Real	0.0
PC	Real	0.0
F2	Real	0.0
TC	Real	0.0
FACTOR_CORRECCIÓN	Real	0.0
FLUJO_CORREGIDO	Real	0.0
SCAN	Bool	false
FLUJO_TON	Real	0.0
AUX_TOT	Bool	false
FLUJO_TOTALIZADO	Real	0.0
RESET_TOT	Bool	false
PRESIÓN_DISEÑO_ABS	Real	0.0
TEMPERATURA_DISEÑO_ABS	Real	0.0
PRESIÓN_FLUIDO_ABS	Real	0.0
TEMPERATURA_FLUIDO_ABS	Real	0.0
START_TOT	Bool	false

Tabla 23: Datos del algoritmo en la compensación y totalización del flujo

Desarrollo del algoritmo – FLUJO CORREGIDO

- Debemos asignar los valores de presión y temperatura de diseño para las condiciones de trabajo en el flujo de vapor.

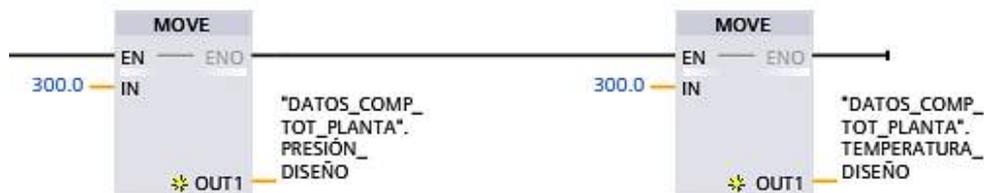


Ilustración 91: Asignación de valores de diseño

- Convertimos las magnitudes de las condiciones de diseño a magnitudes absolutas, en el caso de la temperatura se debe convertir las unidades de °C (celsius) a °R (Rankine).

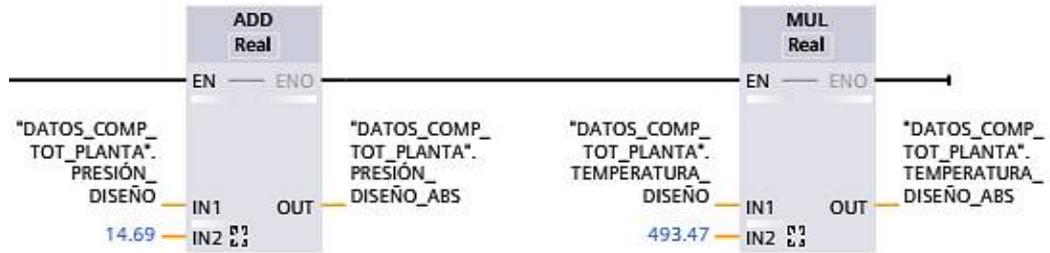


Ilustración 92: Conversión de valores de diseño a valores absolutos

- Realizamos el mismo paso anterior, a las magnitudes actuales del fluido.

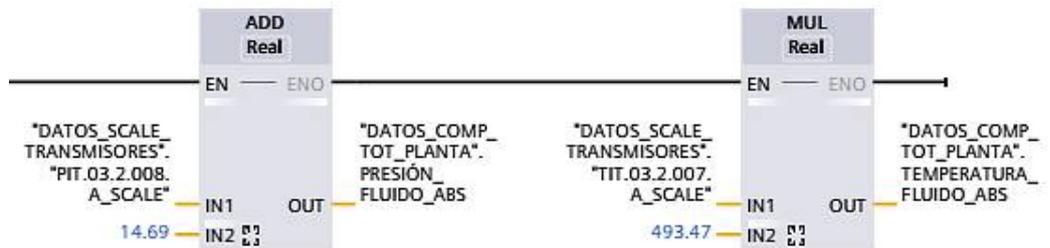


Ilustración 93: Conversión de valores de proceso a valores absolutos

- Calculamos el factor de corrección por presión usando el algoritmo de la ecuación correspondiente.

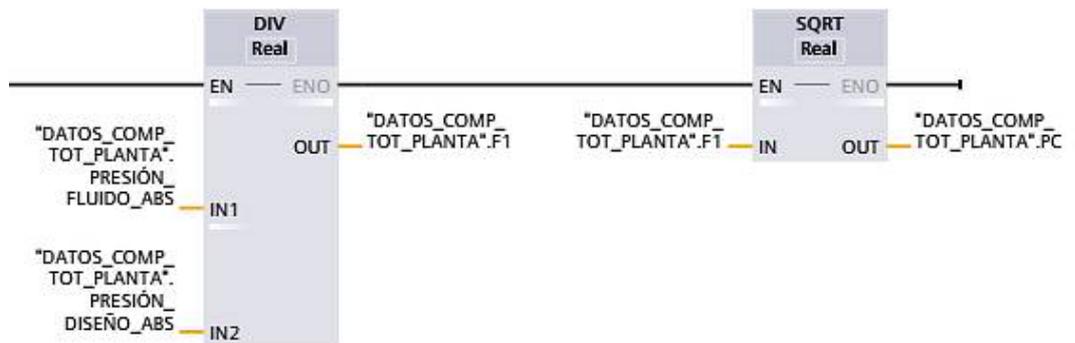


Ilustración 94: Cálculo del factor de corrección por presión

- De la misma forma se realiza el paso anterior para calcular el factor de corrección por temperatura.

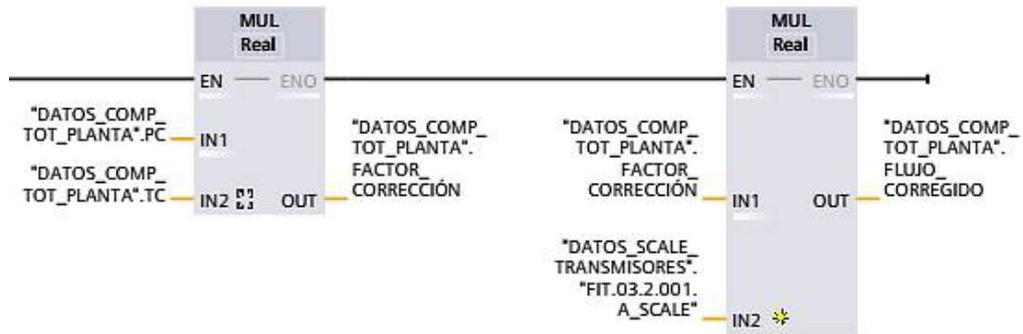


Ilustración 95: Cálculo del factor de corrección por temperatura

- El paso siguiente es multiplicar estos factores obtenidos para obtener un factor general de corrección, este se multiplicara con el flujo medido, para obtener el flujo corregido final que será mostrador en el sistema SCADA.

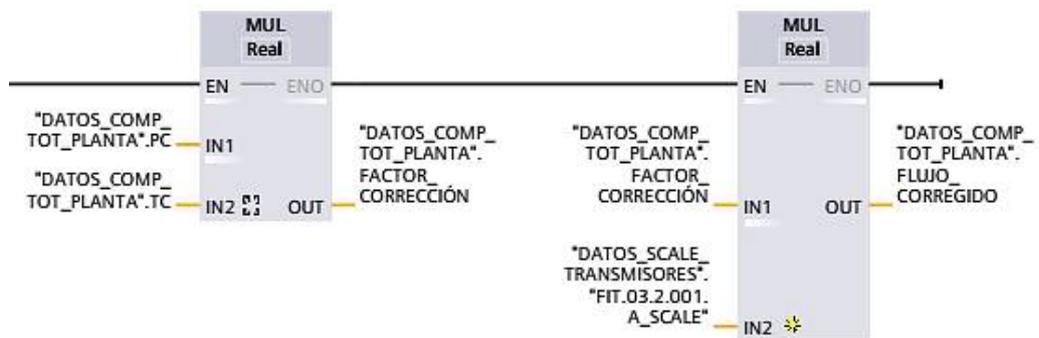


Ilustración 96: Cálculo del factor de corrección final

Desarrollo del algoritmo – TOTALIZADOR

- Para iniciar el totalizador, se necesita tener un oscilador de pulsos de tiempo fijo, que será usado como bandera, para iniciar el escaneo de la variable, es decir, cada vez que el bit de scan se active, el algoritmo deberá obtener el dato del flujo y acumularla.

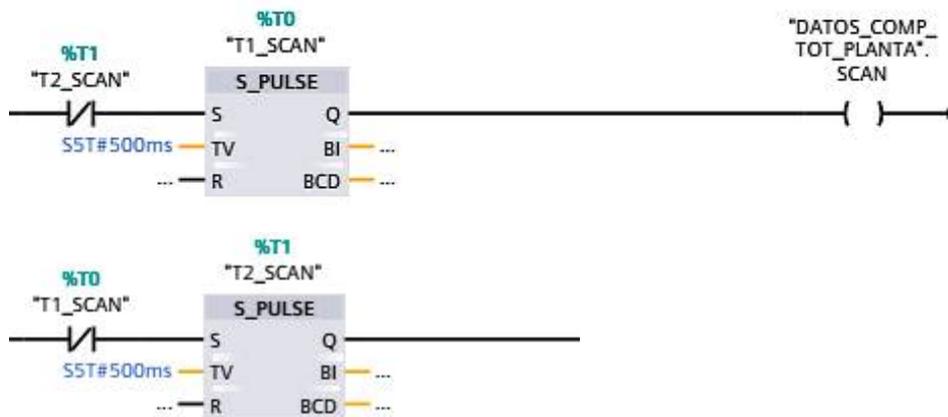


Ilustración 97: Algoritmo para el tiempo de Scan

El ciclo de scan es de 1 segundo, dividido en 2 etapas de 500 mili segundo. En los primeros 500 ms se acumula el flujo obtenido, mientras que en el la segunda etapa se mantiene en reposo hasta esperar que el bit de scan se active.

- Como la acumulación del flujo de vapor se realiza bajo unidades de “Toneladas de vapor por segundo”, se debe realizar un cambio de unidades del tiempo base, dividiendo el factor horario entre 3600.

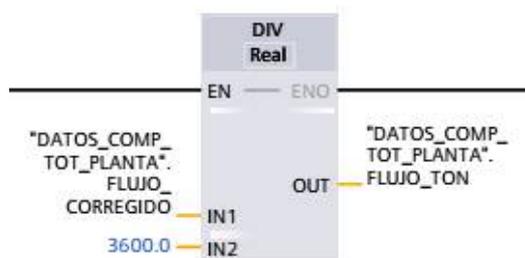


Ilustración 98: Conversión del flujo corregido

- Para captar el valor numérico del flujo actual, de debe usar un algoritmo que solo permita tomar un solo valor en la etapa de acumulación del scan, esto se debe a que el bloque de función de donde el algoritmo funciona, tiene un tiempo de ciclo de 100ms, lo que indica que si no se usara este método, en el ciclo de acumulación se acumularían más de un valor por ciclo, lo cual no serpia correcto.

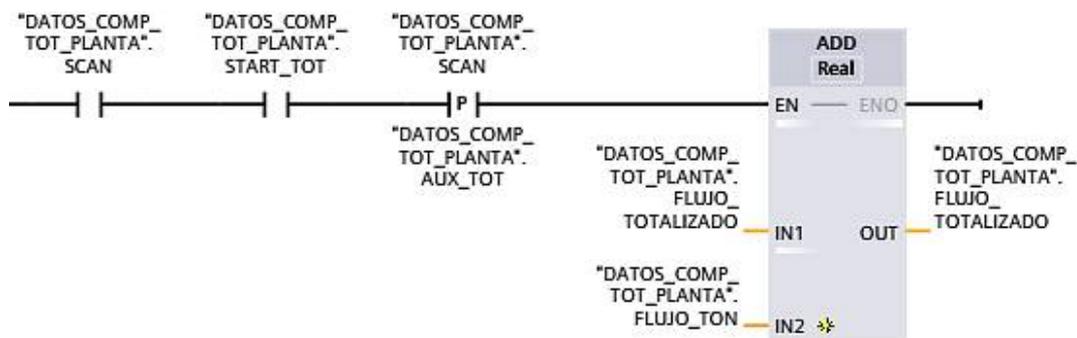


Ilustración 99: Algoritmo de acumulación

--|P|--: Consultar flanco de señal ascendente de un operando

La instrucción "Consultar flanco de señal ascendente de un operando" permite detectar si el estado lógico de un operando indicado (<Operando1>) ha cambiado de "0" a "1". La instrucción compara el estado lógico actual del <Operando1> con el estado lógico de la consulta anterior, que está almacenado en una marca de flancos (<Operando2>). Si la instrucción detecta un cambio del resultado lógico (RLO) de "0" a "1", significa que hay un flanco de señal ascendente.

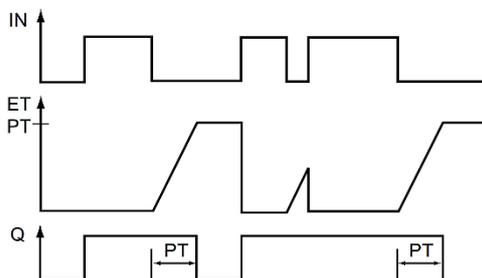


Ilustración 100: Operación del flanco ascendente
Fuente: Manual de instrucciones "Siemens TIA PORTAL v13"

Cuando se realice la acumulación y el flanco ascendente permita el paso de la corriente, el sumador ADD acumulará el valor del flujo en sí misma.

4.5. Sistema SCADA

La supervisión del sistema de control, está diseñado bajo la herramienta WinCC Advance Runtime, que es un sistema SCADA de la marca Siemens.

SCADA, acrónimo de Supervisory Control And Data Acquisition (Supervisión, Control y Adquisición de Datos) es un software para ordenadores que permite controlar y supervisar procesos industriales a distancia. Facilita retroalimentación en tiempo real con los dispositivos de campo (sensores y actuadores), y controla el proceso automáticamente. Provee de toda la información que se genera en el proceso productivo (supervisión, control calidad, control de producción, almacenamiento de datos, etc.) y permite su gestión e intervención.

Estación Maestra

El término "Estación Maestra" se refiere a los servidores y al software responsable para comunicarse con el equipo del campo (RTUs, PLCs, etc.) en estos se encuentra el software HMI corriendo para las estaciones de trabajo en el cuarto de control, o en cualquier otro lado. En un sistema SCADA pequeño, la estación maestra puede estar en un solo computador, A gran escala, en los sistemas SCADA la estación maestra puede incluir muchos servidores, aplicaciones de software distribuido, y sitios de recuperación de desastres.

4.5.1. Supervisión en la red de vapor

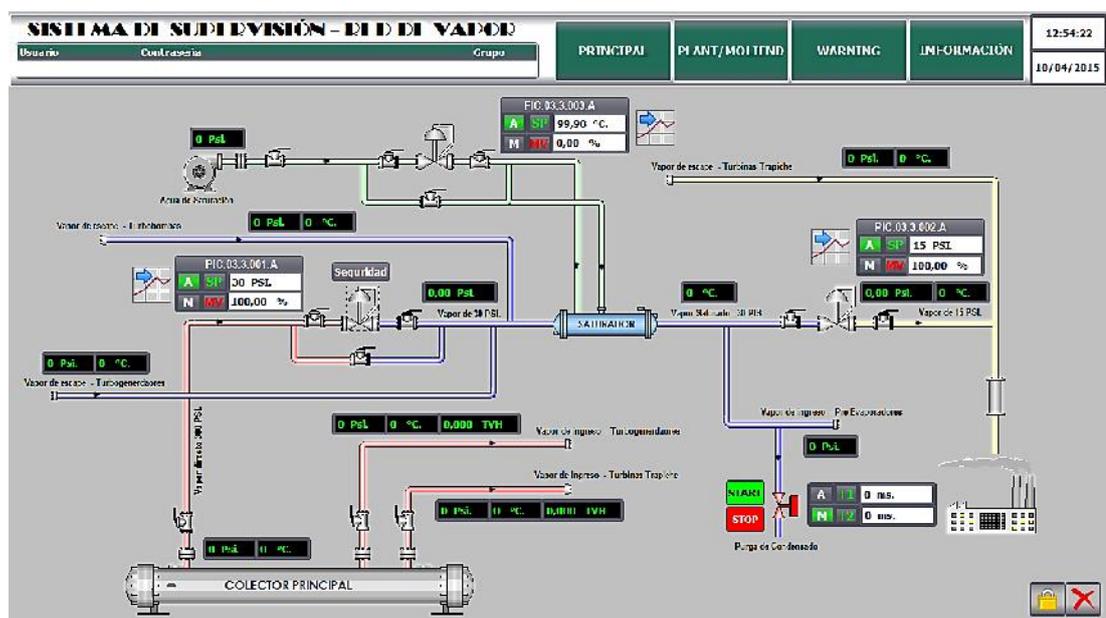


Ilustración 101: Pantalla principal del sistema de supervisión

El SCADA denominado “SISTEMA DE SUPERVISIÓN – RED DE VAPOR”, es un sistema gráfico que permite el monitoreo de las distintas etapas de la red de vapor, así mismo la manipulación de estas variables desde una estación remota.

Características:

- Control de usuarios para iniciar sesión
- Sistema de indicación de fallas en variables
- Sistema gráfico basado en Graphics Factory (válvulas, tuberías, indicadores)
- Indicadores visuales de todas las variables involucradas en la red de vapor

4.5.2. Visualización de variables

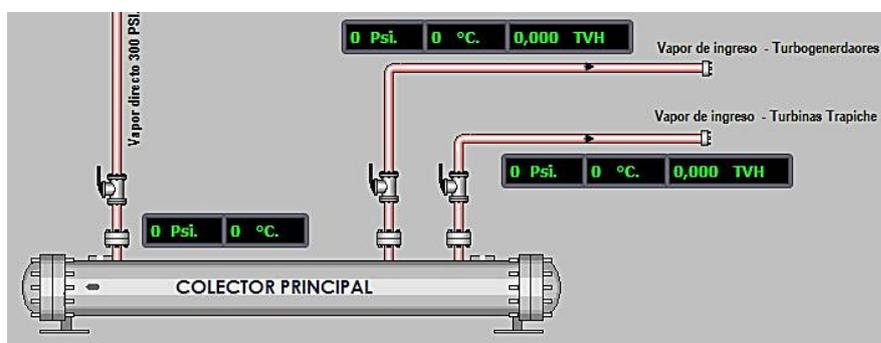


Ilustración 102: Visualizador de variables

La visualización de las variables se puede realizar en tiempo real, gracias a los indicadores numéricos con los que cuenta WinCC Advance, esta herramienta permite, no solo visualizar la variable en formato numérico, sino que también permite distinguir las unidades de las variables que están siendo visualizadas.

4.5.3. Control de usuarios

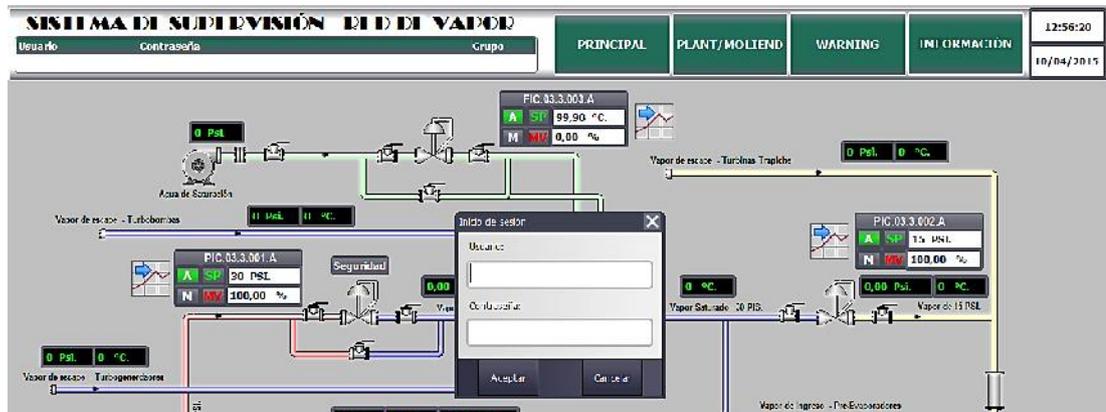


Ilustración 103: Ventana de control de usuarios

Un control de usuarios, permite mantener permisos limitados en la visualización o en la manipulación del proceso. El usuario principal “**Administrador**” solo tiene acceso a la visualización de las variables del proceso, si se requiere realizar modificaciones en parámetros de entras como set point, salidas en modo manual o activación de botones, el usuario debe iniciar sesión con el usuario indicando una contraseña, la introducción de los datos alfa numéricos se realizan mediante teclado.

*Usuario: **Administrador***

*Contraseña: **123***

Esta característica le ofrece al sistema de supervisión, evitar operaciones erróneas en la manipulación de las variables, diariamente el operador solo podrá tener acceso al monitoreo.

4.5.4. Módulo de control rápido

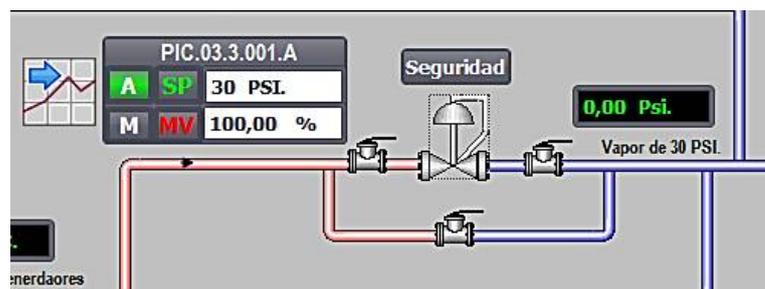


Ilustración 104: Módulo de control PIC.03.3.001.A

En la figura se muestra el módulo de control PIC.03.3.001.A, correspondiente al lazo de control en la estación de reducción de 300 a 30 psi. Estos módulos le permiten al operador realizar cambios en el estado de variables claves del sistema de control:

- Realizar cambios en el estado de operación del bloque PID, Manual / Automático
- Realizar cambios en el valor del Set Point del lazo de control
- Realizar cambios de la variable manipulada, teniendo al bloque PID en modo manual

Cada módulo de control rápido, está acompañado de un botón de activación, de las pantallas que muestran el desarrollo de la variable de proceso, en tiempo real. Esta pantalla gráfica muestra de forma detallada los parámetros del bloque PID usado para la variable analizada.

4.5.5. Vista detallada del lazo de control

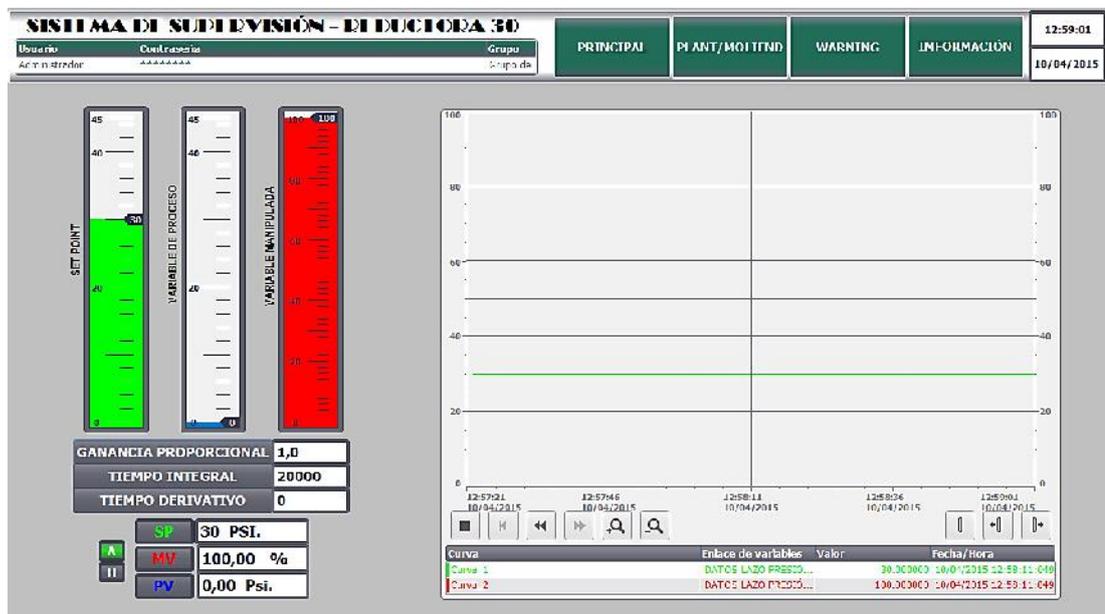


Ilustración 105: Vista detallada de la estación de reducción de 30 psi

La vista detallada de los lazos de control, permite visualizar en una forma más gráfica y agradable el desarrollo de las variables al operador. Las barras monitorean los niveles de las 3 variables involucradas en los bloques de PID:

Set Point, Variable de proceso, Variable manipulada. Además se detalla los parámetros del controlador PID: Ganancia proporcional, Tiempo integral y Tiempo derivativo.

En la parte derecha, se muestra una gráfica de curvas, para monitorear la evolución de las variables en el tiempo. Con los iconos de navegación en la gráfica de curvas, se pueden realizar acercamientos o stop en la visualización de la curva.

GANANCIA PROPORCIONAL	1,0
TIEMPO INTEGRAL	20000
TIEMPO DERIVATIVO	0

Ilustración 106: Cuadro de variables del controlador PID

El bloque de introducción de parámetros del PID, realizan cambios directamente en el bloque PID, como detalle para puntualizar, el tiempo integral y derivativo se encuentran en unidades de mili segundos.

4.5.6. Monitoreo de flujos de vapor

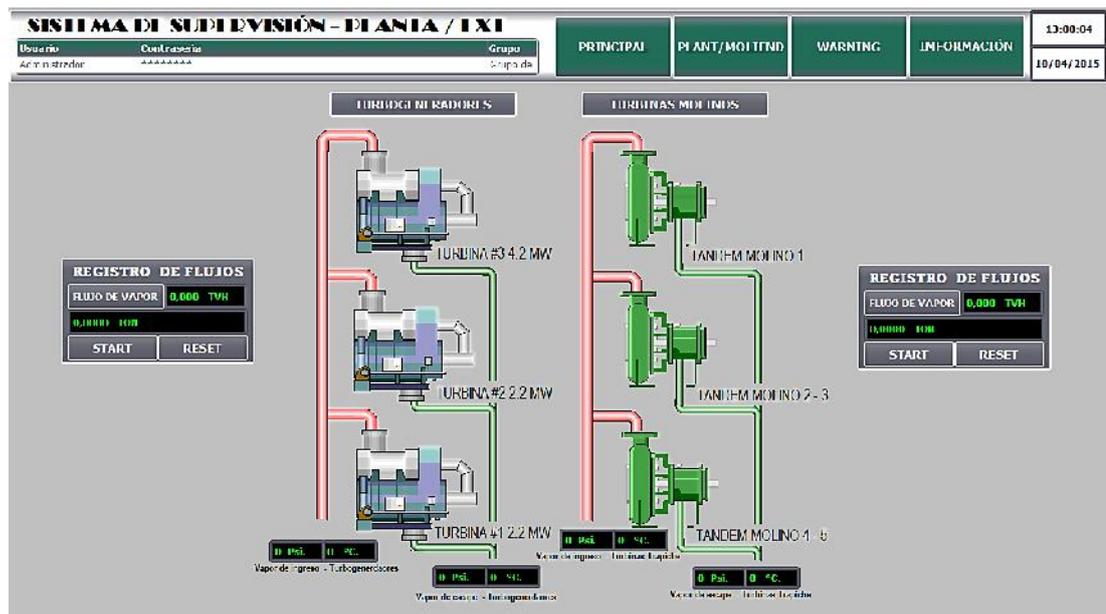


Ilustración 107: Pantalla de supervisión Planta / Extracción

La pantalla PLANT/MOLIEND, monitorea las variables que intervienen en el ingreso del vapor en las turbinas de Planta Eléctrica y las usadas en Trapiche, el registro de los flujos se monitorea en flujos actual (TVH) y en acumuladores de vapor para registros diarios, semanales y mensuales. El registro de los flujos, en modo actual es de monitoreo automático, pero la acumulación de la cantidad de vapor consumido, solo es activado si el operador inicia el bloque desde el botón START.

Cuando se determina que la molienda ha concluido, y el consumo debe parar, el botón RESET, devuelve el valor del acumulador a cero



Ilustración 108: Registro de flujos

4.5.7. Avisos y fallas

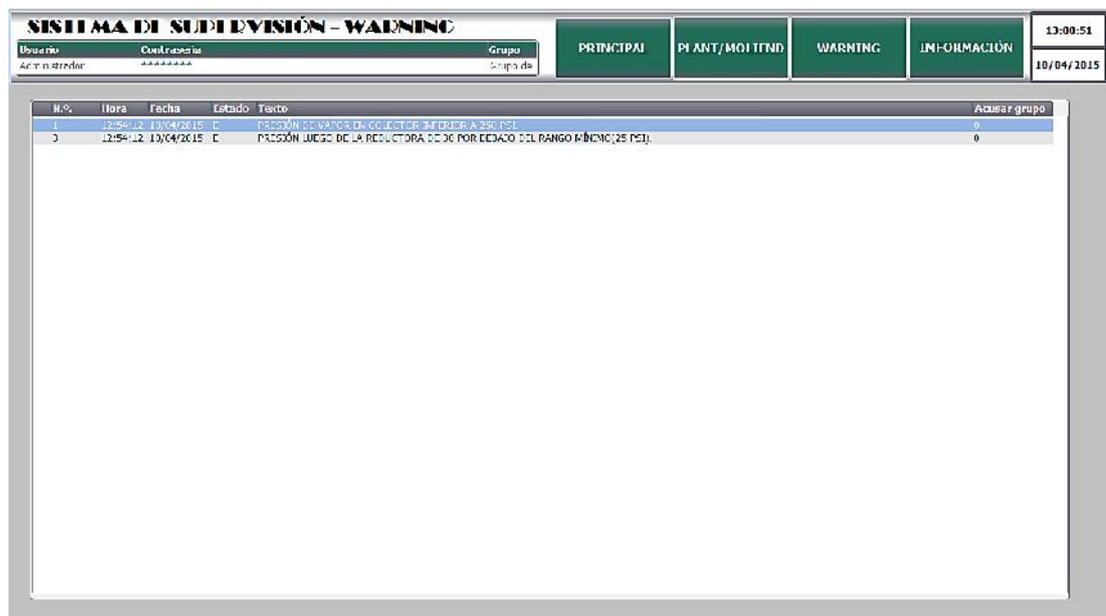


Ilustración 109: Pantalla de avisos y fallas

El sistema de visualización de fallas, permite tener un registro del desbordamiento de nivel en las variables del proceso, para así poder tomar acciones de corrección preventivas, los desbordes de las variables se pueden ocasionar por dos motivos:

- **Por exceso:** definido para variables que exceden por encima un límite definido.
- **Por defecto:** definido para variables que exceden por debajo un límite definido.

4.5.8. Avisos definidos por el usuario

- Presión en el Colector < 270 psi – “Desbordamiento por defecto”
- Presión en Vapor de 30 > 30 psi – “Desbordamiento por exceso”
- Presión de agua para la saturación < 300 – “Desbordamiento por defecto”
- Presión en Vapor de 15 > 15 psi – “Desbordamiento por exceso”
- Presión en ingreso a Turbo generadores < 270 psi – “Desbordamiento por defecto”
- Presión en ingreso a Turbinas Trapiche < 270 psi – “Desbordamiento por defecto”
- Temperatura en salida del Saturador > 135 °C – “Desbordamiento por exceso”

CAPÍTULO 5 – ASPECTO ECONÓMICO

5.2. Estimación de duraciones

El estándar de programación de proyecto, indica que la duración real en días de las actividades realizadas se calcula con la siguiente fórmula:

$$Duración\ Real\ (días) = \frac{A}{B * C}$$

Donde:

A= Metrado (cantidad de unidades de actividades)

B= Rendimiento (cantidad de unidades de actividad realizado en un día)

C= Frentes de trabajo (cantidad de cuadrillas que realizan la actividad)

Para calcular la duración de días necesarios para la realización de actividades se usa tiempos basados en datos empíricos de cada actividad.

5.3. Análisis de costos unitarios

01. FASE I : INGENIERÍA DE DISEÑO

01.01. Recopilación de Información

Partida	01.01		RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN DEL DISEÑO				
Rendimiento	global/DIA	0.5000	EQ.	1.0000	Costo unitario	448.00	
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
		Mano de Obra					
	ING. RESPONSABLE		hh	1.00	16.00	12.00	192.00
	TEC. INSTRUMENTISTA		hh	1.00	16.00	8.00	128.00
	TEC. CONTROLISTA		hh	1.00	16.00	8.00	128.00
							448.00

01.02. P&ID del sistema de control

Partida	01.02	P&ID DEL SISTEMA DE CONTROL				
---------	--------------	--	--	--	--	--

Rendimiento	planos/DIA	0.5000	EQ.	1.0000	Costo unitario	377.00
-------------	-------------------	---------------	-----	---------------	----------------	---------------

Código	Descripción Recurso	Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra					
	ING. RESPONSABLE	hh	1.00	16.00	12.00	192.00
						192.00
	Equipos					
	COMPUTADORA	hm	1.00	16.00	10.00	160.00
	IMPRESORA	hm	0.50	8.00	3.00	24.00
						184.00
	Materiales					
	PAPEL BOND A3	papel		1.00	1.00	1.00

01.03. Plano de Arquitectura de Red – 1

Partida	01.03	PLANO DE ARQUITECTURA DE RED – 1				
---------	--------------	---	--	--	--	--

Rendimiento	planos/DIA	0.5000	EQ.	1.0000	Costo unitario	377.00
-------------	-------------------	---------------	-----	---------------	----------------	---------------

Código	Descripción Recurso	Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra					
	ING. RESPONSABLE	hh	1.00	16.00	12.00	192.00
						192.00
	Equipos					
	COMPUTADORA	hm	1.00	16.00	10.00	160.00
	IMPRESORA	hm	0.50	8.00	3.00	24.00
						184.00
	Materiales					
	PAPEL BOND A3	papel		1.00	1.00	1.00

1.00

01.04. Plano de Arquitectura de Red – 2

Partida	01.04 PLANO DE ARQUITECTURA DE RED – 2						
Rendimiento	planos/DIA	0.5000	EQ. 1.0000		Costo unitario	377.00	
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra						
	ING. RESPONSABLE		hh	1.00	16.00	12.00	192.00
							192.00
	Equipos						
	COMPUTADORA		hm	1.00	16.00	10.00	160.00
	IMPRESORA		hm	0.50	8.00	3.00	24.00
							184.00
	Materiales						
	PAPEL BOND A3		papel		1.00	1.00	1.00
							1.00

01.05. Dimensionar instrumentos de campo

Partida	01.05 DIMENSIONAR INSTRUMENTOS DE CAMPO						
Rendimiento	instr/Día	5.0000	EQ. 1.0000		Costo unitario	12.80	
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra						
	TEC. INSTRUMENTISTA		hh	1.00	1.60	8.00	12.80
							12.80

01.06. Fase de aprobación de la propuesta

Partida	01.06 FASE DE APROBACIÓN DE LA PROPUESTA					
---------	--	--	--	--	--	--

HÍTO DEL PRESUPUESTO

02. FASE II: PLANIFICACIÓN Y UBICACIÓN

02.01. Ubicación de instrumentos de campo

Partida	02.01		UBICACIÓN INSTRUMENTOS DE CAMPO				
Rendimiento	instr/Día	3.0000	EQ. 1.0000		Costo unitario	53.33	
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra						
	ING. RESPONSABLE		hh	1.00	2.67	12.00	32.00
	TEC. INSTRUMENTISTA		hh	1.00	2.67	8.00	21.33
							53.33

02.02. Ubicación de estación de supervisión y control

Partida	02.02		UBICACIÓN ESTACIÓN DE SUPERVISIÓN Y CONTROL				
Rendimiento	staci/Día	1.0000	EQ. 1.0000		Costo unitario	160.00	
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra						
	ING. RESPONSABLE		hh	1.00	8.00	12.00	96.00
	TEC. CONTROLISTA		hh	1.00	8.00	8.00	64.00
							160.00

02.03. Cálculo de material para la conexión con el proceso

Partida	02.03		CÁLCULO DE MATERIAL				
Rendimiento	Niples/Día	5.0000	EQ. 1.0000		Costo unitario	13.60	
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra						
	TEC. INSTRUMENTISTA		hh	1.00	1.60	8.00	12.80
							12.80
	Herramientas						

GUIENCHA - METRO	hm	1.00	1.60	0.50	0.80
					0.80

03. FASE III: IMPLEMENTACIÓN

03.01. FABRICACIÓN

03.01.01. Material de conexión con el proceso

Partida		03.01.01		CONEXIÓN PROCESO			
Rendimiento	unid/Día	5.0000	EQ. 1.0000		Costo unitario	251.00	
Código	Descripción Recurso	Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.	
	Mano de Obra						
	TORNERO	hh	1.00	1.60	5.00	8.00	
	CORTADOR	hh	1.00	1.60	5.00	8.00	
						16.00	
	Equipos						
	TORNO	hm	1.00	1.60	25.00	40.00	
						40.00	
	Material						
	TUBERÍA 1/4 Sch. 40	tubos		3.00	65.00	195.00	
						195.00	

03.01.02. Estación de control – tablero

Arquitectura #1

Partida		03.01.02		FABRICAR TABLERO DE CONTROL			
Rendimiento	Tablero/Día	0.4000	EQ. 1.0000		Costo unitario	57,663.20	
Código	Descripción Recurso	Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.	
	Mano de Obra						
	TEC. CONTROLISTA	hh	1.00	20.00	8.00	160.00	
	AYUDANTE	hh	1.00	20.00	5.00	100.00	
						260.00	
	Material						
	TABLERO - 2000x1200x600	unid		1.00	6,906.00	6,906.00	

CONECTOR RJ45 IE	unid		6.00	111.00	666.00
CONDUCTOR AWG #18	rollos		2.00	16.00	32.00
					74,025.60
Equipos					
HERRAMIENTAS	hm	1.00	20.00	20.00	400.00
					400.00

03.02. MONTAJE

03.02.01. Conexión con proceso

Partida	03.02.01 CONEXIÓN CON PROCESO						
Rendimiento	instr/Día	0.5000	EQ. 1.0000		Costo unitario	960.00	
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra						
	ING. RESPONSABLE		hh	1.00	16.00	12.00	192.00
	TEC. INSTRUMENTISTA		hh	1.00	16.00	8.00	128.00
	AYUDANTE		hh	4.00	64.00	5.00	320.00
							640.00
	Equipos						
	HERRAMIENTAS		hm	1.00	16.00	20.00	320.00
							320.00

03.02.02. Instrumentos de Campo

Partida	03.02.02 CONEXIÓN INSTRUMENTOS DE CAMPO						
Rendimiento	instr/Día	4.0000	EQ. 1.0000		Costo unitario	199,938.00	
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra						
	TEC. INSTRUMENTISTA		hh	1.00	2.00	8.00	16.00
	AYUDANTE		hh	2.00	4.00	5.00	20.00
							36.00
	Materiales						

SITRANS P - MANOMÉTRICA	10.00	5,320.00	53,200.00
SITRANS P - DIFERENCIAL	2.00	5,320.00	10,640.00
SITRANS T	8.00	4,560.00	36,480.00
PT100	8.00	150.00	1,200.00
DEPRIMOGENOS	2.00	2,300.00	4,600.00
REDUCTORA 30	1.00	20,300.00	20,300.00
REDUCTORA 15	1.00	27,000.00	27,000.00
SATURADOR	1.00	12,350.00	12,350.00
HMI TP900	3.00	11,364.00	34,092.00
			199,862.00

Equipos

HERRAMIENTAS	hm	1.00	2.00	20.00	40.00
					40.00

03.02.03. Estación de control

Partida 03.02.03 ESTACIÓN DE CONTROL

Rendimiento	estc/Día	0.5000	EQ. 1.0000	Costo unitario	528.00		
Código	Descripción Recurso	Mano de Obra	Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	TEC. CONTROLISTA		hh	1.00	16.00	8.00	128.00
	AYUDANTE		hh	1.00	16.00	5.00	80.00
							208.00
	Equipos						
	HERRAMIENTAS		hm	1.00	16.00	20.00	320.00
							320.00

03.02.04. Conexión eléctrica

Partida 03.02.04 CONEXIÓN ELECTRICO

Rendimiento	instr/Día	1.0000	EQ. 1.0000	Costo unitario directo por : instr	304.00
-------------	-----------	--------	------------	------------------------------------	--------

Código	Descripción Recurso	Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra					
	TEC. CONTROLISTA	hh	1.00	8.00	8.00	64.00
	AYUDANTE	hh	2.00	16.00	5.00	80.00
						144.00
	Equipos					
	HERRAMIENTAS	hm	1.00	8.00	20.00	160.00
						160.00

04. FASE IV: PUESTA EN MARCHA

04.01. Pruebas de comunicación

Partida	04.01		PRUEBAS				
Rendimiento	instr/Día	4.0000	EQ.	1.0000	Costo unitario	56.00	
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra						
	TEC. CONTROLISTA		hh	1.00	2.00	8.00	16.00
							16.00
	Equipos						
	MULTITEXTER		hm	1.00	2.00	20.00	40.00
							40.00

04.02. Prueba funcional de la programación

Partida	04.02		PRUEBAS FUNCIONAL				
Rendimiento	lazos/Día	2.0000	EQ.	1.0000	Costo unitario	88.00	
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.

Mano de Obra						
ING. RESPONSABLE	hh	1.00	4.00	12.00	48.00	
						48.00
Equipos						
COMPUTADORA	hm	1.00	4.00	10.00	40.00	
						40.00

04.03. Sintonización de lazos de control

Partida	04.03		PRUEBAS SINTONÍA				
Rendimiento	lazos/Día	2.0000	EQ. 1.0000		Costo unitario		88.00
Código	Descripción Recurso		Unidad	Cuadrilla	Cantidad	Precio S/.	Parcial S/.
	Mano de Obra						
	ING. RESPONSABLE		hh	1.00	4.00	12.00	48.00
							48.00
	Equipos						
	COMPUTADORA		hm	1.00	4.00	10.00	40.00
							40.00

5.4. Presupuesto general – Arquitectura #1

BACH. J.C.T.N					
BACH. D.E.R.S		PRESUPUESTO			
Presupuesto		SISTEMA DE CONTROL - RED DE VAPOR			
Subpresupuesto INGENIERÍA DE CONTROL					
Cliente EMPRESA AGROINDUSTRIAL TUMÁN					
Lugar TUMÁN - CHICLAYO - LAMBAYEQUE					
Item	Descripción	Unid.	Metrado	Precio S/.	Parcial S/.
01	FASE I				
01.01	Recopilación de información del diseño			448.00	448.00
01.02	P&ID del sistema de control	planos	1.00	377.00	377.00
01.03	Plano de Arquitectura de Red - 1	planos	1.00	377.00	377.00
01.04	Plano de Arquitectura de Red - 2	planos	1.00	377.00	377.00
01.05	Dimensionar Instrumentos de Campo	planos	23.00	12.80	294.40
01.06	Fase de aprobación de la propuesta				
02	FASE II : PLANIFICACIÓN Y UBICACIÓN				
02.01	Ubicación - Instrumentos de Campo	instru.	23.00	53.33	1,226.59
02.02	Ubicación - Estación de Supervisión y Control	estac.	1.00	160.00	160.00
02.03	Cálculo - Material de conexión con el proceso	unid.	23.00	13.60	312.80
03	FASE III : IMPLEMENTACIÓN				
03.01	FABRICACIÓN				
03.01.01	Material de conexión con proceso	unid.	23.00	251.00	5,773.00
03.01.02	Estación de control - tablero	estac.	1.00	57,663.20	57,663.20
03.02	MONTAJE				
03.02.01	Conexión con Proceso	instru.	23.00	960.00	22,080.00
03.02.02	Instrumentos de Campo	instru.	1.00	199,938.00	199,938.00
03.02.03	Estación de Control	estac.	1.00	528.00	528.00
03.02.04	Conexión Eléctrica	instru.	23.00	304.00	6,992.00
04	FASE IV : PUESTA EN MARCHA				
04.01	Pruebas de Comunicación	lazos	3.00	56.00	168.00
04.02	Prueba funcional de la programación	prog.	6.00	88.00	528.00
04.03	Sintonización de Lazos de Control	lazos	3.00	88.00	264.00

COSTO DIRECTO 297,506.99

GASTOS GENERALES (12 %) 35,700.84

UTILIDAD (10%) 29,750.70

362,958.53

5.5. Presupuesto general – Arquitectura #2

BACH. J.C.T.N					
BACH. D.E.R.S		PRESUPUESTO			
Presupuesto	SISTEMA DE CONTROL - RED DE VAPOR				
Subpresupuesto	INGENIERÍA DE CONTROL				
Cliente	EMPRESA AGROINDUSTRIAL TUMÁN				
Lugar	TUMÁN - CHICLAYO - LAMBAYEQUE				
Item	Descripción	Unid.	Metrado	Precio S/.	Parcial S/.
01	FASE I				
01.01	Recopilación de información del diseño			448.00	448.00
01.02	P&ID del sistema de control	planos	1.00	377.00	377.00
01.03	Plano de Arquitectura de Red - 1	planos	1.00	377.00	377.00
01.04	Plano de Arquitectura de Red - 2	planos	1.00	377.00	377.00
01.05	Dimensionar Instrumentos de Campo	planos	23.00	12.80	294.40
01.06	Fase de aprobación de la propuesta				
02	FASE II : PLANIFICACIÓN Y UBICACIÓN				
02.01	Ubicación - Instrumentos de Campo	instru.	23.00	53.33	1,226.59
02.02	Ubicación - Estación de Supervisión y Control	estac.	1.00	160.00	160.00
02.03	Cálculo - Material de conexión con el proceso	unid.	23.00	13.60	312.80
03	FASE III : IMPLEMENTACIÓN				
03.01	FABRICACIÓN				
03.01.01	Material de conexión con proceso	unid.	23.00	251.00	5,773.00
03.01.02	Estación de control - tablero	estac.	1.00	74,685.00	74,685.00
03.02	MONTAJE				
03.02.01	Conexión con Proceso	instru.	23.00	960.00	22,080.00
03.02.02	Instrumentos de Campo	instru.	1.00	199,939.00	199,939.00
03.02.03	Estación de Control	estac.	1.00	528.00	528.00
03.02.04	Conexión Eléctrica	instru.	23.00	304.00	6,992.00
04	FASE IV : PUESTA EN MARCHA				
04.01	Pruebas de Comunicación	lazos	3.00	56.00	168.00
04.02	Prueba funcional de la programación	prog.	6.00	88.00	528.00
04.03	Sintonización de Lazos de Control	lazos	3.00	88.00	264.00

COSTO DIRECTO 314,528.79

GASTOS GENERALES (12 %) 37,743.45

UTILIDAD (10%) 31,452.88

383,725.12

CAPÍTULO 6 – RECOMENDACIONES Y SUGERENCIAS

- Usar los valores obtenidos en el balance de materia, para cálculos nominales máximos, mas no para valores de proceso.
- Si se necesitaría realizar un análisis más exacto del proceso, recomendamos ampliar la cantidad de muestras obtenidas en la toma de datos, con la finalidad de aproximar de una mejor manera los datos.
- Recomendamos usar tubería Schedule 40 para la conexión entre los instrumentos de campo y el proceso estudiado, para evitar sobre cargar de presión o temperatura.
- Realizar las conexiones correspondientes usando como material de sello “teflón”, para evitar fugas.
- Usar como referencia 100” de H2O para el valor de presión diferencial máximo, con una flujo máximo.
- Se recomienda instalar a los AFDIs preferentemente en paneles con protección contra agua, debido a que las instalaciones del ingenio no presentan con esta seguridad.
- Instalar válvulas de bypass en cada estación de control, con la finalidad de realizar mantenimiento preventivo o correctivo a las válvulas de control.
- Usar preferentemente instrumentos de medición con indicador visual, para la monitorización de las variables en campo.
- La ubicación de los transmisores de debe realizar teniendo en cuenta la altura de un hombre promedio: 1.30 metros.
- Realizar los pasos mencionados en la descripción de cada uno de los instrumentos, para la puesta en marcha, con la finalidad de no ocasionar daños en el equipo.
- Usar termo pozos, en cada una de las tomas de ubicación de los PT100, para poder realizar las tareas de mantenimiento de cada uno de los instrumentos.
- Iniciar todos los controles del sistema en modo manual, luego del establecimiento de las variables, pasar los controles a modo automático.
- Implementar un sistema de gestión de la información proporcionada por el sistema SCADA, para realizar históricos de la data.

CONCLUSIONES

- El sistema de control con periferia descentralizada que se propone, permitirá el control y la optimización de las condiciones del vapor que se envía hacia fábrica.
- El sistema de control con periferia descentralizada que se propone, beneficiará en gran medida, la obtención de la data total de la red de vapor, para su posible análisis.
- Mediante el balance de materia descrito en la investigación, aseguramos, el desbalance que se genera al encontrarse la tubería de agua de saturación sobredimensionada.
- Las arquitecturas propuestas, al contar con un diseño redundante, evitara la pérdida de la información, en caso de ruptura de cables, lo cual es muy común en el ingenio azucarero.
- El sistema de control de usuarios, permitirá al departamento encargado del sistema de control, tener control, en el personal que manipula el sistema SCADA.

FOTOS



Ilustración 110: *Válvula reductora de 300 - 30 psi*



Ilustración 111: *Válvula reductora de 30 - 15 psi*

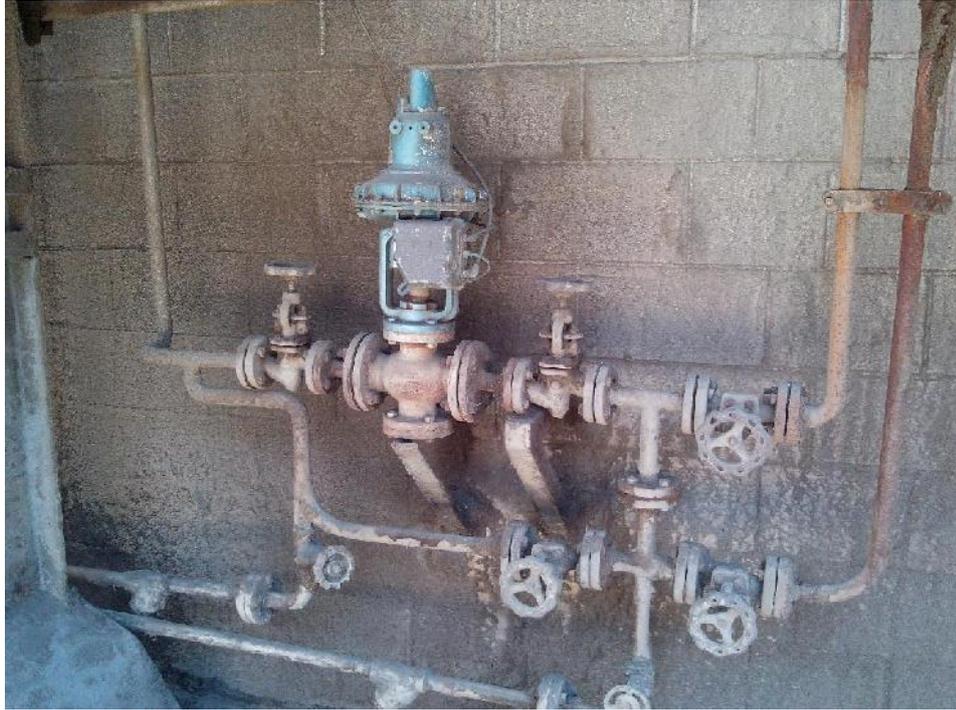


Ilustración 112: *Válvula de control de flujo de agua para la saturación*



Ilustración 113: *Tuberías de inyección de agua para la saturación*



Ilustración 114: Tablero de control neumático, de las estaciones de control



Ilustración 115: Transmisores de presión neumáticos de 30 y 15 psi



Ilustración 116: Panel de supervisión del sistema de control

ANEXOS 1

Plano de la red de tuberías de vapor

ANEXOS 2

Plano actual del sistema de control

ANEXOS 3

Plano de instrumentación y tuberías

ANEXOS 4

Datasheet de Válvulas

ANEXOS 5

Diagrama de Gantt

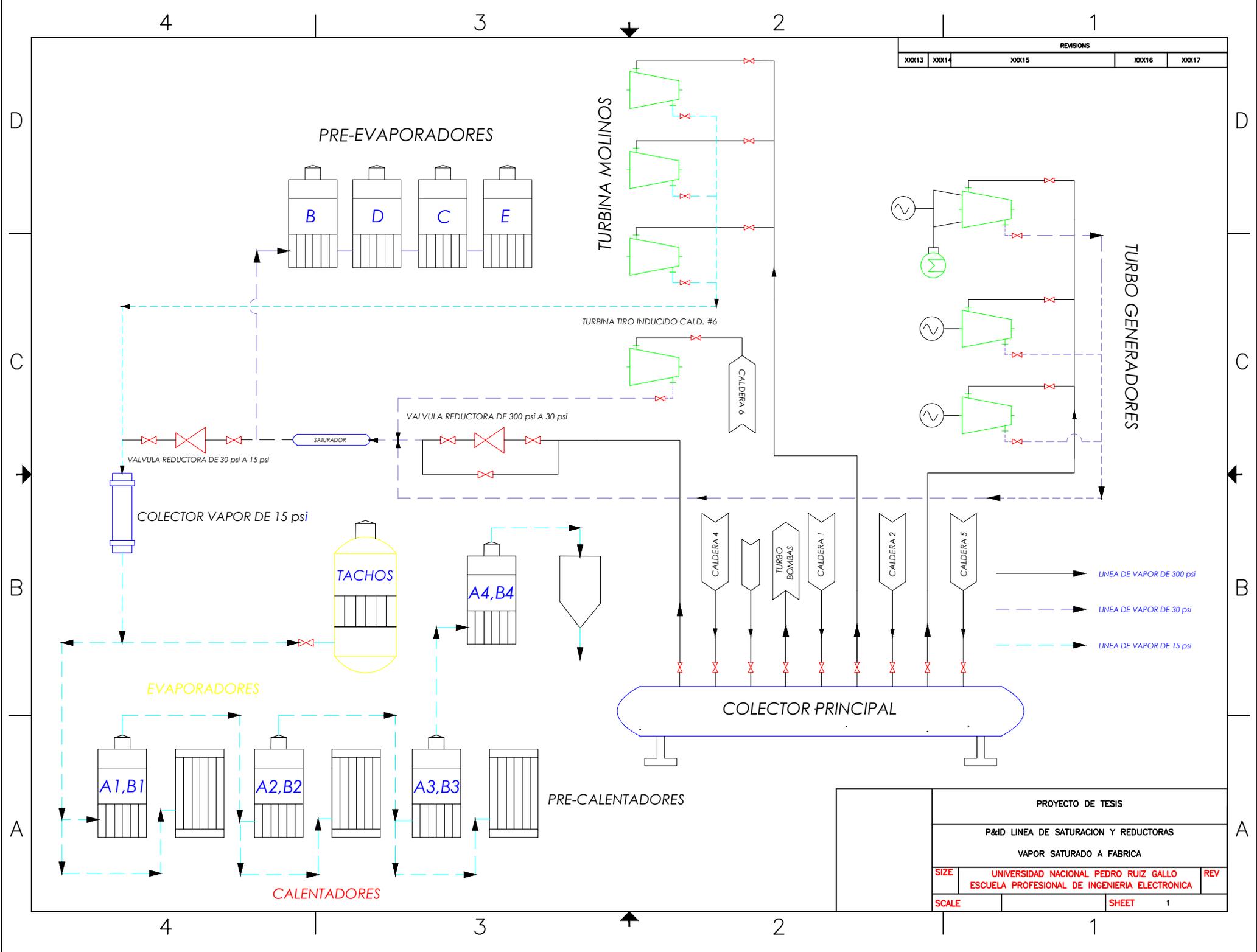
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Antonio Creus. *Instrumentación Industrial*. Alfaomega (2011)
- [2] Katsuhiko Ogata. *Ingeniería de Control Moderno*. Pearson Education (2010)
- [3] Javier Arántegui. *Control de Procesos*. (2011)
- [4] Peter Rein. *Ingeniería de la caña de azúcar*. Berlín (2012)
- [5] Alberto de la Sen Saenz. *Control de Calderas*. ISA (2000)
- [6] Karl Ehinger. *Practical for Industrial Temperature Measurements*. ABB Automation (2008)
- [7] F. Frenzel. *Practical for Industrial Flow Measurements*. ABB Automation (2011)
- [8] E. Hugot. *Handbook of cane sugar engineering*. Elsevier (1986)
- [9] Erich A. Muller. *Termodinámica básica*. Kemiteknik C.A (2002)
- [10] Bolton. *Ingeniería de control*. Alfaomega (2001)
- [11] Ente Regional de Castilla. *Manual Técnico de Diseño y cálculo de redes de vapor*. (2010)

LINKOGRAFIA

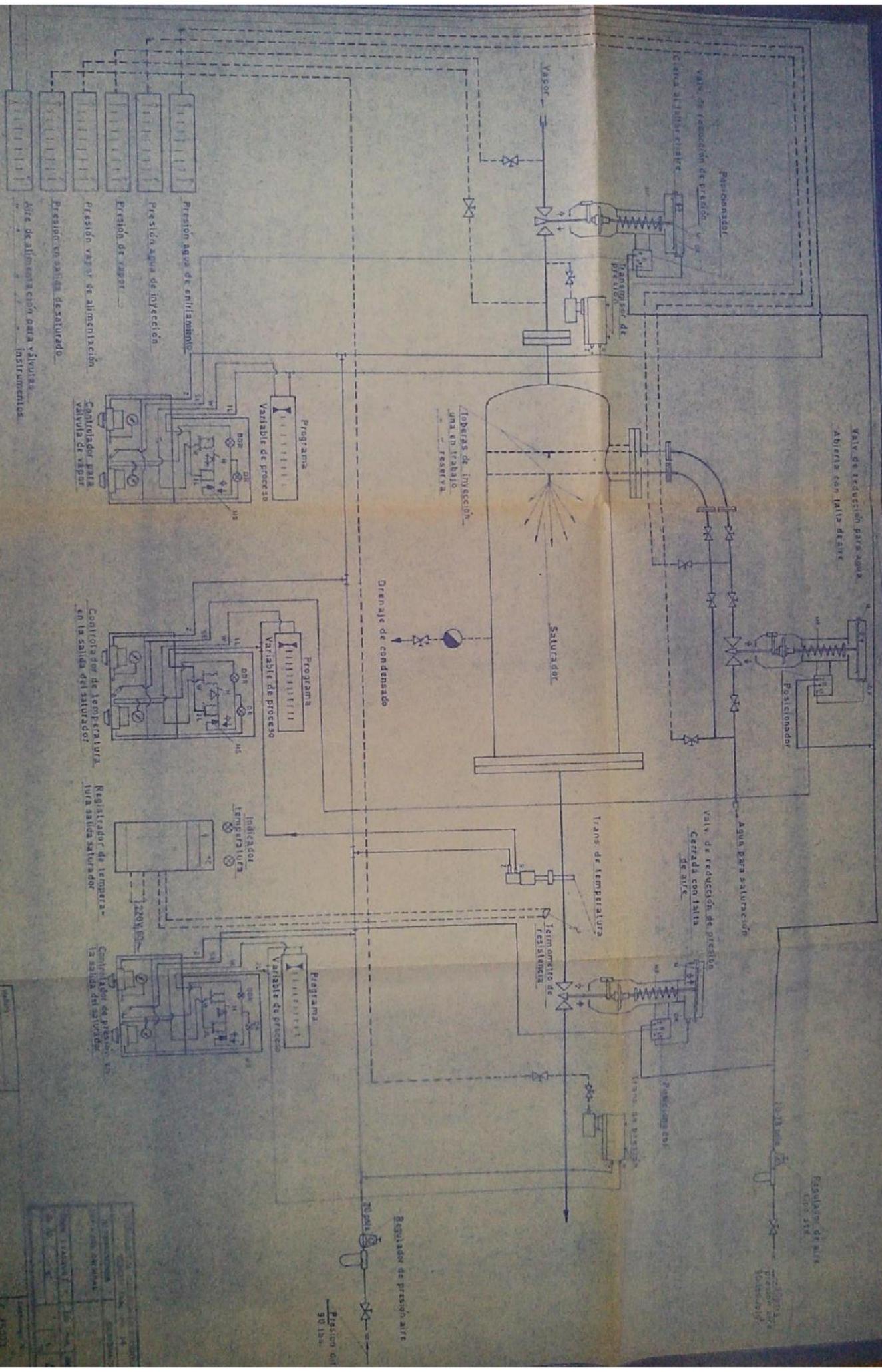
<http://www.etitudela.com/celula/downloads/entradasalidasdescentralizadas.pdf>

<http://www.tlv.com/global/LA/steam-theory/types-of-steam.html>



REVISIONS				
XXX13	XXX14	XXX15	XXX16	XXX17

PROYECTO DE TESIS		
P&ID LINEA DE SATURACION Y REDUCTORAS		
VAPOR SATURADO A FABRICA		
SIZE	UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERIA ELECTRONICA	REV
SCALE		SHEET 1



ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	UNIDAD
1	VALVULA DE REDUCCION DE PRESION	1	UNIDAD
2	POSICIONADOR	1	UNIDAD
3	TRANSMISOR DE TEMPERATURA	1	UNIDAD
4	TRANSMISOR DE PRESION	1	UNIDAD
5	INDICADOR DE TEMPERATURA	1	UNIDAD
6	INDICADOR DE PRESION	1	UNIDAD
7	CONTROLADOR DE TEMPERATURA	1	UNIDAD
8	CONTROLADOR DE PRESION	1	UNIDAD
9	PROGRAMA	1	UNIDAD
10	REGULADOR DE PRESION AIRE	1	UNIDAD

Presión de
 90 lbs.

4

3

2

1

REVISIONS				
XXX13	XXX14	XXX15	XXX16	XXX17

D

D

C

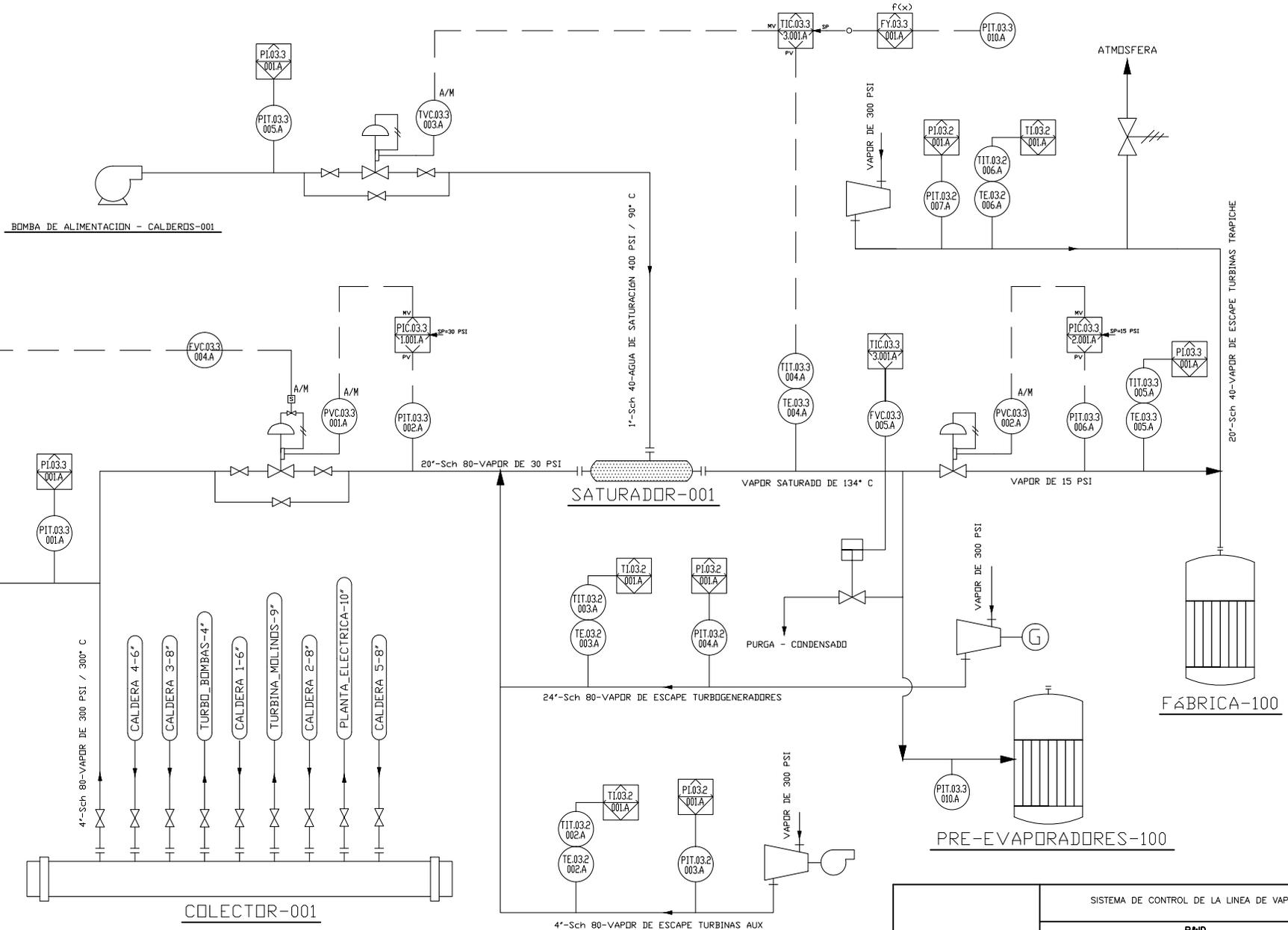
C

B

B

A

A



SISTEMA DE CONTROL DE LA LINEA DE VAPOR			
P&ID			
DISTRIBUCION DE INSTRUMENTOS			
SIZE	FSCM NO	DRAWING NUMBER	REV
		001	001
SCALE	SHEET		001

4

3

2

1

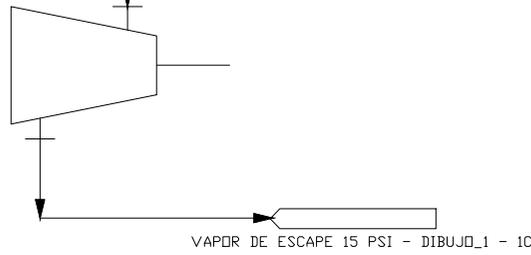
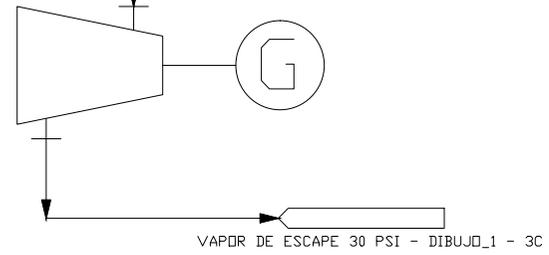
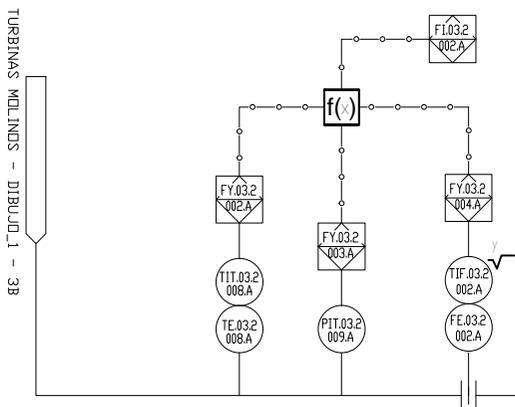
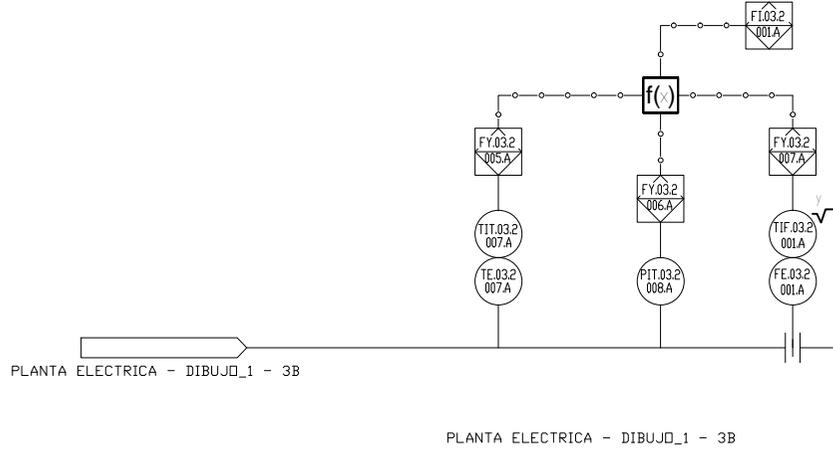
4

3

2

1

REVISIONS				
XXX13	XXX14	XXX15	XXX16	XXX17



SISTEMA DE CONTROL DE LA LINEA DE VAPOR			
P&ID			
FLUJOS DE VAPOR DE INGRESO A TURBINAS			
SIZE	FSCM NO	DRAWING NUMBER	REV
		001	001
SCALE	SHEET		002

4

3

2

1



CONTROL VALVE

ARCA Ref.: **Basic ANSI**

SPECIFICATION / CALCULATION SHEET

ARCA Item: **1**

Project: -

Project Item:

TAG No. **VALVULA REDUCTORA 300 - 30**

Data Sheet No.:

Case **STEAM**

Cust. Ref.: -

Calc. Std.

pcs **1**

Revision:

Fluid	Steam 300 to 310DegC	steam				Steam Cooling		
		Units	Case I	Case II	Case III	p CW	t CW	psiG
SERVICE / CONDITIONS	flow rate	kg/h	6000.00	8000.00	10000.00			
	inlet pressure	psiG	300.00	300.00	300.00			psiG
	Pressure Valve-Outlet	psiG	30.00	30.00	30.00			DegC
	inlet temperature	DegC	300.0	300.0	300.0	C.I		kg/h
	density	kg/m3	8.7	8.7	8.7	C.II		kg/h
	Viscosity	Pa s	2.017 e-5	2.017 e-5	2.017 e-5	C.III		kg/h
	t-sat p1	DegC	216.500	216.500	216.500			
	t-sat p2	DegC		134.60	134.60			
	requ. kv	m^3/h	26.000	34.000	42.000			
	capacity travel		48%	55%	61%			
	pred. sound flash./cavit.		<60	<60	<60			
	velocity valve outlet/pipe	m/s	164.0	221.0	276.0			
	remark							

LINE	Pipe Size		4 inch		Shut-off		25 bar				
	In	Out	Std		Type	pneumatic					
VALVE / BODY / BONNET	Pipe Line Ins. dB(A)				Model					Single-spring diaphragm actuator	
	Des. Press/Temp				350psiG	350DegC	std. B				
	Design Outlet				design						
	Model code				6N8-L1-LS2						
	Type/ND/rate				globe-valve 4" 350lbs						
	Model description				globe, seat retained						
	top flange				Standard						
	connection inlet				RF SF 4inch 350 lbs						
	connection outlet				RF SF 4inch 350 lbs						
	cool/heat/3rd conn.										
	body material				A216WCB						
	plug/seat Material				SS 410 NIRT		SS 410 NIRT				
	TRIM	trim tpye				1-st.perforated/balanced					
kvs/charact./direct.				500 LIN FTO							
fix trim				2-step Perforated Disk							
leak-cl./balanc.				IV / piston ring							
seat diameter				220mm							
packing/gasket				Graphite			GRAFITE				
spec. applic.											
painting				std.							
ext. attenuator											
extra											
material certification											
final tests											
TEST						ACTUATOR					
					Failure Position					Air Failure Closed	
				Max Allowable Press.							
				Avail Air Supply Press.					4 barG		
				Area/Springs/Range					1440 / 1 / 1-3 bar		
				Actuator Orientation							
				Handwheel Type					Top mounted		
				Air Failure Valve					PHILVIN		
				Response Time					20SECS		
				Positioner					830 WP (Weatherproof Electro - Pneumatic)		
				mounting							
				booster/acce.							
				Air Set							
				Switch							
				Sol. Val.							
				Acces.							

EL PRECIO DE LA VÁLVULA CPT LIMA VIA AEREA ES DE: USD 3.200
TIEMPO DE ENTREGA: 3 SEMANAS CPT LIMA.
 CONDICIONES DE PAGO: 100% ANTICIPADO CON ORDEN DE COMPRA
 PONER ORDEN DE COMPRA A FORBES MARSHALL CANADA

|



CONTROL VALVE

ARCA Ref.: **Basic ANSI**

SPECIFICATION / CALCULATION SHEET

ARCA Item: **1**

Project: -

Project Item:

TAG No. **VALVULA REDUCTORA 30 - 15**

Data Sheet No.:

Case **STEAM SATURATED**

Cust. Ref.: -

Calc. Std.

pcs **1**

Revision:

Fluid		Steam 120 to 150DegC		steam			Steam Cooling		
		Units	Case I	Case II	Case III				
SERVICE / CONDITIONS	flow rate	m3/h	20000.00	30500.00	40000.00				
	inlet pressure	psiG	30.00	30.00	30.00	p CW		psiG	
	Pressure Valve-Outlet	psiG	15.00	15.00	15.00	t CW		DegC	
	inlet temperature	DegC	130.0	130.0	130.0	C.I		kg/h	
	density	kg/m3	1.7	1.7	1.7	C.II		kg/h	
	Viscosity	Pa s	1.35 e-5	1.35 e-5	1.35 e-5	C.III		kg/h	
	t-sat p1	DegC	134.600	134.600	134.600				
	t-sat p2	DegC		120.95	120.95	120.95			
	requ. kv	m^3/h	816.000	1240.000	1556.000				
	capacity travel		56%	75%	80%				
	pred. sound flash./cavit.		<60	<60	<60				
	velocity valve outlet/pipe	m/s	29.2	43.8	54.3				
remark									
LINE	Pipe Size	In	20 inch	Shut-off					5 bar
	& Schedule	Out	20 inch Std	Type					pneumatic
VALVE / BODY / BONNET	Pipe Line Ins. dB(A)	Model						UV - 100.v 1 - 3 - HV	
		design						Single-spring diaphragm actuator	
	Des. Press/Temp	5psiG	170DegC	Failure Position					Air Failure Open
	Design Outlet	painting							
	Model code	Max Allowable Press.						5 barG	
	Type/ND/rate	Avail Air Supply Press.						4 barG	
	Model description	Area/Springs/Range							
	top flange	Actuator Orientation							
	connection inlet	Handwheel Type						Top mounted	
	connection outlet	Air Failure Valve							
	cool/heat/3rd conn.	Response Time						830 WP - electro pneumatic	
	body material	A216WCB							
TRIM	plug/seat Material	SS316 - nitr	SS316 - nitr	Positioner					
	trim tpye	1-st.parabolic balanced						mounting	
	kvs/charact./direct.	2500 =% FTO						booster/acce.	
	fix trim								
	leak-cl./balanc.	IV-metal / piston ring							
	seat diameter	400mm						Air Set	
	packing/gasket	PFTE V - Ring + EPDM							
	spec. applic.							Switch	
	painting	std.							
	ext. attenuator							Sol. Val.	
	extra							Acces.	
	TEST	material certification							
final tests									
NOTES	EL PRECIO DE LA VÁLVULA CPT LIMA VIA AEREA ES DE: USD 3.200								
	TIEMPO DE ENTREGA: 3 SEMANAS CPT LIMA.								
	CONDICIONES DE PAGO: 100% ANTICIPADO CON ORDEN DE COMPRA								
	PONER ORDEN DE COMPRA A FORBES MARSHALL CANADA								

|



CONTROL VALVE

ARCA Ref.: **Basic ANSI**

SPECIFICATION / CALCULATION SHEET

ARCA Item: **1**

Project: -

Project Item:

TAG No. **VALVULA DE SATURACION**

Data Sheet No.:

Case **WATER**

Cust. Ref.: -

Calc. Std.

pcs **1**

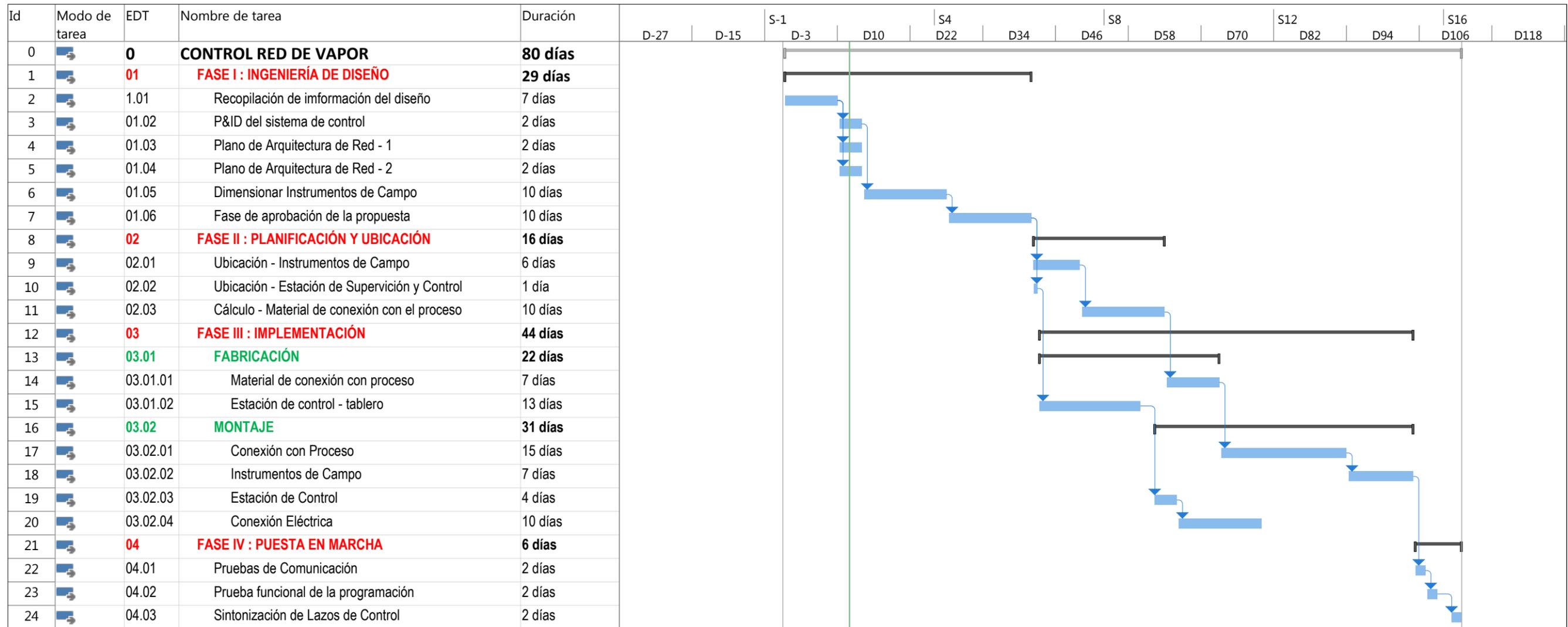
Revision:

SERVICE / CONDITIONS	Fluid	Water 60 to 150DegC		liquid			Steam Cooling		
		Units	Case I	Case II	Case III				
flow rate		m3/h	10.000	12.000	15.000				
inlet pressure		psiG	350.00	350.00	350.00	p CW		psiG	
Pressure Valve-Outlet		psiG	330.00	330.00	330.00	t CW		DegC	
inlet temperature		DegC	90.0	90.0	90.0	C.I		kg/h	
density		kg/m3	968.41	968.41	968.41	C.II		kg/h	
Viscosity		mPa s	1.000	1.000	1.000	C.III		kg/h	
p-vap		barA	1.986	1.986	1.986				
p-crit		barA	220.0	220.0	220.0				
requ. kv		m^3/h	10.040	11.400	15.050				
capacity travel			60%	78%	88%				
pred. sound flash./cavit.			<60	<60	<60				
velocity valve outlet/pipe		m/s	1.4	1.6	2.1				
remark									

LINE	Pipe Size		inch		Shut-off		410 psi	
	In	Out	0.75 inch	Std	Type	pneumatic		
	Pipe Line Ins. dB(A)				Model	Type 812 MFI-30.6-O		
						Multi-spring diaphragm		
VALVE / BODY / BONNET	Des. Press/Temp	410psiG	140DegC		design			
	Design Outlet				Failure Position	Air Failure Closed		
	Model code	8C1-P1			painting			
	Type/ND/rate	globe-valve 3/4" 410lbs			Max Allowable Press.	6 barG		
	Model description	globe, seat retained			Avail Air Supply Press.	4 barG		
	top flange	Standard			Area/Springs/Range	320 / 6 / 1,5-3 bar		
	connection inlet	RF SF			Actuator Orientation			
	connection outlet	RF SF			Handwheel Type			
	cool/heat/3rd conn.				Air Failure Valve			
	body material	A216WCB			Response Time	830 WP		
TRIM	plug/seat Material	SS316	SS316		Positioner			
	trim tpye	1-st.parabolic			mounting			
	kvs/charact./direct.	40 =% FTO			booster/acce.			
	fix trim				Air Set			
	leak-cl./balanc.	IV-metal / -			Switch			
	seat diameter	46mm			Sol. Val.			
	packing/gasket	pack	GRAFITE+PTFE		Acces.			
	spec. applic.							
	painting	std.						
	ext. attenuator							
TEST	material certification							
	final tests							

NOTES	EL PRECIO DE LA VÁLVULA CPT LIMA VIA AEREA ES DE: USD 3.200
	TIEMPO DE ENTREGA: 3 SEMANAS CPT LIMA.
	CONDICIONES DE PAGO: 100% ANTICIPADO CON ORDEN DE COMPRA
	PONER ORDEN DE COMPRA A FORBES MARSHALL CANADA

|



Proyecto: CONTROL RED DE VA	Tarea		Tarea inactiva		Informe de resumen manual		Hito externo	
	División		Hito inactivo		Resumen manual		Fecha límite	
	Hito		Resumen inactivo		solo el comienzo		Progreso	
	Resumen		Tarea manual		solo fin		Progreso manual	
	Resumen del proyecto		solo duración		Tareas externas			