



UNIVERSIDAD CÉSAR VALLEJO

FACULTAD DE INGENIERIA

ESCUELA ACADÉMICO PROFESIONAL DE MECÁNICA ELÉCTRICA

“DISEÑO DE UN SISTEMA SCADA PARA EL CONTROL Y
SUPERVISIÓN AUTOMÁTICO DEL PROCESO DE ADSORCIÓN,
DESORCIÓN Y RECUPERACIÓN DE ORO EN LA MINERA
SHAHUINDO SAC”

**TESIS PARA OBTENER EL TÍTULO PROFESIONAL DE
INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA**

AUTOR:

ANDRES AVALOS TORRES

ASESOR METODOLOGICO:

Ing. JORGE EDUARDO LUJAN LÓPEZ

ASESOR ESPECIALISTA:

Ing. SIXTO RICARDO PRADO GARDINI

LINEA DE INVESTIGACIÓN:

GENERACIÓN, TRANSMISIÓN Y DISTRIBUCIÓN DE ENERGÍA

TRUJILLO-PERÚ

2018

PAGINA DE JURADO

Dr. Inciso Vásquez Jorge Antonio

PRESIDENTE

Dr. Prado Gardini Sixto Ricardo

SECRETARIO

Dr. Luján López Jorge Eduardo

VOCAL

DEDICATORIA

A Dios: por permitirme tener la fuerza para terminar mi carrera de ingeniería mecánica eléctrica.

A mis padres: por ser los pilares más importantes y por demostrarme su apoyo incondicional, por su esfuerzo en concederme la oportunidad de estudiar y por su constante apoyo en esta etapa de mi carrera universitaria.

A mis hermanos: por sus consejos, paciencia y toda la ayuda que me brindaron para concluir mis estudios.

A mis profesores: gracias por su tiempo y dedicación así como las enseñanzas y sabidurías que me transmitieron en el desarrollo de mi formación profesional.

Andres Avalos Torres

AGRADECIMIENTO

Darle las gracias a todos los ingenieros que ayudaron en nuestra formación, por todo ese apoyo nos llevamos los más grandes recuerdos ya que todos contribuyeron en algo para poder culminar nuestra carrera. Por haber compartido momentos alegres que siempre recordaremos.

Un agradecimiento al ingeniero: JORGE EDUARDO LUJAN LÓPEZ, que nos brindó su capacidad de formación profesional, sus consejos y apoyo incondicional. Por ser un instructor y amigo porque con su ejemplo nos enseñó a respetar y querer nuestra profesión.

De igual manera a todos nuestros compañeros que hoy juntos terminamos este proceso de estudios y extrañaremos todos los momentos que compartimos, las bromas e infinidad de cosas que pasamos juntos. Se extrañará las risas de todos, nos llevamos recuerdos de cada uno de ustedes, desearles que todo les vaya bien en el futuro y cumplan con todas las metas propuestas y en el futuro podamos volvernos a encontrar y compartir las mismas cosas que pasamos durante este tiempo.

DECLARACIÓN DE AUTENTICIDAD

Yo ANDRES AVALOS TORRES, identifica DNI 44534225 para cumplir con las disposiciones aplicables en el grado de la Universidad César Vallejo y las normas de estudio en la Facultad de Ingeniería de la Facultad de Ingeniería Eléctrica, bajo juramento para declarar que toda la documentación de respaldo es verdadera y auténtica

Asimismo me hago responsable ante la universidad que todos los datos e información que se presenta en la siguiente tesis son auténticos y verdaderos.

Acepto las consecuencias y sanciones asociadas con cualquier mentira, ocultamiento u omisión de documentos y datos presentados de acuerdo con las regulaciones aplicables y actuales de la Universidad César Vallejo

Trujillo, 15 de enero de 2019

ANDRES AVALOS TORRES

PRESENTACIÓN

Se presenta la realidad problemática, la pérdida de producto aurífero debido a la falta de control automático de procesos. Se entregan los Trabajos previos, a nivel peruano e internacional, que sirven para discusión de resultados.

Se presentan en las Teorías relacionadas, los conceptos y ecuaciones necesarias para el desarrollo del estudio. Luego, se da la Formulación del problema de investigación, se cuestiona si las automatizaciones de los procesos de recuperación de oro ayudarán a aumentar la producción. Se realiza la Justificación del estudio de investigación, a nivel técnico, social, económico y laboral.

Se da la Hipótesis de estudio: la automatización PID de procesos de recuperación de oro contribuye a aumentar la capacidad, eficiencia y seguridad en Planta Shahuindo. A continuación, se dan los Objetivos de estudio, el principal y los específicos, que permitan definir la viabilidad técnica económica del estudio.

A continuación, se presenta el Método de estudio, con el Diseño de investigación, la estrategia de investigación, siendo el conjunto lógico, racional y secuencial de los pasos a seguir para desarrollar los objetivos específicos. Después; las Variables de estudio, dependientes, independientes e intervinientes, la Operacionalización de las variables, su definición teórica, conceptual, unidades de medida y escala de medida. La población: Procesos de recuperación de oro de empresas mineras en Cajamarca, muestra: Proceso recuperación de oro en Shahuindo. Se presenta las Técnicas e instrumentos de recolección de datos. Los Métodos de análisis de datos son del tipo analítico y deductivo. En los Aspectos éticos: estudio propio y original, sin plagio de ningún estudio similar

En capítulo de Resultados se desarrollan los objetivos específicos. En Discusión se hace un análisis comparativo. En Conclusión, se demuestra cumplir los objetivos. Recomendaciones por método e inversión. En Referencias se da la bibliografía utilizada. En Anexos se muestra hojas técnicas de equipos, Matriz de consistencia y validación de los instrumentos.

INDICE

Pagina de jurado.....	ii
Dedicatoria.....	iii
Agradecimiento.....	iv
Declaratoria de autenticidad.....	v
Presentación.....	vi
Índice.....	vii
Resumen.....	xiii
Abstract.....	xvi
I. Introducción.....	20
1.1 Realidad problemática.....	20
1.2 Trabajos previos	25
1.3 Teorías relacionada al tema.....	34
1.3.1 Simbología y diagrama de tubería e instrumentación.....	34
1.3.1.1.Figura geometrica de instrumentación.....	34
1.3.1.2.Identificación de instrumento.....	39
1.3.1.3 Simbolismo de señal	44
1.3.1.4 Simbolismo de funciones	45
1.3.2. Controlador logico programable (Plc).....	47
1.3.3. Sistema de control PID.....	48
1.3.4. Acción basica de control y controladores automatico.....	48
1.3.4.1.Acción de control proporcional.....	48
1.3.4.2.Acción de control proporcional e integral.....	50
1.3.4.3. Acción de control proporcional derivativo.....	50
1.3.4.4.Acción de control proporcional integral derivativo(P&ID).....	50
1.3.5. Principios de sistema de control automatico.....	51
1.3.6. Sistema de control automatico de proceso.....	57
1.3.6.1 Control digital supervisorio.....	57
1.3.6.2 Control digital directo.....	59
1.3.6.3 Control distribuido.....	60
1.3.7.Sintonizado empirico de los PID.....	62

1.3.7.1 Metodo de oscilación de Zeigler-Nichols.....	62
1.3.7.2 Metodo basado en la curva de reacción.....	62
1.3.7.3 Modelo matematico de Cohen and Coon.....	63
1.4 Formulación del problema.....	64
1.5 Justificación del estudio.....	64
1.6 Hipótesis.....	65
1.7 Objetivos.....	65
II Método.....	67
2.1 Diseño de investigación.....	67
2.2 Variables, Operacionalización.....	68
2.3 Población, Muestra.....	69
2.4.Tecnicas e Instrumentos de recolección de datos	70
2.5 Métodos de análisis de datos.....	70
2.6 Aspectos éticos.....	70
III Resultados.....	72
3.1.Modelamiento de los procesos adr mediante el metodo de balance masa y energia.....	72
3.1.1.Analisis de proceso de control de nivel en adsorción.....	72
3.1.2.Modelamiento de control de calentamiento en desorción.....	74
3.2.Simulación el comportamiento en el tiempo de los procesos adr.....	76
3.2.1 Modelado del comportamiento en el tiempo de los procesos adsorción y desorción.....	78
3.3. Determinación de las estrategia de control del proceso adr.....	87
3.3.1. Diseño de control P&ID para los proceso de calentamiento de agua cianurada y carbon activado por desorción.....	87
3.3.2. Estrategia de control para los proceso ADR.....	88
3.3.3 Determinación de ls instrumentos para la medida de las variables controladas.....	91
3.4. Simulación de controlador PID de los procesos ADR.....	92
3.4.1.Calibración de instrumentos a los rangos de operación.....	92
3.4.2. Listado de componentes bucle de control decontrol de temperatura.....	96
3.4.3. Convertidor electroneumatico para señal de corriente continuo.....	98
3.5. Integrar las diferentes fases del proceso ADR automatizado.....	99
3.5.1 Simulación scada del procesode adsorción Laview.....	100

3.5.2 Programación del proceso de adsorción Labview.....	101
3.5.3 Controladores del proceso de adsorción.....	102
3.5.4 Diagrama P&ID proceso de desorción.....	103
3.5.5 Simulación scada del proceso de desorción Labview.....	105
3.5.6 Programación del proceso desorción Labview.....	106
3.5.7 Controladores del proceso de desorción.....	107
3.5.8 Herramienta de control logicas programables.....	108
3.5.9 Diseño de sistema scada de control automatico y supervisorio.....	109
3.6. Diagrama P&ID de los procesos de medida ADR.....	110
3.7. Analisis economicos.....	111
3.7.1 Inversiones en instrumentos de medida, control y accesorios.....	111
3.8. Analisis financiero.....	112
3.8.1 Inversion y financiamiento bancario.....	112
3.8.2 Plan de pagos mensuales del prestamo bancario.....	112
3.8.3 Flujo de caja e indicadores financieros.....	113
IV. Discusión.....	115
V. Conclusión.....	117
VI. Recomendaciones.....	121
VII. Referencias.....	123
Anexos.....	126

INDICE DE FIGURA

Figura 1: Etapas de adsorción, desorción y recuperación de oro.....	21
Figura 2: Merma de producción total de oro.....	24
Figura 3: Lucro cesante de merma de producción.....	24
Figura 4: Dispositivo indicador de presión	34
Figura 5: Valvula de control de flujo.....	35
Figura 6: Instrumento en campo	35
Figura 7: Instrumento montado en panel.....	35
Figura 8: Instrumento detrás del panel.....	36
Figura 9: Instrumento montado panel auxiliar.....	36
Figura 10 Instrumento montado detrás del panel.....	36
Figura 11: Simbologia de control compartido.....	37
Figura 12: Simbologia de funcion compartida.....	37
Figura 13: Instrumento discretos.....	37
Figura 14: Representación de un actuador de piston.....	38
Figura 15: Representación de un actuador de piston de doble efecto.....	38
Figura 16: Representacion de un eletrohidraulico.....	38
Figura 17: Representación no convencional.....	38
Figura 18: Representación de un posicionador de valvula.....	39
Figura 19: Indicador no funcion.....	39
Figura 20: Representacion alfa numerico.....	39
Figura 21: Laso de control de temperatura P&ID.....	46
Figura 22: Diagrama P&ID control en cascada.....	46
Figura 23: Sistema de contro automatico con PLC.....	47
Figura 24: Accion de control proporcional.....	49
Figura 25: Apertura de valvula de control	49
Figura 26: Control automatico de temperatura.....	51
Figura 27: Estacion de control auto balanceado.....	52
Figura 28: Actuadores neumaticos.....	52
Figura 29: Efecto de banda proporcional	53
Figura 30: Ganancia de la banda proporcional.....	54
Figura 31: Oscilacion de banda proporcional 1.....	55
Figura 32: Oscilacion de banda proporcional 2.....	55
Figura 33: Oscilacion de banda proporcional 3.....	55
Figura 34: Oscilacion de banda proporcional 4.....	56
Figura 35: Sistema de control supervisorio.....	58

Figura 36: Sistema de control digital directo.....	59
Figura 37: Sistema de control digital distribuido.....	61
Figura 38: Curva de reacción en planta.....	63
Figura 39: Diseño de ejecución con paso a desarrollar.....	67
Figura 40: Variable de proceso.....	68
Figura 41: Volumen vs altura en tanque de agua cianurada.....	73
Figura 42: Modelamiento del proceso ADR.....	77
Figura 43: Sistema de control de nivel.....	78
Figura 44: Sistema termico.....	80
Figura 45: Diagrama de bloques de sistema de control.....	82
Figura 46: Señales del tiempo de adsorción y desorción sin PID.....	83
Figura 47: Función de transferencia.....	84
Figura 48: Reacción de respuesta estable.....	85
Figura 49: Señales del tiempo de adsorción y desorción con PID.....	86
Figura 50: Diagrama de bloques la estrategia de control PID.....	90
Figura 51: Controlador de temperatura doble P&ID.....	96
Figura 52: Convertidor electroneumatico.....	98
Figura 53: Bucle de control PID de nivel de adsorción en control scada.....	99
Figura 54: Simulación scada proceso de adsorción Labview.....	100
Figura 55: Programación del proceso de adsorción Labview.....	101
Figura 56: Diagrama P&ID proceso de desorción.....	103
Figura 57: Bucle de control PID de nivel de desorción en control scada.....	104
Figura 58: Simulación scada proceso de desorción Labview.....	105
Figura 59: Programación del proceso de desorción Labview.....	106
Figura 60: Herramienta de control de logicas programables.....	108
Figura 61: Diseño de sistema scada de control automatico y supervisorio.....	109
Figura 62: Diagrama PID control de nivel del proceso ADR.....	110

INDICE DE TABLA

Tabla 1: Producción neta y merma de oro.....	23
Tabla 2: Letra de identificación de instrumento.....	41
Tabla 3: Tipo de simbología de señales.....	44
Tabla 4: Simbología de funciones.....	45
Tabla 5: Modelamiento matemático de ziegler-nichols	62
Tabla 6: Parámetros pid.....	63
Tabla 7: Modelo matemático de cohen coon.....	63
Tabla 8: Calibración de convertidor neumático.....	92
Tabla 9: Calibración de sensor de presión.....	93
Tabla 10: Calibración de válvula de presión vapor.....	94
Tabla 11: Calibración de convertidor neumático.....	95
Tabla 12: Calibración de transmisor de temperatura.....	95
Tabla 13: Flujo de caja indicadores financiero.....	113

RESUMEN

En este trabajo se presenta el diseño de un sistema scada con control PID para los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro en la Planta Minera de la empresa Shahuindo, Cajamarca. Se inicia con el balance de masa y energía en los procesos, determinando los flujos y los parámetros de proceso, incluyendo las variables a controlar: de nivel y de temperatura. Los procesos son los de adsorción y desorción de oro, respectivamente

Se determina que se deben aplicar tres lazos de control: de nivel en proceso de adsorción, y de nivel con temperatura en el proceso de desorción. El sistema scada será del tipo de control supervisorio: los valores de set point serán dados desde la PC industrial en Panel de control, los valores de las variables de proceso serán transmitidos tanto al controlador como a la PC principal, que tiene el software de control automático. Se elige control PID con retroalimentación porque se obtiene una rápida respuesta de control ante perturbaciones del proceso, y se obtiene una buena estabilidad de control.

Se elige una instrumentación precisa y robusta, con buen tiempo de respuesta y de un razonable costo, fácil calibración. En el caso de los controladores automáticos se deberán utilizar los de auto sintonía, para simplificar el proceso de control, los transmisores de nivel se seleccionan del tipo con ultrasonidos, sin contacto con el líquido a medir, como elementos de control final, en los bucles de control de nivel se seleccionan variadores de frecuencia eléctrica, para controlar el flujo de los líquidos, para el bucle de control de temperatura se elige válvula reguladora del tipo proporcional, con accionamiento neumático, trabajando con una interfase con el controlador, que es el convertidor de señal eléctrica, 0...20 mA a señal neumática, 0...15 psig

Se diseñó un programa de simulación en LabView, que permite determinar los valores de PID, Banda proporcional, tiempo de integración y de derivación de la acción de control, ante perturbaciones dinámicas del proceso. Se concluye que la implementación de la propuesta de control es viable técnicamente y de alta rentabilidad.

Palabras clave

Acción de control

En un sistema retroalimentado o integrado feedforward/feedback hay muchos tipos de acción de control que son tomados para responder a desviaciones en las variables medidas. Esto control simple on – off, control anticipado como la desviación está ocurriendo algún tiempo antes de hacer algún ajuste.

Acción de control proporcional – integral – derivativo (PID)

La combinación de los efectos de la acción proporcional, integral y derivativo, se denomina acción de control proporcional-integral-derivativa.

Esta acción tiene las ventajas de cada una de las tres acciones de control individuales.

Banda proporcional.

El término banda proporcional designa la cantidad de cambios que necesita la entrada para proveer un completo rango de cambios a la salida.

Offset de control

El término utilizado para expresar la diferencia entre el set point y el valor de la variable de proceso es “**offset**”. El offset es inherente al modo de control proporcional, y puede ser corregido, porque el control proporcional produce correcciones proporcionales a las desviaciones.

Función del control integral.

La acción integral T_i es llamada reajuste (reset) pues reajusta (resetea) la salida del controlador hasta que se alcance el set point. El reset, T_i ; se determina en “repeticiones por minuto”. La acción de control integral es adicionada al controlador feedforward en lazos de flujo para proveer una acción de amortiguamiento o filtración para el lazo, regresa la variable del proceso al set point tan rápido como sea posible, sin provocar grandes oscilaciones en el sistema. El control integral se ajusta del mismo modo que la acción proporcional, no se usa para estabilizar un proceso, está diseñado para eliminar el offset.

El control derivativo

Las acciones proporcional e integral, pueden ser combinadas con la acción derivativa para compensar los procesos que tienen una respuesta lenta. La acción derivativa responde tan rápido como ocurre la desviación del set point.

Sistemas de control de procesos.

Una de las aplicaciones más importantes de los sistemas de adquisición de datos es la implantación de sistemas de control automático en procesos industriales.

Dentro de los sistemas de control de proceso encontramos 3 estructuras típicas donde los sistemas de adquisición de datos constituyen una parte medular de los mismos. Estas estructuras son:

- Control supervisorio,
- Control digital directo
- Control distribuido.

Control digital supervisorio.

El control digital supervisorio consiste en el uso de una computadora que monitorea las salidas de los distintos controladores analógicos o digitales y dependiendo del desempeño de los mismos pueda mandar modificaciones a las referencias (set points) de las variables críticas. La señal de cada transmisor se manda tanto a los controladores como a la computadora.

ABSTRACT

This paper presents the design of a scada system with PID control for gold adsorption, desorption and recovery processes in the Mining Plant of the company Shahuindo, Cajamarca. It starts with the balance of mass and energy in the processes, determining the flows and the process parameters, including the variables to be controlled: level and temperature. The processes are those of gold adsorption and desorption, respectively

It starts with the balance of mass and energy in the processes, determining the flows and the process parameters, including the variables to be controlled: level and temperature. The processes are those of adsorption and desorption, respectively.

It is determined that three control loops should be applied: level in process of adsorption, and level with temperature in the desorption process. The scada system will be of the supervisory control type: the set point values will be given from the industrial PC in Control Panel, the values of the process variables will be transmitted to the controller as well as to the main PC, which has the control software automatic.

PID control is chosen with feedback because a fast control response is obtained when the process is disturbed, and a good control stability is obtained.

Accurate and robust instrumentation is chosen, with good response time and a reasonable cost, easy calibration. In the case of controllers, auto tuning should be used to simplify the control process.

A simulation program was designed in LabView, which allows determining the values of PID, proportional band, time of integration and derivation of the control action, before dynamic perturbations of the process.

It is concluded that the implementation of the control proposal is of high profitability, but it is necessary to train the personnel for the adequate management of the instruments.

Keywords

Control action

In a feedforward feedback system, there are many types of control actions that are taken to respond to deviations in the measured variables. This simple control on - off, early control as the deviation is occurring some time before making any adjustment.

Proportional control action - integral - derivative (PID)

The combination of the effects of proportional, integral and derivative action is called proportional-integral-derivative control action. This action has the advantages of each of the three individual control actions

Proportional band

The term proportional band designates the amount of changes the input needs to provide a full range of changes to the output.

Control offset

The term used to express the difference between the set point and the value of the process variable is "offset". The offset is inherent to the proportional control mode, and can be corrected, because the proportional control produces corrections proportional to the deviations.

Integral control function.

The integral action T_i is called readjustment (reset) because it resets (resets) the output of the controller until the set point is reached. The reset, T_i ; it is determined in "repetitions per minute". The integral control action is added to the feedforward controller in flow loops to provide a damping or filtering action for the loop, returning the process variable to the set point as quickly as possible, without causing large oscillations in the system. The integral control is adjusted in the same way that the proportional action is not used to stabilize a process, it is designed to eliminate the offset.

The derivative control

The proportional and integral actions can be combined with the derivative action to compensate the processes that have a slow response. The derivative action responds as fast as the set point deviation occurs.

Process control systems.

One of the most important applications of data acquisition systems is the implementation of automatic control systems in industrial processes.

Within the process control systems we find 3 typical structures where the data acquisition systems are a core part of them. These structures are:

- Supervisory control,
- Direct digital control and
- Distributed control.

Supervisory digital control.

Supervisory digital control consists in the use of a computer that monitors the outputs of the different analog or digital controllers and, depending on the performance thereof, can send modifications to the references (set points) of the critical variables. The signal from each transmitter is sent to both the controllers and the computer.

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

I. INTRODUCCIÓN

1.1 Realidad Problemática.

La minera Shahuindo SAC se ubica en el distrito de Cachachi, provincia de Cajabamba, departamento de Cajamarca, una altitud de 2,800 msnm, 231.9 km desde Trujillo - Cajabamba por vía terrestre.

La empresa minera Shahuindo viene desarrollando el tratamiento de minerales auríferos por el método de Merrill Crowe cuyas leyes oscilan entre 6 – 10g/ton. La Planta tiene capacidad de procesamiento metalúrgico de 10,000 TMPD de mineral de Au y Ag.

El ritmo de procesamiento metalúrgico del mineral tal como sale de la mina (ROM) procesar 10,000 TMPD en el primer año. Para el segundo año de producción, el procesamiento del mineral se mantuvo en 10,000 TMPD (300,000 TM/mes), empleando el sistema de lixiviación en pilas y recuperación de los valores lixiviados por el proceso de la planta ADR (Adsorción, Desorción y recuperación de oro), hasta llegar a producir barras doré de oro y plata.

El personal permanente asciende a 160 personas y el personal contratado a 267, haciendo un total de 427 personas.

La minera Shahuindo SAC tiene 3 etapas de proceso metalúrgicos para llegar producir las barras de dore y plata (Fig. 1).

Etapa 1. Proceso de Carguío de Mineral

Se enfoca en la exploración, preminado y minado donde el mineral es extraído y finalmente es acarreado por los camiones de 15m³ y 60m³ de capacidad, hacia la chancadora primaria.

Etapa 2. Proceso de Lixiviación.

Consiste en el triturado del mineral para después pasar por una faja transportadora que se añade cemento y cal, al mineral y es depositado a los cilindros de Aglomeración para luego ser trasladado por una faja de transporte móvil hacia la plataforma del Pad de lixiviación, cada nivel de pila posee una altura de 8 metros, conformándose módulos para riego de cianuro.

Etapa 3. Planta ADR (Adsorción, Desorción y recuperación de oro).

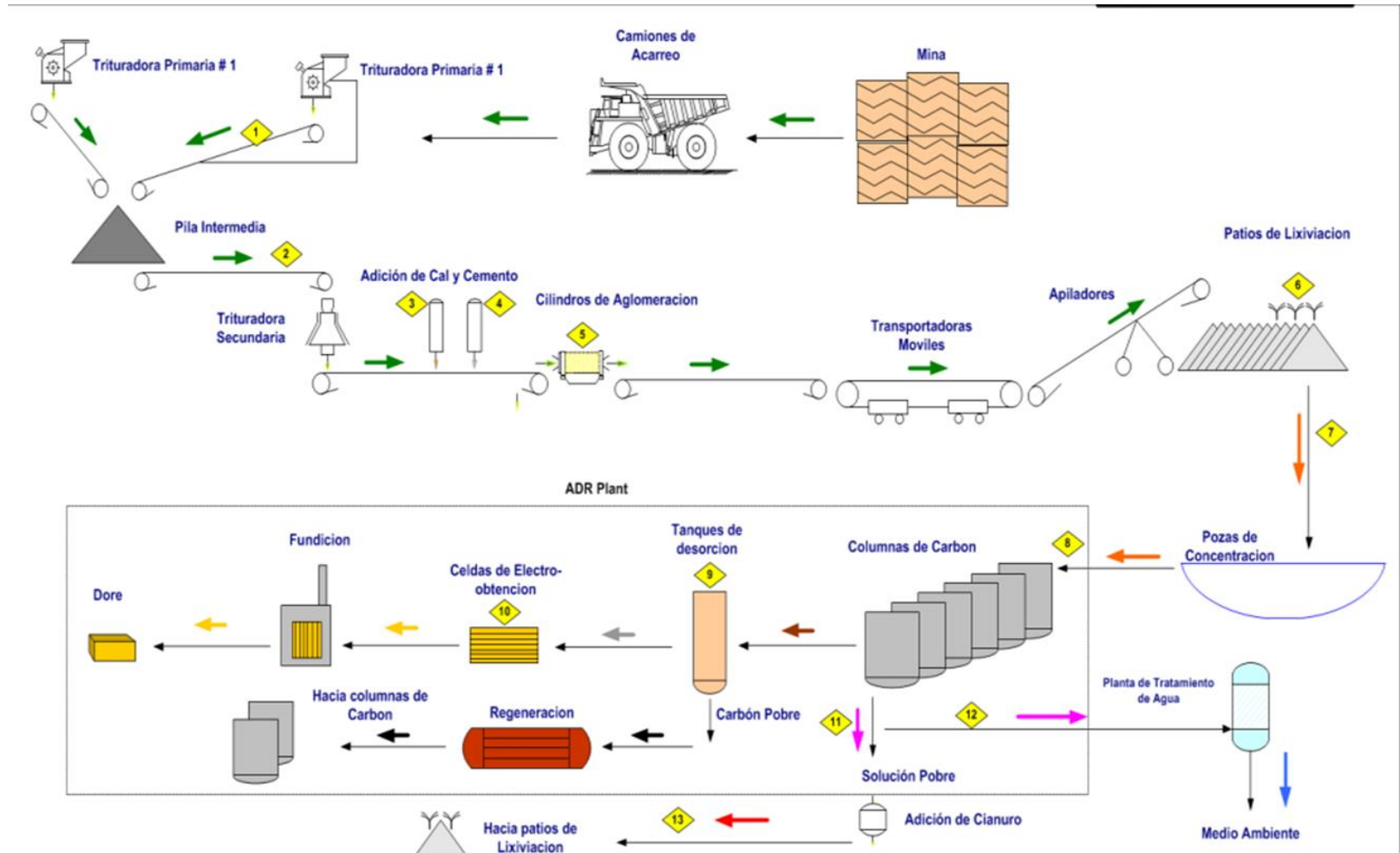


Figura 1. Elaboración del oro

Fuente: www.shahuindo.com

Adsorción. Es la solución rica producto de la poza pregnant de concentración que es bombeada mediante electrobombas a las columnas de carbón. La solución ingresa a las columnas de carbón activado con la finalidad de que el oro y la plata sean retenidos en el carbón.

La solución barren que sale de los circuitos de adsorción es conducido a la poza barren, pasando por la malla DSM mesh 20, de donde previa compensación del cianuro de sodio, es bombeado a las pilas de lixiviación produciéndose de esta manera el circuito cerrado permanente.

Desorción. Es la entrada de carbón activado con el mineral de oro y plata, se le añade soda caustica liquida. Con un previo circuito de calentamiento mediante intercambiadores de calor a 100 a 140 °C aproximadamente. Para separar el oro del carbón (el calor dilata al carbón desprendiendo del oro)

Recuperación de oro. Seguidamente esta solución rica en oro pasa a las celdas donde tenemos otra re circulación aquí se extrae netamente oro con un porcentaje de plata y cobre, se separa el oro y la plata. Solución de oro la cual va dirigida a refinería.

Fundición. El cemento catódico cosechado de las celdas electrolíticas de la planta de desorción, es cargado al horno como en forma alternada con fundentes (reactivos especiales para la fundición del oro), para fundirlo en el horno basculante a una temperatura de aproximadamente 1200 °C por espacio de 6 horas, de donde se producirá las barras de dore tendrá una ley entre 40 % a 60 % de oro.

Sin embargo todos los procesos descritos previamente presentan un trabajo ineficiente para las actuales exigencias de producción del mercado, dado que los procesos de adsorción, desorción y recuperación del oro, no es preciso y eficiente que genera pérdidas de producción, y excesivo trabajo para el operador y las variaciones de cargas son monitoreadas con comunicación de radio, activando o poniendo fuera de servicio los equipos e instrumentos.

No existe un control automático supervisorio de las variables, se producen paradas imprevistas por falta de sincronización en los equipos y los instrumentos como son los sensores de nivel, temperatura, caudal y sensores presión, solamente existe enclavamiento en los motores de accionamiento de los diversos equipos.

Al no existir un control automático supervisorio, el operador necesita estar pendiente las doce horas que dura su turno, lo cual genera una dificultad en los procesos que producen derrames de mermas desde la poza de lixiviación hacia los tanques de adsorción.

Significando mermas (perdidas) en producción del orden de 484 kg de oro por año, Siendo la pérdida económica del orden de los 454,4760 USA \$/año, (Tabla 1).

Mediante las figuras se observa la variación perdidas de mermas y lucro cesante de producción de la planta minera Shahuindo SAC (Fig. 2 y Fig. 3).

Por lo expuesto, se propone diseñar un sistema scada para el control y supervisión automático en la planta ADR; definir los procesos, el modo de control, dimensionar y seleccionar los instrumentos de medición y control, el hardware del sistema de control, así como el software, realizando una evaluación económica que permita definir la viabilidad de su implementación.

Con la automatización se monitoreará los tiempos de producción real las variaciones de equipos o instrumentos serán controlados desde un monitor (PC) y eliminarán los tiempos de parada de producción por los motivos mencionados, y se tendrá un aumento de la seguridad de los operadores.

Perdidas económicas por mermas de producción de oro en Minera Shahuindo SAC, 2017					
Mes y año	Producción neta	Producción nominal	Merma	Merma	Lucro cesante*
	Kg/mes	kg/mes	kg/mes	%Pnominal	USA\$/kg
Ene-17	299,945.00	300000	55.00	0.02%	\$ 516,450.00
Feb-17	299,935.00	300000	65.00	0.02%	\$ 610,350.00
Mar-17	299,928.00	300000	72.00	0.02%	\$ 676,080.00
Abr-17	299,956.00	300000	44.00	0.01%	\$ 413,160.00
May-17	299,976.00	300000	24.00	0.01%	\$ 225,360.00
Jun-17	299,971.00	300000	29.00	0.01%	\$ 272,310.00
Jul-17	299,963.00	300000	37.00	0.01%	\$ 347,430.00
Ago-17	299,968.00	300000	32.00	0.01%	\$ 300,480.00
Set-17	299,971.00	300000	29.00	0.01%	\$ 272,310.00
Oct-17	299,970.00	300000	30.00	0.01%	\$ 281,700.00
Nov-17	299,965.00	300000	35.00	0.01%	\$ 328,650.00
Dic-17	299,968.00	300000	32.00	0.01%	\$ 300,480.00
Total anual	3,599,516.00		484.00	0.01%	\$ 4,544,760.00

Tabla 1. Producción neta y mermas de oro en 2017, Minera Shahuindo. Elaboración propia.

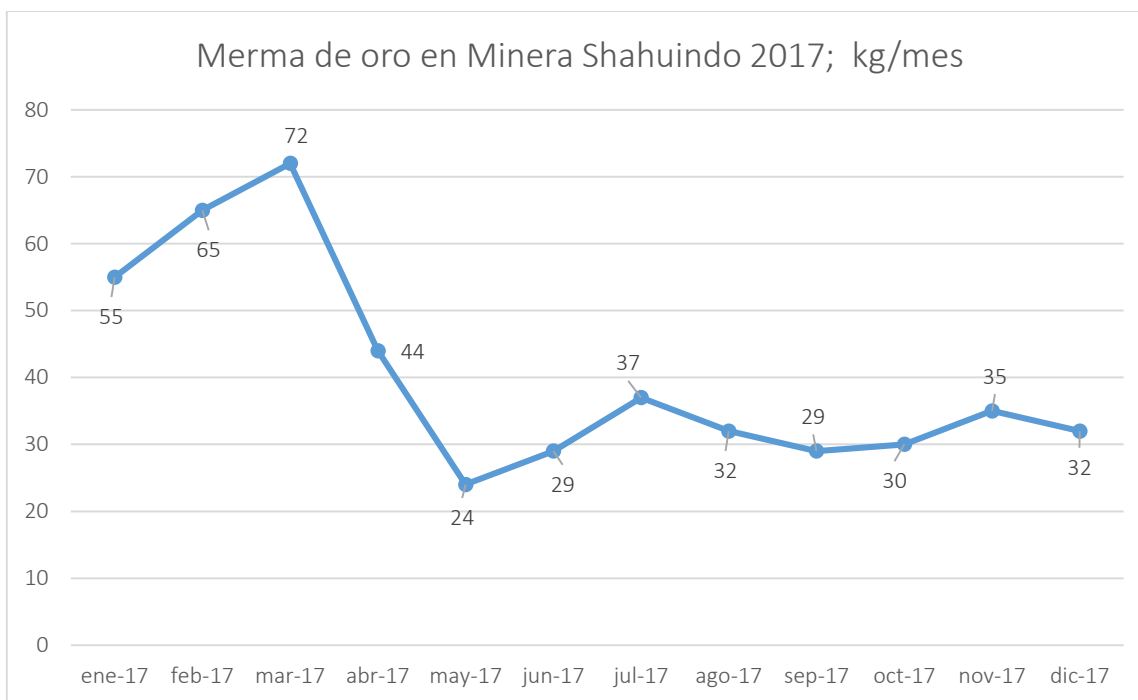


Figura 2. Mermas de producción de oro, año 2017 en Minera Shahuindo. Elaboración propia.



Figura 3. Lucro cesante por mermas de producción de oro en Minera Shahuindo, año 2017. Elaboración propia.

1.2 Trabajos previos.

Local.

Universidad Privada Antenor Orrego

Facultad de Ingeniería

Escuela profesional de Ingeniería Electrónica

Título

Diseño del sistema de control automático del proceso de retratamiento del relave en la unidad minera Orcopampa de la empresa Buenaventura

Tesis para optar el título profesional de ingeniero electrónico

Autores:

- Br. Balta Perales, Renato Antonio
- Br. Vásquez Velásquez, Carlos Alberto

Trujillo – Perú 2010

Resumen

El análisis a lo relaves acumulados demostró un porcentaje considerable de oro por cada tonelada, entonces se construyó la planta de retratamiento de relaves, esta planta no está automatizada de tal manera que la recuperación de oro no es tan eficiente, entonces se requiere automatizar, esta planta de para mejorar la eficiencia.

Se dio a conocer los conceptos básicos de sistema de control clásico, así como arquitectura de control, sistema de monitoreo, relaves, espesadores, componentes químicos que se usarán en el proceso cómo, cianuro, carbón activado, etc. todo esto con el fin llegar a los objetivos planteados y la comprensión del proceso. Se diseñaron los lazos de control apropiados, cada lazo está en función a valores o parámetros establecidos por diseños o cálculos anteriores que nos permite analizar el funcionamiento de cada subproceso de la planta y así poder realizar la selección de instrumentos y equipos adecuadamente.

Se dio paso al sistema de arquitectura de control y en conjunto a la filosofía de control se pudo realizar el diseño de las dos etapas como es la de repulpado y la de cianuración representados en los diagramas de instrumentación respectivos.

Conclusiones

- Se Diseñó un sistema de control que cumple con los requerimientos de la planta.
- Se Diseñó un sistema de control, seguro, amigable y confiable en donde el operador realiza las distintas operaciones de manera fácil.
- Se realizó una adecuada selección de instrumentos, controlador lógico programable (PLC) y un SCADA de acuerdo a los requerimientos del sistema.
- Se establecieron las estrategias de control para los diferentes lazos de control del proceso.
- Se diseñó la filosofía de control del proceso.
- Se diseñó el diagrama P&ID del proceso.

Nacional.

Universidad Privada del Norte

Facultad de Ingeniería

Carrera de Ingeniería Industrial

Título

Implementación de un sistema automático de control de tamaño de partículas para aumentar los niveles de recuperación de oro de la pulpa cianurada de la planta Gold Mill de Minera Yanacocha S.R.L

Autor

Yllanes Meza Percy

Asesor Ing. Enrique Avendaño Delgado

Cajamarca – 2009

Resumen

El presente trabajo de aplicación pretende enfatizar en la importancia que se tiene al optar tecnologías de control moderno que permitan operar en forma óptima la planta de molienda Gold Mill de la compañía Minera Yanacocha S.R.L. Para la correcta recuperación del mineral valioso (Oro en solución). Esta Planta surge como necesidad de la compañía de tratar minerales con características particulares (Minerales con presencia de cobre sulfurado), muy distintas a las ya conocidas por Minera Yanacocha en sus otras plantas de recuperación de Oro.

La operación continua de la planta de molienda nos ha permitido determinar que independientemente de esta mineralogía específica, inclusive para un mismo tipo de mineral, la

respuesta en la operación de la Molienda SAG tiene un grado moderado de complejidad. Ante esta realidad es imprescindible adoptar estrategias de control para maximizar el tonelaje procesado manteniendo un producto acorde a los requerimientos, para los procesos posteriores de recuperación de Oro.

El principal problema que se tiene actualmente en la operación de esta planta es la variabilidad de la recuperación del mineral valioso y el incremento en el consumo del reactivo lixivante (independientemente de la cantidad de cobre que se alimenta a planta), producto de tener un mineral molido con una granulometría gruesa.

El análisis de la granulometría es realizada por los operadores cada 02 horas y es importante mencionar el riesgo a los cuales están expuestos (ver anexo 03). Por consiguiente es de esperarse que la intervención del hombre sea casi nula en los análisis futuros de granulometría realizados en planta, gracias a la introducción de la nueva tecnología propuesta.

Uno de los objetivos adicionales a este trabajo de aplicación es proporcionar a los Ingenieros de Procesos la información para entender los beneficios de la optimización, por medio de un sólido enfoque en la comprensión y análisis de su circuito de molienda.

Conclusiones

El monitoreo y control del tamaño de partículas del PSI 200 mejora tanto el rendimiento como la capacidad del circuito de molienda, al tener mejor calidad del producto. Esto se traduce en un menor consumo del reactivo lixivante. (Al liberar mejor el Oro, el cianuro disolverá mucho mejor al metal, ya que se encuentra con menos acompañantes y acorde al tamaño para su lixiviación).

El tiempo de análisis de malla se reduce debido a la tecnología del analizador automático de partículas PSI 200, comienza desde la toma de muestra, el cálculo que es dos veces por segundo basado en 60 segundos de medición de datos, lavado de tubería para la siguiente muestra y la entrega de resultados, todo esto en un tiempo de aproximadamente 3 minutos.

Con la implementación de un sistema automático de control de tamaño de partículas se mejora la calidad del producto al tener un resultado en línea, permitiendo a los operadores tomar las medidas correctivas según se requiera, esto implica la capacidad de tratamiento del molino, así como también los parámetros operacionales de molienda (Cantidad de agua, velocidad de alimentadores, distribución de los alimentadores, etc.)

La exposición de los operadores a la toma de muestras de pulpa, disminuye de una frecuencia inicial de 240 minutos promedio diaria a una frecuencia de 90 minutos mensuales que es el tiempo que toma aproximadamente la calibración del equipo PSI 200.

La cantidad de Oro no recuperado en el proceso de lixiviación por agitación se reduce debido a que el PSI 200, ofrece resultados de análisis de manera rápida y confiable, permitiendo que la operación de molienda ofrezca una mejor calidad de producto.

Los resultados ofrecidos por el analizador de partículas PSI 200, aparte de ser rápidos, se caracterizan por su grado de precisión y exactitud que va desde 98 a 99% en los resultados obtenidos, estos datos son importantes porque pueden ser llevados a un sistema de control inteligente de tal manera que se forme un lazo de control con otras variables operativas del área de molienda, en esto se incluye al molino mismo.

Universidad privada Antenor Orrego

Facultad de ingeniería

Escuela Profesional de Ingeniería Electrónica

“Diseño de un sistema de control y supervisión, para garantizar la dosificación de cianuro necesario en las celdas de riego durante el proceso de lixiviación en minera Barrick Misquichilca S.A.”

Línea de investigación: control y automatización.

Tesis para obtener el título profesional de ingeniero electrónico

Autores: Br. Juan miguel rodríguez Araujo, Br. Rubeli francisco saona cruz

Trujillo – Perú 2014

Conclusiones

Los PLCs serán quien tenga el gobierno automático de las ECR; con el proceso automatizado de las celdas de riego, el operador no efectuaría el proceso de regulación de flujo manual ubicando su flujómetro portátil en la línea de descarga e ir regulando la válvula manualmente hasta llegar al valor del flujo con el que desea regar la celda.

Las ECR como RTUs para la recolección de señales de flujo, presión, posición de válvula y regulación de válvula de control proporcional; y el Sistema de control principal existente como MTU, se acondicionan adecuadamente a la selección del sistema SCADA, como una base

para la adquisición e integración de datos al Servidor “Professional plus DeltaV” para el diseño y desarrollo del HMI.

Los instrumentos y equipos seleccionados se encuentran bajo normas de protección IP y NEMA, que permitirán garantizar tanto las señales de medición de flujo, presión, posición de válvula y acciones de control de las ECR, como el enlace de comunicación mediante radiofrecuencia entre las ECR y las estaciones repetidoras montadas.

De acuerdo a la estimación de costos final, el monto estimado de \$231,680.00 va acorde al impacto favorable respecto a las áreas de seguridad, producción y medio ambiente, siendo estos los 3 factores de gran consideración e importancia para la operación de Minera Barrick Misquichilca.

UNIVERSIDAD PRIVADA ANTENOR ORREGO

Facultad de Ingeniería Carrera de Ingeniería Electrónico

Tesis: DISEÑO DE UN SISTEMA DE SUPERVISIÓN Y CONTROL DEL PROCESO DE ECUALIZACIÓN EN LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS INDUSTRIALES DE LA EMPRESA DOE RUN PERÚ”

Autor: Br. Huatay Lingán, Víctor Hugo

Asesor Ing. Vargas Díaz, Luis

Trujillo– Perú - 2013

Resumen.

Las aguas industriales son desechos tóxicos productos de procesos mineros y concentración de minerales, así Como de las lluvias que se producen y arrastran tierra, minerales y rocas.

El sistema de tratamiento de aguas industriales tenía deficiencias en lo que respecta a valores altos de concentración, esto debido a una falta de medición y un inadecuado control, esto podría contaminar el medio ambiente trayendo como consecuencia de ocurrir esto, multas elevadas y hasta el cierre parcial o total de las operaciones.

Después de analizar la problemática se desarrolla el sistema de automatización que nos permitió eliminar estos problemas. El sistema planteado es una Arquitectura de Control Distribuida, con dos niveles definidos el primero de control y el segundo de supervisión. El nivel de control regula las principales variables del proceso, estableciendo lazos de control realimentados y basados en

controladores. En el nivel de supervisión se ha implementado base de datos, alarmas y generación de gráficas en tiempo real

Conclusión

1. Se diseñó el Sistema de Supervisión y Control del Proceso de Ecuación en la Planta de Tratamiento de Aguas Industriales de la Empresa Doe Run Perú el cuál finalmente controlará seis variables necesarias para garantizar su correcto funcionamiento.
2. Se diseñaron las estrategias y lazos de control para las diferentes variables del proceso, así como se determinaron las entradas y salidas necesarias para los sistemas de control, finalmente se manejan quince lazos cerrados y seis lazos abiertos.
3. Se confeccionaron los diagramas de instrumentación para la automatización del proceso.
4. Se dimensionaron y seleccionaron los diferentes instrumentos y equipos necesarios, todos ellos cumpliendo los estándares aplicables para este tipo de proceso.
5. Se implementó el software de control y de supervisión respectivo.

FACULTAD DE INGENIERIA CARRERA DE INGENIERIA INDUSTRIAL “MEJORA DEL PROCESO PARA INCREMENTAR LA PRODUCTIVIDAD DEL ÁREA DE DESORCIÓN DE CARBÓN ACTIVADO DE LA EMPRESA ÁURICA-2017” Tesis para optar el título profesional de: Ingeniero Industrial

Autor: Omar Leo Segovia Tupia José Luis Curotto Carazas

Lima – Perú 2017

Conclusiones

Evaluar los indicadores de gestión del área de desorción de carbón activado.

- Con la propuesta de implementación de un sistema automatizado en la etapa de carguío, se estima mejorar de 7 200 segundos a 1 200 segundos equivalente a un 83,3 %.
- La reducción de tiempo total anual en el carguío es de 1 728 000 segundos, equivalente a 480 horas.
- El proceso proyectado de carguío automático de carbón activado a la columna es de 20 minutos, reducción en tiempo de carga de 100 minutos, obteniendo un ahorro estimado de s/. 3 250,00 por año.

Evaluar los resultados de la mejora y su relación con los costos de producción del área de desorción de carbón activado.

- Se estima una mejora en la ergonomía de la operación en relación con los operarios de planta en un 38 %.
- Se estima una mejora en el índice de productividad de un 10 %, en comparación a la media aritmética de la productividad de junio y julio.
- El cálculo del TIR es de 74% mayor al COK de la empresa que es de 8 %.
- El cálculo del valor del VAN es de s/. 32 382.06 en un periodo de 5 años.
- El retorno de la Inversión es de 1,43 años (1 año y 5 meses).

Internacional.

“AUTOMATIZACION, CONTROL Y OPTIMIZACION DE LOS PROCESOS DE PRODUCCION DE UN COMPLEJO METALURGICO”

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA

Autor: JORGE MORALES CASTELAN

México, D.F. 2011

Resumen

El objetivo de este estudio de caso es el de compartir las experiencias y resultados en la concepción, desarrollo, implantación y mantenimiento del Proyecto Estratégico de Automatización, Control y Optimización de las áreas de producción de cinco empresas del Negocio Metales del Grupo Peñoles.

En el año 2005 se nos asignó la responsabilidad de la automatización de los procesos de producción de las plantas de la División Metales del Grupo Peñoles.

La primera tarea que realizamos en colaboración con un grupo de expertos en la automatización de procesos industriales fue la de evaluar en forma general los aspectos más importantes en automatización, entre las que se encuentran:

1. Eficiencia de los sistemas instalados.
2. Capacidad de los sistemas instalados.
3. Nivel de automatización
4. Complejidad de los procesos susceptibles de ser automatizados.
5. Nivel de satisfacción de las áreas operativas del funcionamiento de los procesos automatizados.
6. Nivel de estandarización de la tecnología.
7. Capacidades de los proveedores de tecnología.
8. Nivel de eficiencia en la gestión de desarrollo y mantenimiento de los sistemas de control.

El resultado de este primer estudio resaltó dos aspectos importantes:

1. Que teníamos grandes áreas de oportunidad de mejora en todos los aspectos de automatización, desde la forma en que se seleccionan los procesos a ser automatizados, la forma en que se gestionan estos proyectos, la selección de tecnología a ser implantada, la selección de proveedores, el buen uso y el mantenimiento de los sistemas instalados, entre otros.

2. El tamaño de las plantas y la complejidad de los procesos operativos nos indicó que la automatización de los mismos debería ser tratada como un proyecto de alto nivel de complejidad y que los niveles de inversiones seguramente serían elevados.

Por tal motivo, con el objetivo final de mejorar la eficiencia de los procesos de producción, propusimos y fue aceptada la elaboración de un proyecto estratégico de automatización, control y optimización que identificara los procesos claves a ser automatizados, el nivel de inversiones requeridas y los tiempos de ejecución de los proyectos.

El concebir, vender la idea, planear, ejecutar y mantener un proyecto estratégico para la automatización, control y optimización de los procesos de producción de uno de los complejos metalúrgicos más grandes del mundo es un trabajo retador, complejo y altamente gratificante.

Para el desarrollo e implantación de este proyecto se requirió la participación de profesionistas de las siguientes especialidades: Ingenieros Químicos, Ingenieros en Electrónica, Ingenieros

Eléctricos, Ingenieros en Mecatrónica, Ingenieros o Licenciados en Informática, Maestros en Administración y Contadores, principalmente.

Estos especialistas aportaron sus conocimientos en disciplinas tales como: operación de los procesos de producción, automatización, control avanzado y optimización, planeación estratégica, administración de proyectos, instrumentación, ingeniería eléctrica, ingeniería mecánica, evaluación de proyectos, seguridad, ecología, ingeniería de procesos y de detalle, evaluación de tecnologías de medición y control, relaciones interpersonales, administración del cambio, administración del conocimiento, administración de la calidad, control presupuestal, planes de contingencia, redes de control, administración del ciclo de vida de las inversiones tecnológicas, entre otros.

Conclusiones.

Las experiencias que podemos compartir después de aproximadamente 5 años de trabajar en este importante y complejo proyecto son las siguientes:

1. Las inversiones en automatización son altamente rentables.
2. Los proyectos deben estar perfectamente alineados a los planes estratégicos del negocio.
3. El nivel de automatización de una empresa es un indicador significativo en su nivel de competitividad.
4. Se requiere trabajar en una forma profesional en la selección de tecnologías de medición, control y optimización.
5. Los resultados de las inversiones en automatización deben reflejarse en los resultados financieros y operativos del negocio.
6. La automatización requiere de expertos en sus diferentes disciplinas.
7. Se requiere de expertos para orientar la administración del factor humano.
8. Se requieren expertos en la administración de proyectos.
9. Debe haber un fuerte nivel de liderazgo.

1.3 Teorías relacionadas al tema.

1.3.1 Simbología y Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID).

Los símbolos y diagramas son usados en el control de procesos para indicar:

- La aplicación en el proceso.
- El tipo de señales empleadas.
- La secuencia de componentes interconectadas y de alguna manera, la instrumentación empleada.

La Sociedad de Instrumentistas de América (ISA por sus siglas en inglés) publica normas para símbolos, términos y diagramas que son generalmente reconocidos en la industria.

Todos los diagramas de control de procesos están compuestos de símbolos, identificaciones y líneas, para la representación gráfica de ideas, conceptos y aparatos involucrados en el proceso; a su vez, describen las funciones a desempeñar y las interconexiones entre ellos.

Entre los símbolos de un diagrama de instrumentación y tuberías (P&ID) tenemos:

- 1.3.1.1 Figuras geométricas de instrumentación.
- 1.3.1.2 Identificación de instrumentos.
- 1.3.1.3 Simbolismo de señales.
- 1.3.1.4 Simbolismo de funciones.

1.3.1.1 Figuras geométricas de instrumentación.

Las figuras geométricas se usan para representar funciones de medición y control de procesos, dispositivos y sistemas; para la cual se utilizan:

a. Círculos.

- El Círculo se usa para indicar la presencia de un instrumento y como elemento descriptor; como símbolo de un instrumento representa, el concepto de un dispositivo o función (Fig. 4). Se muestra un dispositivo indicador de presión (PI).

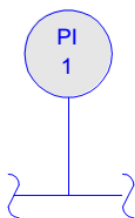


Figura 4. Círculo como instrumento.

- Como elemento descriptor es usado para proporcionar información acerca de otro símbolo. (Fig. 5).

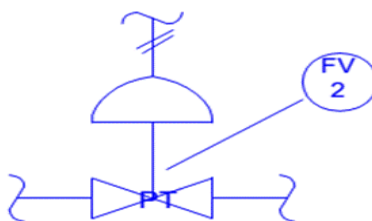


Figura 5. Válvula para el control de Flujo (FV).

- Ninguna línea para instrumentos montados en planta (o campo). (Fig. 6).

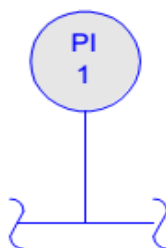


Figura 6. Instrumento en el campo.

- Una línea sólida dividiendo el círculo para instrumentos ubicados en localización primaria o principal (montados en paneles de salas de control, de fácil acceso para el operador) (Fig. 7).

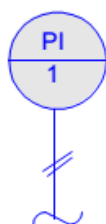


Figura 7. Instrumento montado en el panel.

- Una línea entrecortada dividiendo el círculo para instrumentos montados detrás de paneles o gabinetes (no acceso para el operador). (Fig. 8).

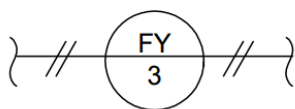


Figura 8. Instrumento montado detrás del panel.

- Una línea sólida doble dividiendo el círculo para instrumentos montados en paneles auxiliares o secundarios (Fig. 9).

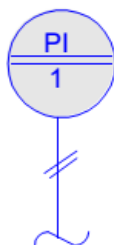


Figura 9. Instrumento montado en el panel auxiliar.

- Líneas entrecortadas dobles dividiendo el círculo para instrumentos montados detrás de paneles secundarios. (Fig. 10).

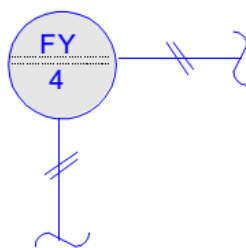


Figura 10. Instrumento montado detrás del panel.

b. Cuadros Grandes.

Se requiere poder distinguir instrumentos independientes y aquellos cuyos componentes se encuentran repartidos en diversos gabinetes no pudiendo reconocérseles como localizados en un sólo lugar.(Fig. 11).

La solución se encontró usando un cuadrado alrededor del símbolo del instrumento. Esto indica la función cumplida por varios elementos no localizados (distribuidos) en un sólo gabinete. (Fig. 12).

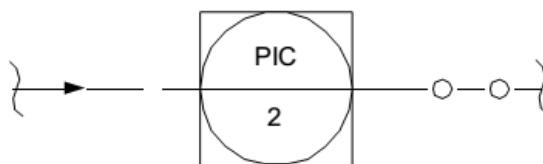


Figura 11.Simbología de control compartido.

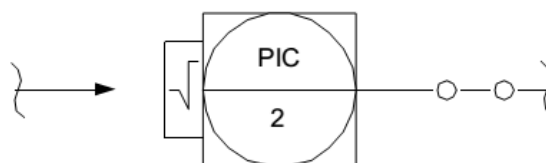


Figura 12.Simbología de función compartida.

Un cuadrado con un círculo interno es una herramienta que muestra información y realiza acciones de control. Como en el caso anterior, la inclusión de una o dos líneas también se interpreta (Fig. 13)

	LOCALIZACIÓN PRIMARIA NORMALMENTE ACCESIBLE PARA EL PROGRAMADOR	MONTADO EN CAMPO	LOCALIZACIÓN AUXILIAR NORMALMENTE ACCESIBLE PARA EL OPERADOR
INSTRUMENTOS DISCRETOS			
DESPLIEGUE COMPARTIDO, CONTROL COMPARTIDO			

Figura 13.

c. Cuadrados Pequeños.

También se usan cuadrados pequeños para representar los actuadores de pistón que dibujan una pequeña T para este fin que representa el pistón, así como líneas simples y dobles para pistones de acción simple y de doble acción, respectivamente. (Fig. 14 y Fig. 15)

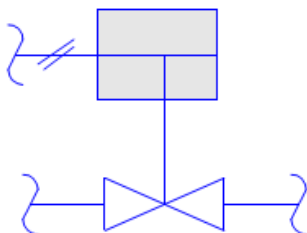


Figura 14. Representación de un actuador de pistón

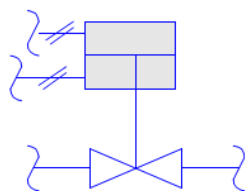


Figura 15. Representación de un actuador de pistón de doble acción.

Otros actuadores, se pueden representar inscribiendo un cuadrado con la combinación E/H para indicar actuadores electrohidráulicos o con una X para representar actuadores no clasificados. (Fig. 16 y Fig. 17)

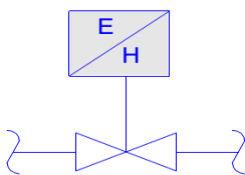


Figura 16. Representación de un actuador electrohidráulico.

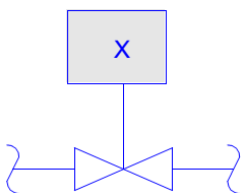


Figura 17. Representación de un actuador no convencional.

El cuadrado pequeño puede representar también un posicionador dibujándose al lado del cuerpo de la válvula. (Fig. 18)

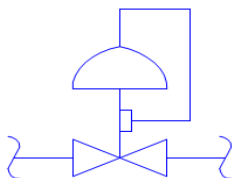


Figura 18. Representación de un posicionador para válvula.

Uno de los más recientes usos para los cuadrados es la representación de bloques de funciones o como indicador de función. (Fig. 19)

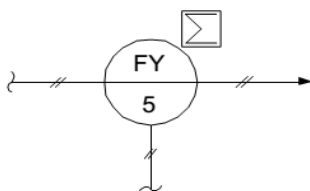


Figura 19. Indicador no función.

1.3.1.2 Identificación de Instrumentos.

La identificación de los símbolos y elementos será alfa numérica (Fig. 20)

Los números representan la ubicación y establecen el lazo de identidad

La codificación alfabética identifica al instrumento y las acciones a realizar

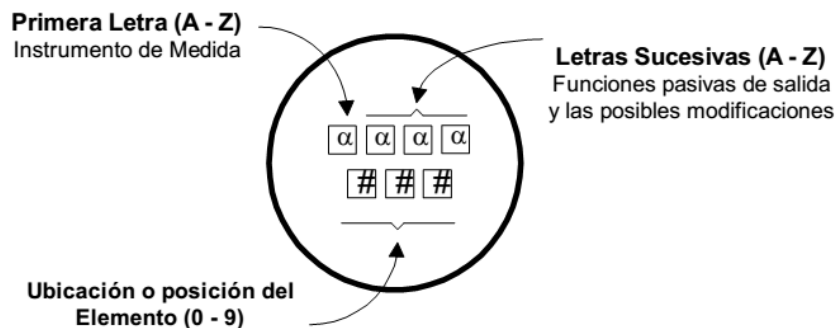


Figura 20. Alfa-numérica

- **Letras de Identificación de Instrumentos.**

Cada instrumento se identifica por un sistema alfabético clasificado por función (Tabla 2). La primera letra indica la variable medida.

Flujo. F

Nivel. L

Presión. P

Temperatura. T

Peso. W

Tiempo. K

Humedad. M

Concentración. A

La segunda letra es un modificador o función del dispositivo

- T (transmitter)
- E (sensor)
- I (indicator)

La tercera letra es la función del dispositivo o modificador

Un Número, está asociado a un lazo de control.

Ejemplos.

FIC. Controlador indicador de flujo

PT. Transmisor de presión

TIC. Controlador indicador de temperatura

TT. Transmisor de temperatura

FT. Transmisor de flujo

YIC. Controlador indicador de estados

PDT. Transmisor diferencial de presión

LRC. Controlador registrador de nivel

PIC. Controlador indicador de presión

DT. Transmisor de densidad

FY. Cálculo de caudal

FFC. Controlador de relación de caudal

ST. Transmisor de velocidad

1° Letra		2° Letra		
Variable medida(3)	Letra de Modificación	Función de lectura pasiva	Función de Salida	Letra de Modificación
A. Analisis (4)		Alarma		
B. Llama (quemador)		Libre (1)	Libre (1)	Libre (1)
C. Conductividad			Control	
D. Densidad o Peso específico	Diferencial (3)			
E. Tensión (Fem.)		Elemento Primario		
F. Caudal	Relación (3)			
G. Calibre		Vidrio (8)		
H. Manual				Alto (6)(13)(14)
I. Corriente Eléctrica		Indicación o indicador (9)		
J. Potencia	Exploración (6)			
K. Tiempo			Estación de Control	
L. Nivel		Luz Piloto (10)		Bajo (6)(13)(14)
M. Humedad				Medio (6)(13)
N. Libre(1)		Libre	Libre	Libre
O. Libre(1)		Orificio		
P. Presión o vacío		Punto de prueba		
Q. Cantidad	Integración (3)			
R. Radiactividad		Registro		
S. Velocidad o frecuencia	Seguridad (7)		Interruptor	
T. Temperatura			Transmisión o transmisor	
U. Multivariable(5)		Multifunción (11)	Multifunción (11)	Multifunción (11)
V. Viscosidad			Válvula	
W. Peso o Fuerza		Vaina		
X. Sin clasificar (2)		Sin clasificar	Sin clasificar	Sin clasificar
Y. Libre(1)			Relé o compensador (12)	Sin clasificar
Z. Posición			Elemento final de control sin clasificar	

Tabla 2. Letras de identificación de instrumentos. Fuente: ISA, Instrumental Society of América

Ejemplos de sensores y válvulas de instrumentación:

- **Termopares**



- **Transmisor de Temperatura**

TT
33

- **Detectores de Temperatura Resistivos (RTD)**



- **Transmisor de Temperatura**

TT
33

- **Sensores de Presion Manometricos**



- **Transmisor de Presión**



- **Medidor de Flujo**



- **Sensor de Flujo**

FE
101

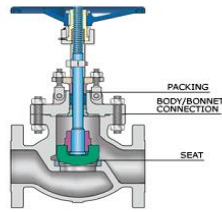
Válvula tipo mariposa



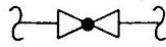
(P&ID)



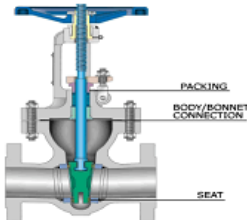
• **Valvula tipo Globo**



(P&ID)

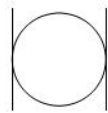


Válvula de Compuerta



Valve Gate

Válvula de Bola



Valve Ball

Controlador PID



Controlador Indicador de Nivel

(P&ID)



1.3.1.3 Simbolismo de Señales.

Los cables de conexión para las conexiones de transmisión de señal o los sistemas de control también deben ser más delgados que las conexiones de proceso (Tabla 3).

Conexión de proceso o suministro	
Señal Neumática	
Señal Eléctrica	
Tubo Capilar	
Señal Indefinida	
Línea de Software	
Línea Mecánica	
Señal electromagnética o de sonido	
Señal Hidráulica	
El símbolo de señal neumática es usado de esta forma cuando se trata de aire.	AS aire suministrado ES Suministro eléctrico GS Suministro de Gas HS Suministro Hidráulico NS Suministro de Nitrógeno SS Suministro de vapor WS Suministro de agua

Tabla 3. Tipos de símbolos de señales en instrumentación

1.3.1.4 Simbolismo de Funciones.

IIº	FUNCION	SIMBOLO	IIº	FUNCION	SIMBOLO
1	SUMATORIA	Σ	11	FUNCION NO LINEAL	$f(x)$
2	PROMEDIO	Σ/n	12	FUNCION TIEMPO	$f(t)$
3	DIFERENCIA	Δ	13	MAYOR	$>$
4	PROPORCIONAL	$\begin{matrix} K \\ 1:1 \\ 2:1 \end{matrix}$	14	MENOR	$<$
5	INTEGRAL	\int	15	LIMITE ALTO	\rhd
6	DERIVADA	d/dt	16	LIMITE BAJO	\lleftarrow
7	MULTIPLICACION	\times	17	PROPORCIONAL REVERSIBLE	$-k$
8	DIVISION	\div	18	LIMITE DE VELOCIDAD	\forall
9	EXTRACCION DE RAIZ	$\sqrt[n]{\quad}$	19	CONVERSION	$^*/_*$
10	EXPONENCIAL	X^n	20	SEÑAL DEL MONITOR	$\begin{matrix} \text{H} \\ \text{L} \\ \text{HL} \end{matrix}$

Tabla 4. Simbología de funciones.

DIAGRAMAS DE TUBERIAS DE INSTRUMENTACIÓN (P&ID)

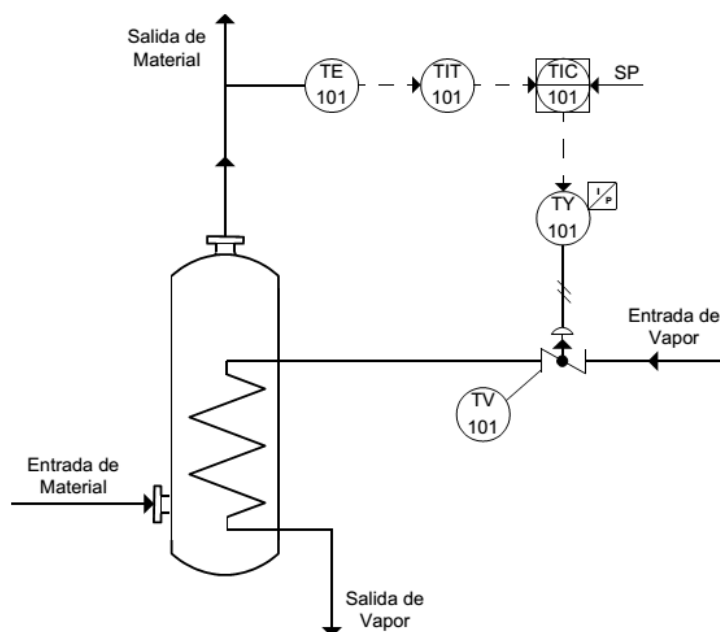


Figura 21. Lazo de control de temperatura PID.

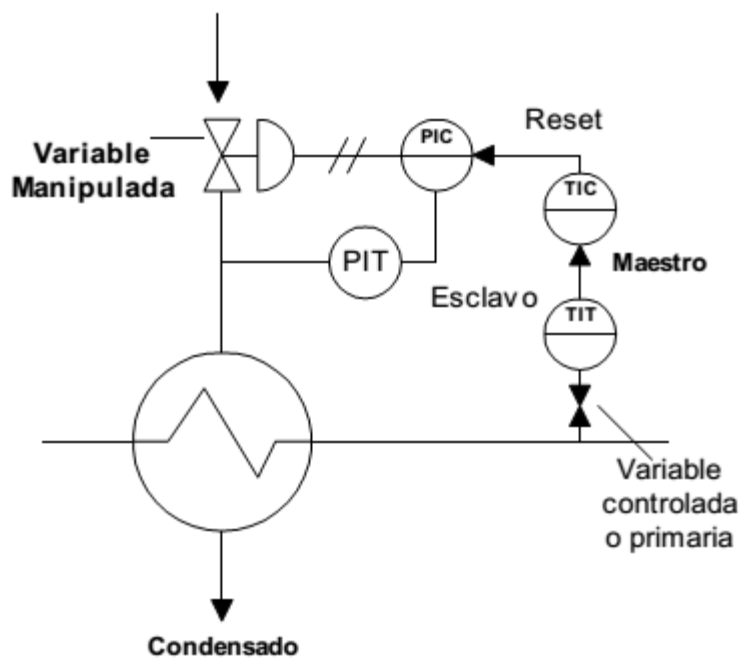


Figura 22. Diagrama PID de control en cascada.

Fuente:

https://www.academia.edu/11637282/Simbolog%C3%ADa_y_Diagrama_de_Tuberias_e_Instrumentaci%C3%B3n_P_and_ID

1.3.2 CONTROLADOR LOGICO PROGRAMABLE (PLC)

El sistema de control de procesos se compone de un grupo de dispositivos que dan estabilidad, precisión y eliminación de estados transitorios peligrosos en los procesos de producción. Como resultado del rápido progreso en la tecnología, muchas tareas operativas complejas han sido resueltas conectando controladores lógicos programables y posiblemente una computadora central.

Cada componente de un sistema de control de procesos juega un papel importante, independientemente de su tamaño. Por ejemplo, sin un sensor, el PLC no sabría exactamente lo que ocurre en el proceso. En el sistema automatizado, el controlador PLC suele ser la parte central. Con la ejecución de un programa, el PLC monitorea continuamente el estado del sistema a través de las señales de los dispositivos de entrada.

Con base en la lógica implementada en el programa (Fig. 23), el PLC determina las acciones a ejecutarse con los instrumentos de salida. Para procesos más complejos es posible conectar más controladores PLC a un ordenador central.

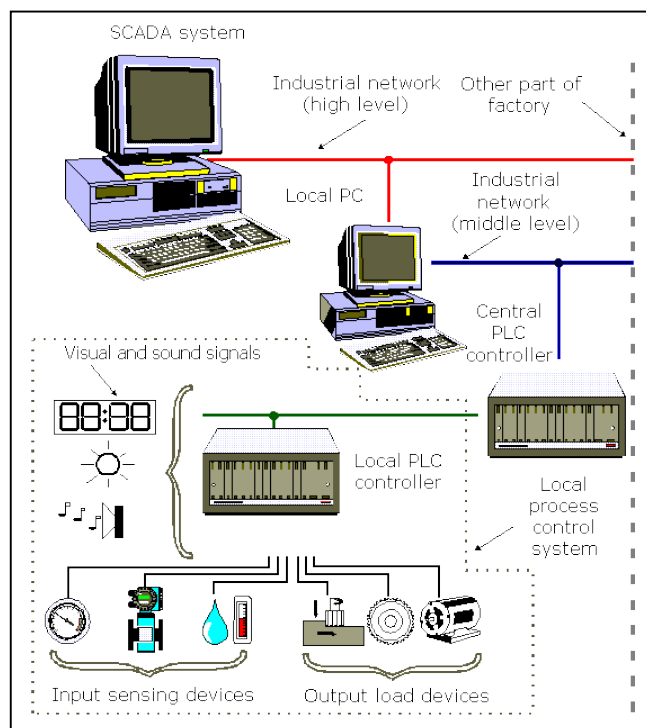


Figura 23. Sistema de control automático con PLC

1.3.3 Sistema de control PID.

El control automático juega un papel crucial en el avance de la ciencia y la tecnología. El control automático es una parte esencial e importante de los procesos industriales y la producción moderna, que es indispensable para el control numérico de las máquinas herramienta en la industria manufacturera. También es importante en operaciones industriales tales como presión, temperatura, humedad, viscosidad y control de flujo en la industria manufacturera. A medida que los avances en la teoría y la práctica del control automático proporcionan recursos para lograr un rendimiento óptimo del sistema dinámico, mejorar la productividad, desviarse de la monotonía de muchas operaciones manuales periódicas y recurrentes y otros beneficios, la mayoría de los ingenieros y científicos en el campo deben hacerlo bien. Tener conocimiento

1.3.4 Acciones básicas de control y controladores automáticos industriales.

En un sistema retroalimentado o integrado feedforward/feedback hay muchos tipos de acción de control que son tomados para responder a desviaciones en las variables medidas. Estos control simple on – off, control anticipado como la desviación está ocurriendo algún tiempo antes de hacer algún ajuste.

Clasificación de Controladores Industriales analógicos.

Los controladores analógicos, se clasifican por sus acciones de control:

- 1.3.4.1 Controladores proporcionales.
- 1.3.4.2 Controladores proporcional- integrales.
- 1.3.4.3 Controlador proporcional-derivativo.
- 1.3.4.4 Controladores integral-derivativo(PID)

La mayoría de los controladores analógicos industriales utilizan electricidad o algún fluido, como aceite o aire a presión, a modo de fuente de potencia.

1.3.4.1 Acción de control proporcional.

Para un controlador de acción proporcional, la relación entre la salida del controlador $u(t)$ y la señal de error $e(t)$, es: $e(t) = K_p e(t)$.

$$e(t): \frac{du(t)}{dt} = K_p * e(t), \quad K_p \text{ es la constante proporcional; ajustable.}$$

Donde K_p es la ganancia proporcional. Sin importar el mecanismo en sí y la potencia que lo alimenta, el controlador proporcional es esencialmente un amplificador con ganancia ajustable. (Fig. 24)

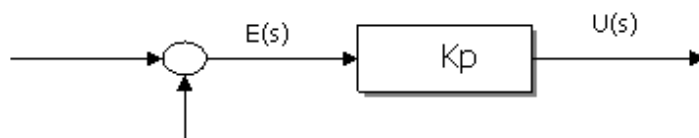


Figura 24.

En el control proporcional, para una señal de error dada el controlador envía una señal a la válvula de control diciéndole que se mueva a una posición específica. Esta posición de la válvula es dependiente de la ganancia proporcional del controlador. La ganancia proporcional 'K', la señal de error 'E' y la salida del controlador C. Están relacionados de acuerdo a la ecuación (1): $c = K \times E$

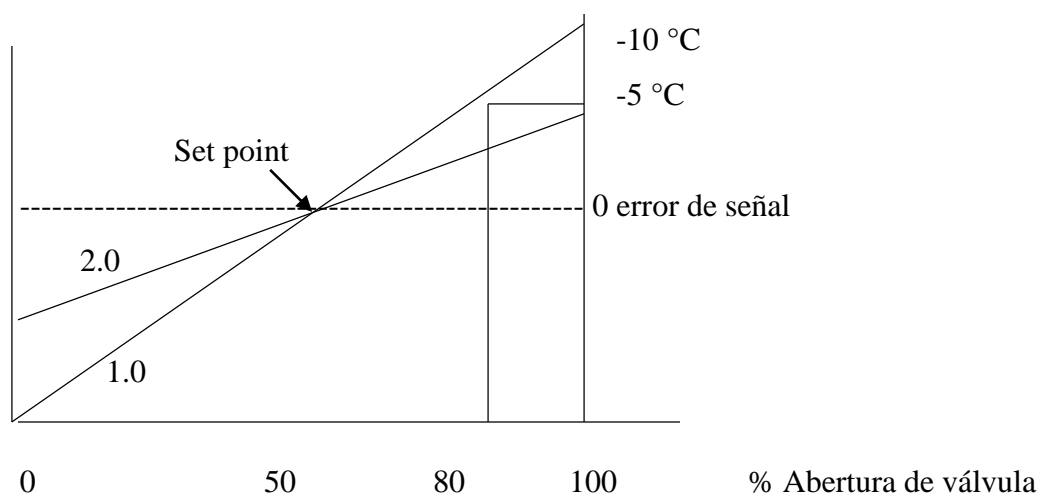


Figura 25. Apertura de válvula de control vs. Señal de error

La figura 25. Ilustra como la válvula de control de gas es ajustada para diferentes valores de ganancia proporcional. Al bajar la temperatura medida de su set point se genera un valor negativo.

Cuando la señal de error indica que la temperatura es 5°F bajo su set point, la válvula de gas abre 80% de su flujo total a su ganancia proporcional de 1.0. Cuando la ganancia proporcional es 2.0 la válvula de control abre 100% en respuesta a la señal de salida del controlador.

Cuando hay un cambio tipo escalón en la temperatura del agua de alimentación, la caída súbita de temperatura resulta en una caída gradual.

1.3.4.2 Acción de control proporcional e integral.

La acción de un controlador proporcional-integral queda definida por la Integral.

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^T e(t) dt$$

Donde K_p es la ganancia proporcional y T_i se denomina tiempo integral, ambos valores son ajustables. El tiempo integral regula la acción integral, mientras que una modificación en K_p afecta tanto a la parte integral como la proporcional de la acción de control. El recíproco T_i recibe el nombre de Frecuencia de reposición.

La frecuencia de reposición es la cantidad de veces por minuto en que se repite la acción proporcional. La frecuencia de reposición se mide en términos de repeticiones por minuto

1.3.4.3 Acción de control proporcional- derivativo.

La acción de un controlador proporcional-derivativo queda definida por la Integral

$$u(t) = K_p e(t) + K_p T_d \int_0^t \frac{de(t)}{dt}$$

Donde K_p es la ganancia proporcional y T_d es una constante denominada tiempo derivativo o tiempo de adelanto. Tanto K_p como T_d son ajustables. El tiempo derivativo T_d es el intervalo de tiempo en que la acción derivativa se adelanta al efecto de la acción proporcional.

Los controladores PID requieren tres configuraciones. Por lo tanto, el controlador puede garantizar un control muy preciso del proceso. Los controladores PID normalmente se detectan en procesos donde la temperatura es controlada por una variable porque el tiempo de respuesta es relativamente lento. Derivar control permite que el controlador reaccione más rápido y establezca el control final más rápido que una acción proporcional e integral

1.3.4.4 Acción de control proporcional – integral – derivativo (PID).

La combinación de los efectos de la acción proporcional, integral y derivativa, se denomina acción de control proporcional-integral-derivativa. Esta acción tiene las ventajas de cada una de las tres acciones de control individuales. La ecuación de un control con esta acción de control es:

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(t) dt + K_p T_d \frac{de(t)}{dt}$$

K_p es la ganancia proporcional,

T_i es el tiempo integral, y

T_d es el tiempo derivativo.

1.3.5 Principio de sistemas de Control automático.

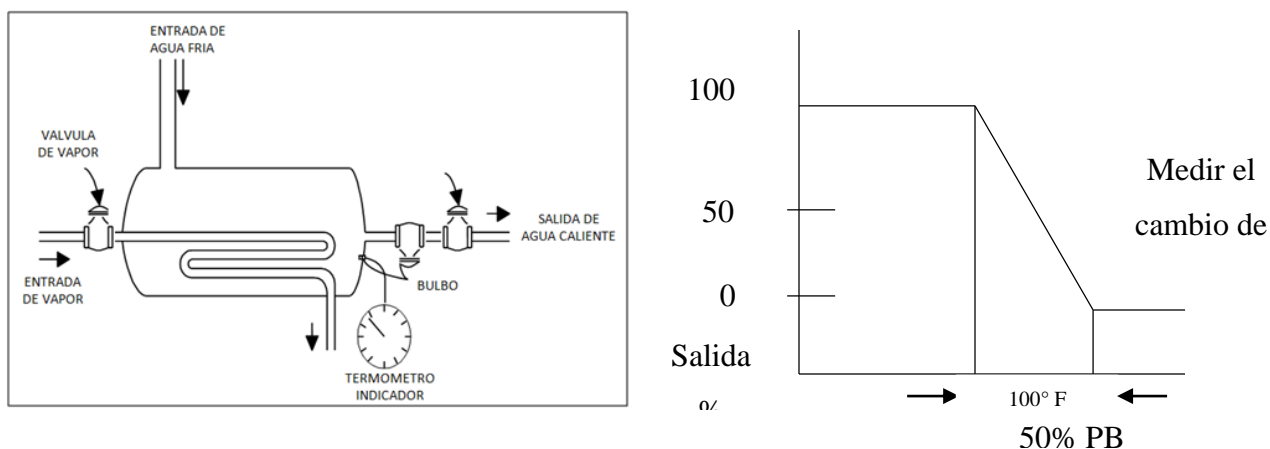


Figura 26. Control automático de temperatura en modo proporcional

En la figura 26. Proceso utilizando un controlador proporcional de temperatura para suministrar agua caliente.

El vapor es admitido al intercambiador de calor para aumentar la temperatura del agua fría suministrada. El detector de temperatura monitorea la salida de agua caliente y produce una señal de salida que representa un rango de variable controlada de 100 a 300°F. El controlador compara la señal de la variable medida de proceso con el valor del set point y envía una salida de 3 a 15 psi al elemento de control final, el cual es una válvula de control, de diámetro de 3''.

El controlador ha sido seteado para trabajar con una banda proporcional de 50%. Un cambio de 50% en el span de 200°F, o un cambio de 100°F causa un cambio en la salida del controlador de 100%. El controlador proporcional es del tipo de acción inversa de tal modo que la válvula de control estrangula el flujo de vapor al aumentar la temperatura de salida del agua caliente; la válvula de control abrirá más para aumentar el flujo de vapor al reducirse la temperatura del agua.

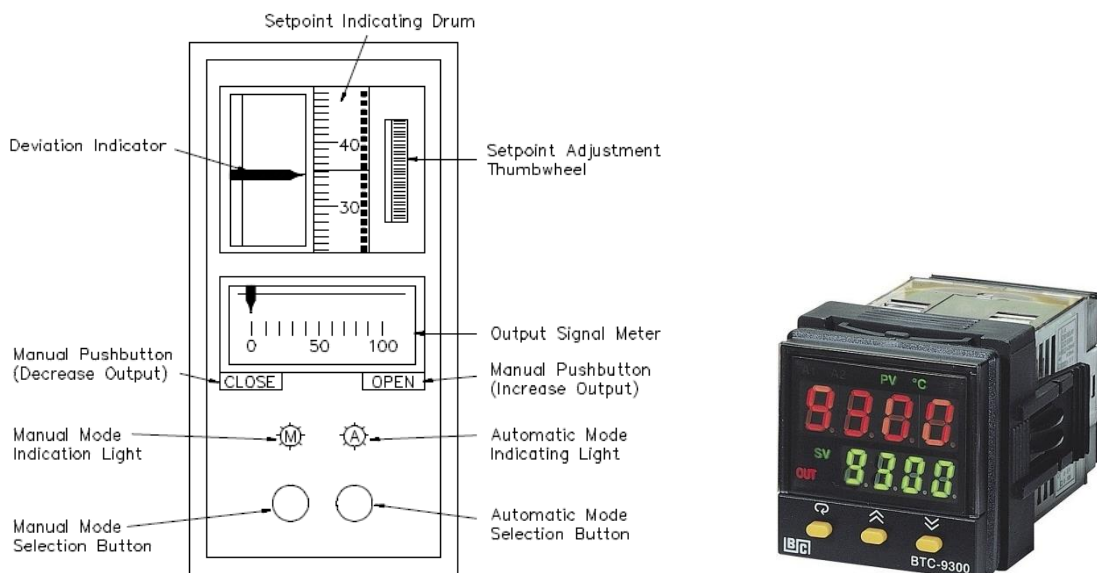


Figura 27. Estación de control auto balanceada

El indicador de set point, situado en el centro de la mitad superior del controlador, indica el set point (valor deseado) seleccionado por el controlador. La escala puede estar marcada en (0...10) % o corresponde directamente en unidades de medida de la variable controlada, por ejemplo (0 - 1000 psi or -20°F to +180°F).

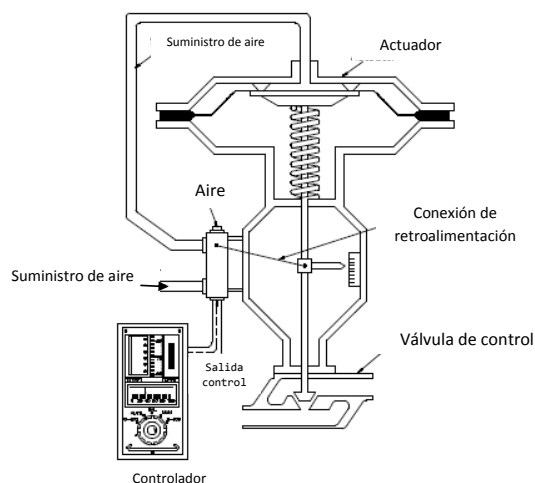


Figura 28. Actuador neumático con controlador y posicionador

Una importante característica de seguridad es provista por el resorte en un actuador. (Fig. 28). La válvula es normal abierta, con aire cierra. El aire ingresa por la parte superior del actuador neumático, ejerciendo una presión que vence la resistencia del resorte, cerrando la válvula interior.

Cuando el aire baja su presión (la señal de control se reduce), el resorte vence la presión en el diafragma, abriendo la válvula interior, permite el flujo del fluido a través de ella.

Banda proporcional.

El término banda proporcional designa la cantidad de cambios que necesita la entrada para proveer un completo rango de cambios a la salida, y puede ser calculado utilizando la siguiente

$$\text{ecuación: } PB = \frac{1}{\text{Ganancia}} (100\%)$$

Por ejemplo, si la ganancia es 1.33, la banda proporcional es ajustada al 75%. $PB = \frac{1}{1.33} (100\%)$

$$PB = 75\%$$

Los cambios en la acción de control proporcional son expresados como cambios en ganancia proporcional. Ganancia proporcional es la relación del cambio en la entrada al cambio en la salida.

La ganancia proporcional se puede calcular con la siguiente expresión: $\text{Ganancia} = \frac{100\%}{PB}$

Efectos de cambiar el ancho de banda de un proporcional

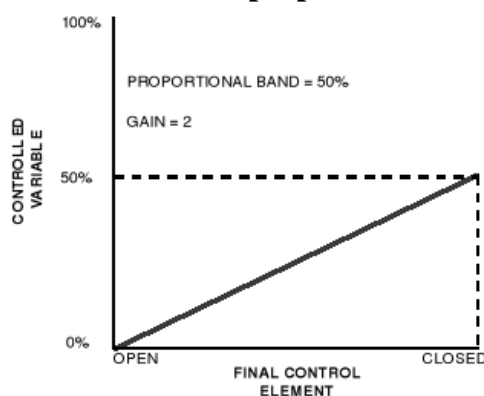


Figura 29. Efecto de la banda proporcional en el control.

La acción de control proporcional tomada en el sistema, ha sido ajustada a la mitad en la entrada, es necesario para abrir o cerrar completamente la válvula. En entonces la misma salida sería alcanzada con la mitad de la entrada. Porque solo el 50 por ciento de entrada es requerido para obtener un rango completo de salida, la banda proporcional es del 50 por ciento y la ganancia es 2. (Fig. 30)

$$PB = \frac{1}{2}(100\%) = 50\%$$

$$\text{Ganancia} = \frac{100\%}{50\%} = 2$$

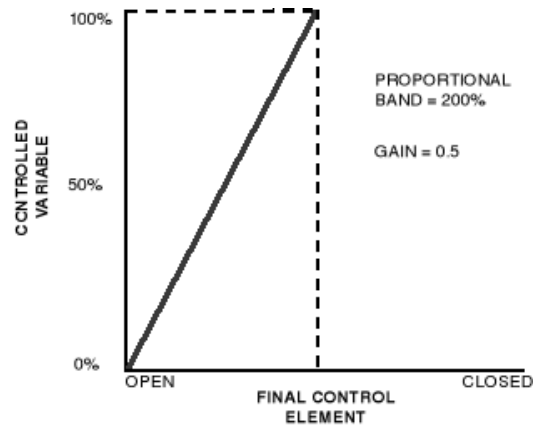


Figura 30.

El efecto opuesto puede ser alcanzado ajustando la banda proporcional en la dirección opuesta. Tomando un cambio en el rango completo de la entrada, representa un cambio del 50 por ciento en la salida. El resultado es que la misma entrada alcanza solo la mitad, tanto como la salida.

$$PB = \frac{100\%}{50\%}(100\%) = 200\% \quad \text{Ganancia} = \frac{50\%}{100\%} = 0.50$$

La banda proporcional es igual 200% y la ganancia es de 0.5

Una banda proporcional ancha o una ganancia baja corresponde a una baja respuesta. Una BP angosta, corresponde a una mayor respuesta.

Importancia de tener la cantidad apropiada de control proporcional.

Una apropiada acción de control provee una rápida respuesta, cuando la acción proporcional es excesiva, pequeñas desviaciones desde el set point resultan en cambios significativos en la salida. Con una insuficiente acción de control, virtualmente no hay control; grandes cambios en la entrada solo causan cambios pequeños en la salida. Generalmente una acción de control adecuada está entre alguno de estos dos extremos.

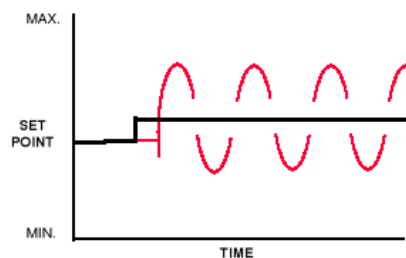


Figura 31

Es el efecto de una banda proporcional demasiado angosta. El pequeño cambio relativo en el set point resulta en un cambio significativo en la salida, causando un efecto de oscilación similar al de la acción de control dos-posiciones.

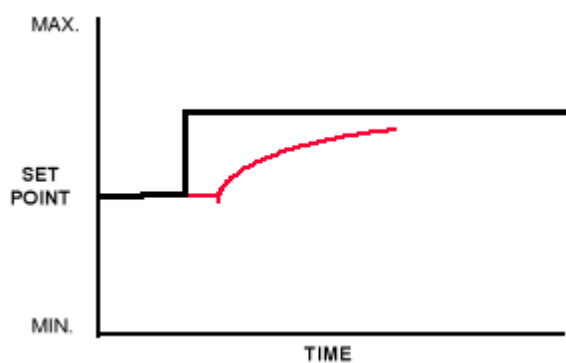


Figura 32.

Una banda proporcional que es demasiado ancha, también crea dificultades. Un gran cambio en la entrada causa un pequeño cambio en la salida, **OFFSET**.

El término utilizado para expresar la diferencia entre el set point y el valor de la variable de proceso es “**offset**”. El offset es inherente al modo de control proporcional, y puede ser corregido, porque el control proporcional produce correcciones proporcionales a las desviaciones.

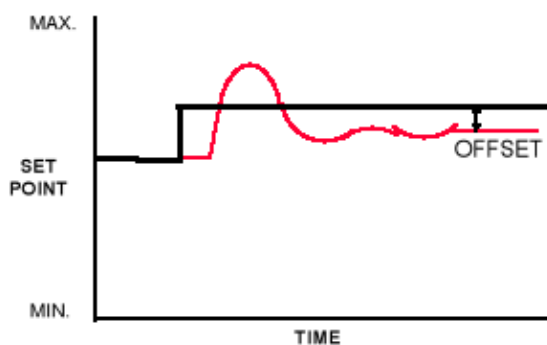


Figura 33.

Función del control integral.

Los controladores proporcionales industriales usualmente tienen una segunda acción de control para eliminar el offset con la misma secuencia de pasos, chequeo, ajuste, y rechequeo del estado de la variable controlada hasta que regrese al set point.

La acción integral a menudo es llamada reajuste (reset) porque reajusta (resetea) la salida del controlador hasta que el set point sea alcanzado. La acción de reajuste (reset)

La acción de control integral es adicionada al controlador feedforward en lazos de flujo para proveer una acción de amortiguamiento o filtración para el lazo. La acción de control puede regresar la variable del proceso al set point tan rápido como sea posible, sin provocar grandes oscilaciones en el sistema. Esta acción de control puede ser ajustada de la misma manera que la acción proporcional. El control integral no puede ser usado para estabilizar un proceso, está diseñado para eliminar el offset.

Esta ilustración muestra el efecto de la acción integral de control. La acción integral provee salida al elemento final de control hasta que el proceso regresa al set point. Cuando el control proporcional es combinado con el control integral, la acción de control proporcional es repetida hasta que el elemento final de control es posicionado para corregir el offset.

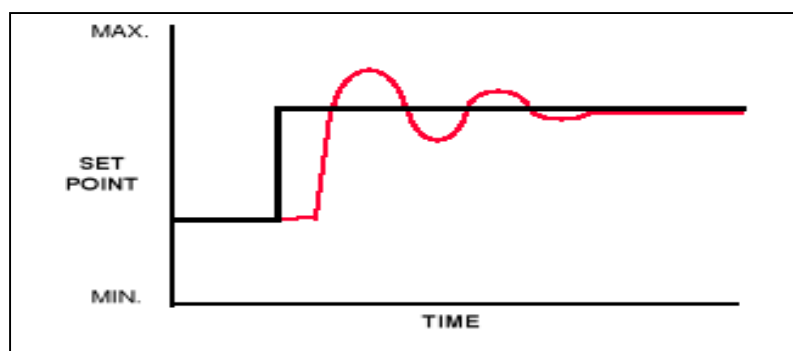


Figura 34.

1.3.6 Sistemas de control automático de procesos.

Una de las aplicaciones más importantes de los sistemas de adquisición de datos es la implantación de sistemas de control automático en procesos industriales.

Sistemas de control de proceso encontramos 3 estructuras típicas. Estas estructuras son:

- 1.3.6.1 Control supervisorio.
- 1.3.6.2 Control digital directo.
- 1.3.6.3 Control distribuido.

1.3.6.1 Control digital supervisorio.

El control digital supervisorio consiste en el uso de una computadora que monitorea las salidas de los distintos controladores analógicos o digitales y dependiendo del desempeño de los mismos pueda mandar modificaciones a las referencias (set points) de las variables críticas. La señal de cada transmisor se manda tanto a los controladores como a la computadora. (Fig. 35).

Ventajas importantes del control supervisorio:

- En la computadora pueden ser desplegadas gráficas de alta resolución sobre el estado y comportamiento del proceso y sus controladores.
- Puede ser fácilmente añadido a un sistema de control puramente análogo previamente instalado.
- Si la computadora falla, el sistema sigue funcionando con las últimas referencias aplicadas a cada controlador.
- Como los controladores manejan la dinámica del proceso, la computadora no tiene que ser demasiado rápida.

Desventajas importantes del control supervisorio:

- El sistema está limitado por las características de los controladores analógicos o digitales que prevalecen en el sistema.
- Para una substitución del control análogo existente, el control digital supervisorio requiere de bastante instrumentación electrónica.
- El sistema no es muy flexible.

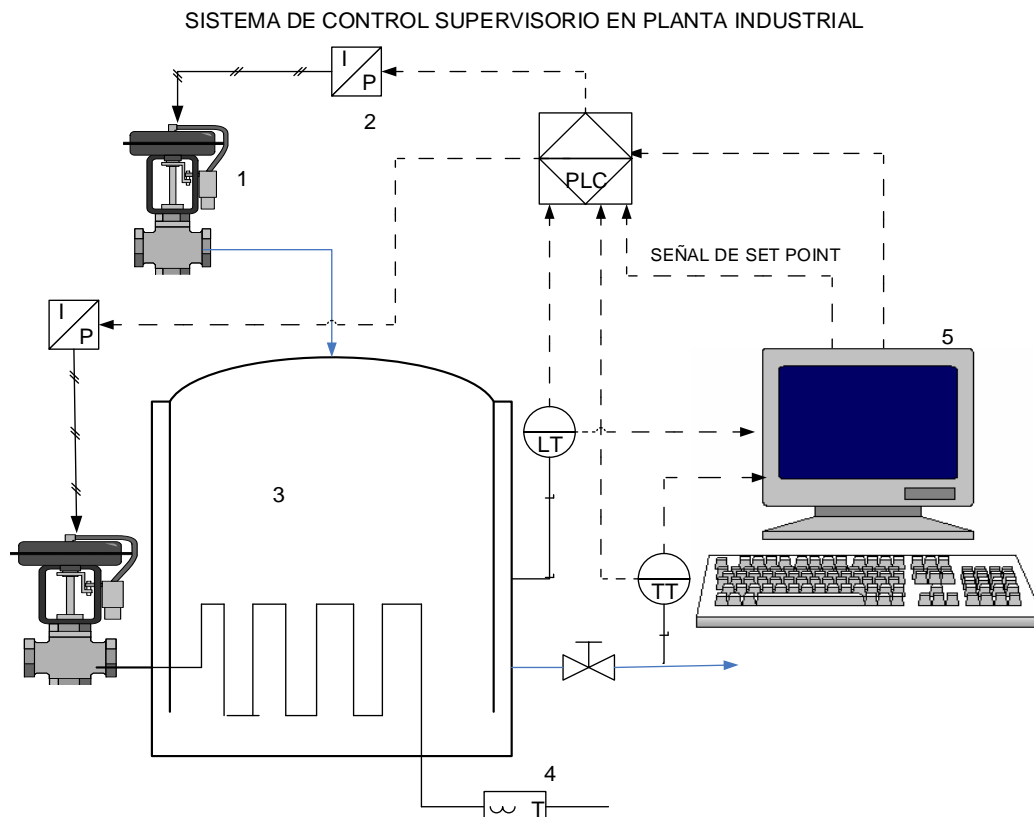


Figura 35. Sistema de control supervisorio. Elaboración propi

Leyenda:

1. – Válvula automática con accionamiento neumático
2. – Convertidor electroneumático
3. – Proceso Industrial
4. – Trampa de Vapor
5. – Computadora Industrial

TT: Transmisor de temperatura

PLC = Controlador Lógico Programable

LT: Transmisor de nivel

1.3.6.2 Control digital directo.

En el control digital directo no existen controladores análogos. Los transmisores mandan sus señales solamente a la computadora a través de un sistema de adquisición de datos. La computadora compara las señales retroalimentadas con las señales de referencia ("set points")

previamente generadas o tecleadas. Después la computadora calcula la acción de control usando un algoritmo predeterminado y manda la demanda de manipulación a los actuadores. La ventaja más importante del sistema digital directo es que el uso integral de la computadora digital puede proporcionar algoritmos más complejos para controlar procesos con iteraciones y modelos más complicados. (Fig. 36).

Desventajas:

El esquema básico no incluye un respaldo análogo o digital para el caso de una falla computacional. Para procesos muy rápidos como el procesamiento digital de señales, de video, y filtrado digital se requiere de computadoras de alto desempeño para procurar un control adecuado, un despliegue en tiempo real del estado del proceso y un informe continuo del desempeño del proceso.

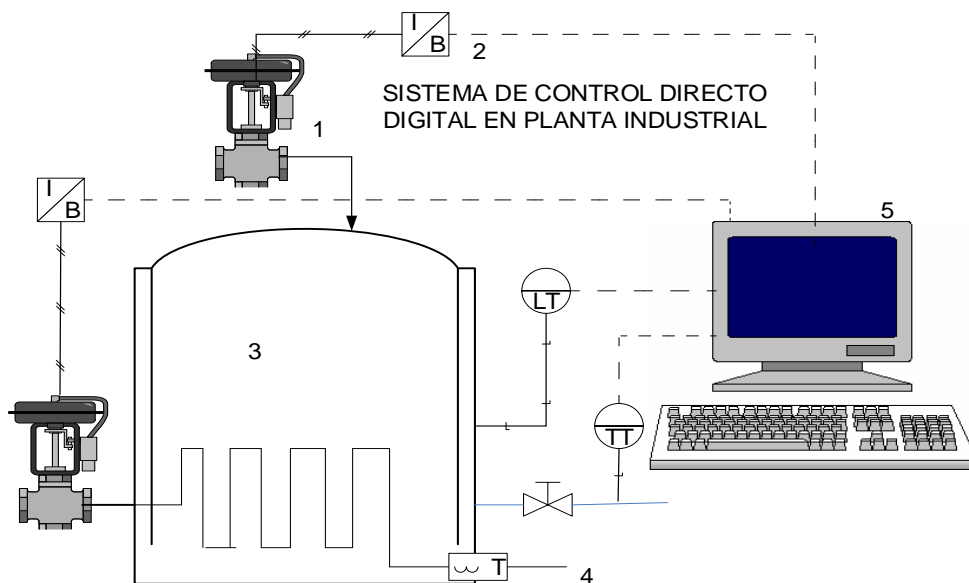


Figura 36. Sistema de control digital directo. Elaboración propia

Leyenda:

1. – Válvula automática con accionamiento neumático
2. – Convertidor electro neumático
3. – Proceso Industrial
4. – Trampa de Vapor

5. – Computadora Industrial

TT: Transmisor de temperatura

LT: Transmisor de nivel

1.3.6.3 Control digital distribuido.

Posee las ventajas más importantes del control digital supervisorio y del control digital directo, de tal forma que se integra un esquema híbrido muy efectivo.

Cada lazo de control en el proceso tiene su propio transductor, transmisor, indicador / controlador y actuador. Algunos cálculos realizados por la minicomputadora del esquema digital directo pueden ser realizados por la microcomputadora de cada lazo de control en el esquema de control distribuido. Además, cada microcomputadora tiene la habilidad de cambiar su propia estrategia de control sin la intervención de la computadora principal o del operador (autosintonización).

La comunicación entre cada microcomputadora y la computadora central se realiza mediante cable coaxial. Este cable es compartido por cientos de controladores distribuidos en toda la planta. Los controladores pueden también ser reprogramados a través de una red local de comunicación desde la computadora principal. (Fig. 37)

Ventajas importantes del sistema distribuido:

El sistema puede ser monitoreado desde una computadora supervisora, donde se puede desplegar información gráfica de múltiples lazos de control.

Las minicomputadoras usadas para los lazos de control pueden ser microprocesadores o microcontroladores que dan muy buen rendimiento a un bajo costo.

Si alguna microcomputadora falla, el proceso seguirá funcionando normalmente. Se puede incluir redundancia local para respaldar el sistema de control completo.

Se pueden incorporar esquemas de auto-sintonía para los controladores individuales.

DESVENTAJAS:

Una de las posibles desventajas puede ser la complejidad de los algoritmos de control y quizás el costo en el desarrollo del sistema completo.

SISTEMA DE CONTROL AUTOMATICO DISTRIBUIDO EN PLANTA INDUSTRIAL

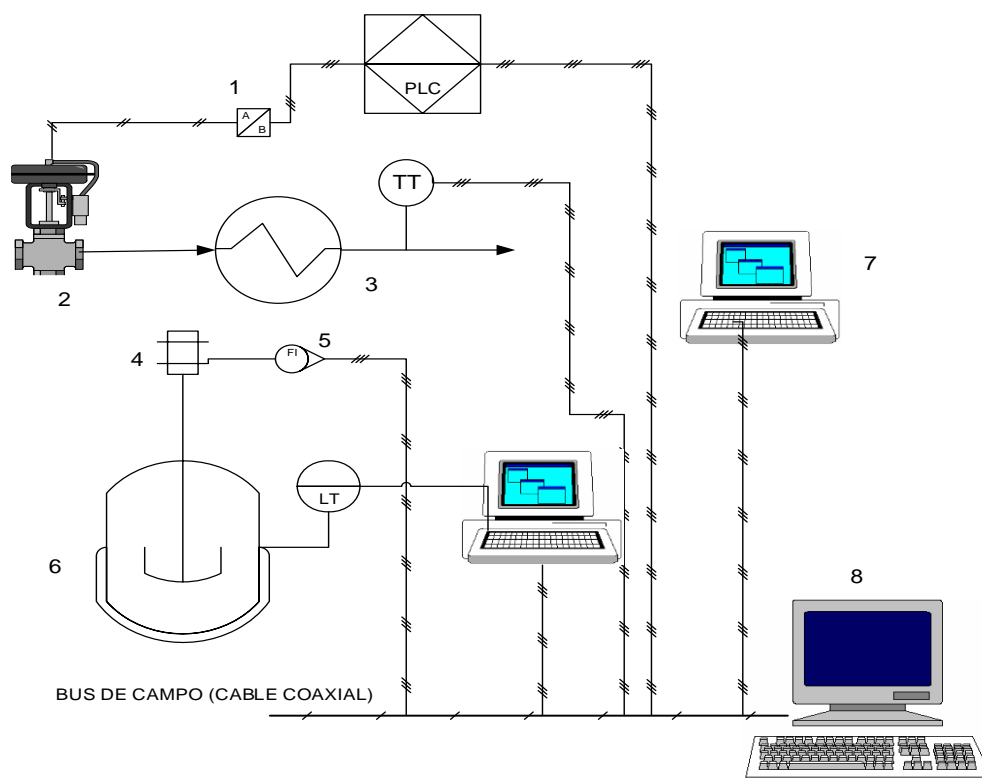


Figura 37. Sistema de control digital distribuido.

Leyenda:

1. – Convertidor electro neumático
 2. – Válvula automática con accionamiento neumático
 3. – Intercambiador de calor
 4. – Agitador
 5. – Convertidor electro electrónico
 6. – Proceso industrial
 7. – PC auxiliar, con software labView
 8. – Computadora Industrial principal, con software labView
- TT: Transmisor de temperatura
 LT: Transmisor de nivel

1.3.7 Sintonizado Empírico de los PID.

Se usan reglas de sintonía basadas en mediciones hechas sobre la planta real.

1.3.7.1 Método de oscilación de Ziegler – Nichols (Z-N).

Este procedimiento es válido sólo para plantas estables en lazo abierto. Hay que seguir los siguientes pasos:

- Colocar la planta real bajo control proporcional, con una ganancia muy pequeña.
- Aumentar la ganancia hasta que el lazo empiece a oscilar.
- Registrar la ganancia crítica $K_P = K_C$ del controlador y el periodo de oscilación de la salida del controlador P_C .
- Ajuste los parámetros del controlador de acuerdo a la tabla 3. aplicable a la parametrización estándar.

	K_p	T_r	T_d
P	$0,5 K_C$		
PI	$0,45 K_C$	$P_C / 1,2$	
PID	$0,6 K_C$	$0,5 P_C$	$P_C / 8$

Tabla 5.

Los parámetros de la tabla 5. Fueron determinados por Ziegler Nichols, para obtener una respuesta subamortiguada a un escalón en aquellas plantas que satisfacen el modelo de la forma.

$$G_o(s) = \frac{K_o e^{-s\tau_o}}{\gamma_o s + 1} \quad \text{donde } \gamma_o > 0$$

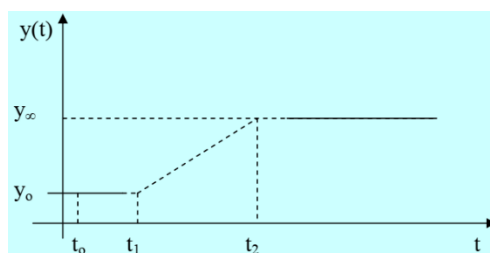
1.3.7.2 Métodos basados en la curva de reacción.

Muchas plantas industriales pueden ser modeladas mediante la función de transferencia anterior. Los parámetros de este modelo se pueden obtener con un experimento en lazo abierto apropiado, usando el siguiente procedimiento:

- Con la planta en lazo abierto, llevarla manualmente a un punto de operación normal. Digamos que la salida de la planta permanece en $y(t) = y_o$ para una entrada a la planta constante $u(t) = u_o$.
- En un instante inicial t_o , se aplica un cambio escalón a la entrada de la planta (este podría estar en el rango de 10% a 20% de la escala total).
- Registrar la salida de la planta hasta que se estabilice en el nuevo punto de operación. Suponga que obtiene la curva mostrada (Fig. 38). Esta es la curva de reacción de la planta.

- Calcular los parámetros del modelo como sigue:

$$K_0 = \frac{y_\infty - y_0}{u_\infty - u_0}$$



$$\tau_0 = t_1 - t_0$$

$$\gamma_0 = t_2 - t_1$$

Figura 38. Curva de reacción en la planta.

Los parámetros obtenidos se pueden usar para derivar varios métodos de sintonizado de un controlador PID.

El método propuesto por Ziegler y Nichols sugiere los parámetros indicados en la tabla 6, con

$$x_0 = \frac{\tau_0}{\gamma_0}$$

	K_p	T_r	T_d
P	$K = (1/K_0 x_0)$		
PI	$0,9 K$	$3 \tau_0$	
PID	$1,2 K$	$2 \tau_0$	$0,5 \tau_0$

Tabla 6. Método propuesto Ziebler y Nichols

1.3.7.3 Modelos matemáticos de Cohen and Coon.

El método propuesto por Cohen and Coon, no depende tanto del parámetro x_0 . La tabla 7. Muestra los parámetros usados.

	K_p	T_r	T_d
P	$\frac{1}{K_0} \left[\frac{1}{x_0} + \frac{1}{3} \right]$		
PI	$\frac{1}{K_0} \left[\frac{0,9}{x_0} + \frac{1}{12} \right]$	$\tau_0 \left[\frac{30 + 3x_0}{9 + 20x_0} \right]$	
PID	$\frac{1}{K_0} \left[\frac{4}{3x_0} + \frac{1}{4} \right]$	$\tau_0 \left[\frac{32 + 6x_0}{13 + 8x_0} \right]$	$\tau_0 \left[\frac{4}{11 + 2x_0} \right]$

Tabla 7. Modelos matemáticos de Cohen and Coon.

1.4 Formulación del problema.

¿En qué medida el diseño de un sistema scada para el control y supervisión automático del proceso de adsorción, desorción y recuperación de oro en la minera SHAHUINDO SAC mejorara la producción de oro?

1.5 Justificación del estudio.

1.5.1 Justificación Técnica.

Se obtendrá una mayor eficiencia y seguridad operacional de los componentes del sistema de adsorción, desorción y recuperación de oro en Shahuindo SAC.

1.5.2 Justificación Económica.

Al aumentar las eficiencias de los procesos del sistema de adsorción, desorción y recuperación de oro, habrá una mayor producción de producto final, aumentando los ingresos económicos

1.5.3 Justificación Laboral.

Al implementar la automatización de los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro, se tendrá un mejor ambiente laboral, más seguridad, menos mermas; habrá mayor participación del personal técnico y de operación con mayores capacitaciones.

1.5.4 Justificación Tecnológica.

Permitirá introducir, poner en servicio y asimilar la tecnología moderna de automatización en modo supervisorio, con más precisión, en tiempo real y mayor confiabilidad, que permitirá gestionar los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro con mayor eficiencia y menor costo.

1.5.5 Justificación medioambiental.

Mediante la automatización de los procesos de adsorción, desorción y recuperación, se tendrá menos mermas y menos efluentes, pues también habrá menos reprocesos para recuperar el oro.

1.6 Hipótesis.

El diseño de un sistema scada para el control y supervisión automático del proceso de adsorción, desorción y recuperación de oro en la minera Shahuindo SAC mejorará la producción de oro.

1.7 Objetivos.

1.7.1 Objetivo general.

Diseñar un sistema scada para el control y supervisión automático del proceso de adsorción, desorción y recuperación de oro, en la minera Shahuindo SAC.

1.7.2 Objetivos específicos.

- a) Modelamiento de los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro, mediante el método de balance de masa y energía.
- b) simulación del comportamiento en el tiempo de los procesos Adsorción, Desorción y recuperación de oro.
- c) Determinar la instrumentación y las estrategias de control para los procesos Adsorción, Desorción y recuperación de oro.
- d) Simulación del controlador PID de los procesos Adsorción, Desorción y recuperación de oro.
- e) Integrar las diferentes fases del proceso Adsorción, Desorción y recuperación de oro automatizado
- f) Elaborar diagrama P&ID de los procesos.
- g) Determinar la factibilidad económica de la propuesta.

CAPÍTULO II

MÉTODO

II. MÉTODO.

2.1 Diseño de investigación.

El estudio de investigación es aplicativo por que plantea encontrar una solución tecnológica factible de aplicar en la práctica, para resolver un problema industrial.

El estudio es descriptivo por que describe un problema industrial y la metodología para obtener una solución.

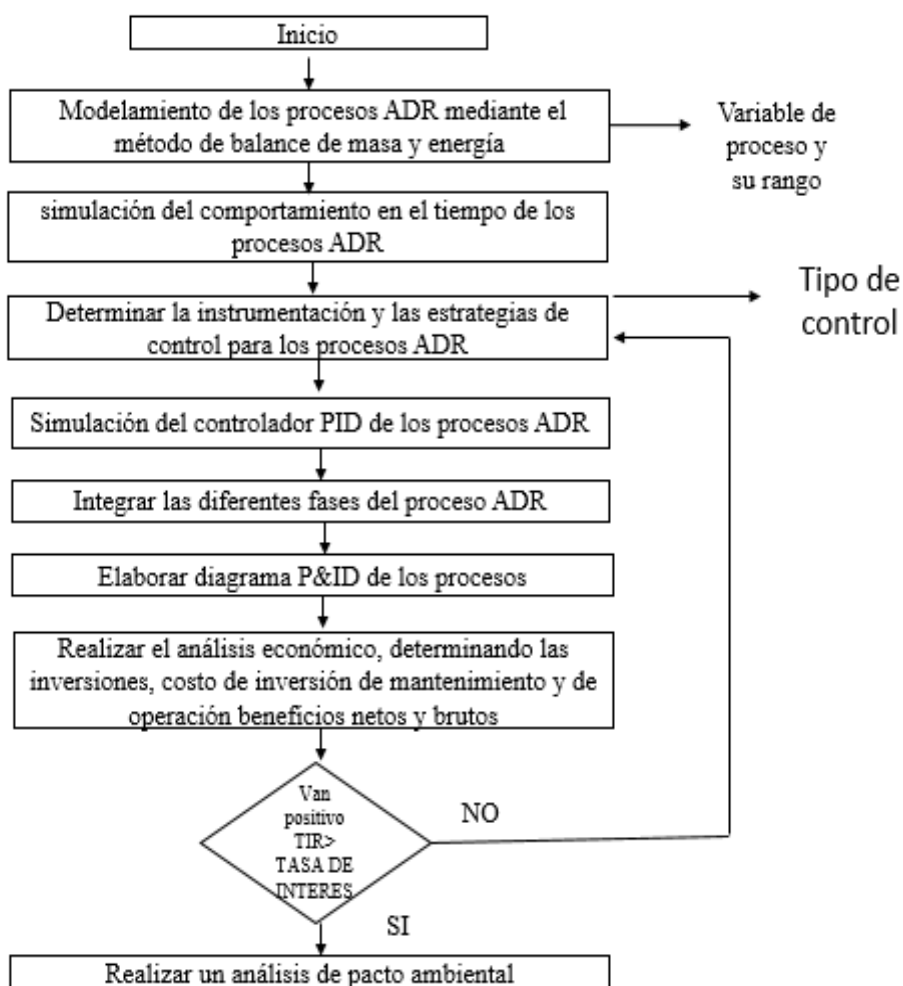


Figura 39. Diseño de ejecución, con pasos a desarrollar para obtener objetivos de la investigación. Elaboración propia

2.2 Variables, Operacionalización.

- Variable independiente: Diseño del sistema scada de control y supervisión automático.
- Variable dependiente: Nivel de producción

2.2.1 Variables intervinientes:

- Variación de calidad de energía eléctrica: armónicos, frecuencia
- Variación de parámetros de energía neumática: humedad, presión.

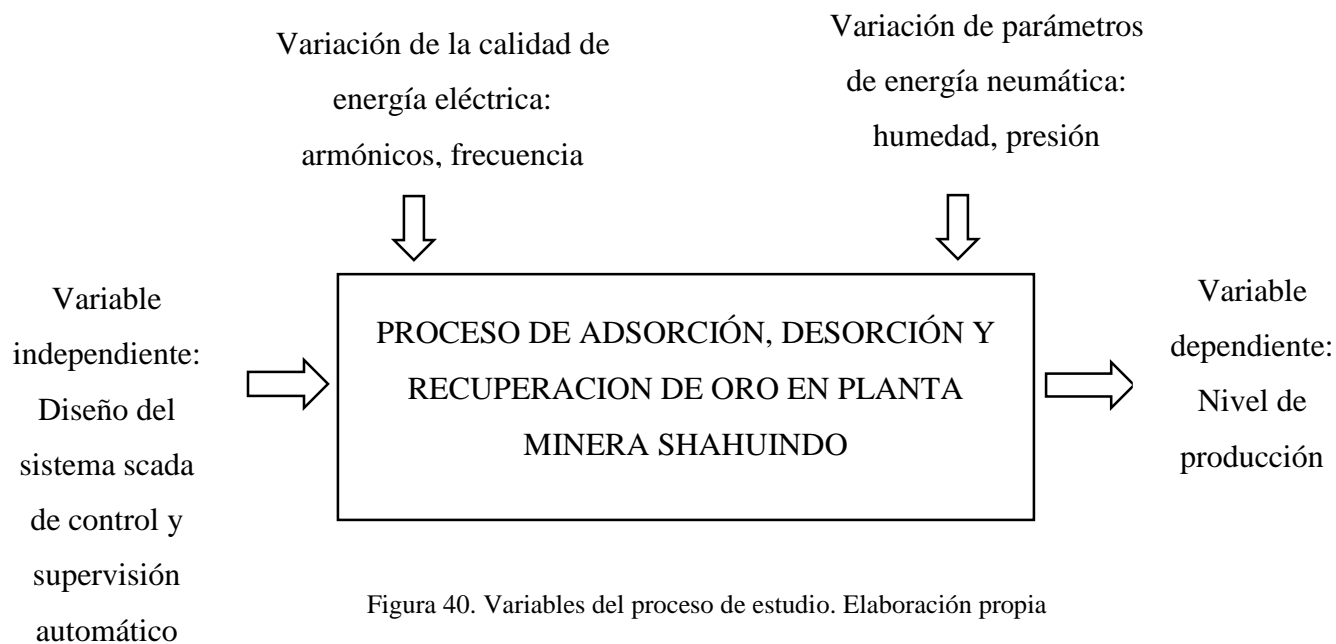


Figura 40. Variables del proceso de estudio. Elaboración propia

2.2.2 Operacionalización de variables.

Variable	Definición conceptual	Definición operacional	Indicadores	Escala de medición
Variable Independiente: Diseño del sistema scada de control y supervisión	Los sistemas scada son aplicaciones de software, diseñadas con la finalidad de controlar y supervisar los procesos a distancia	Se refiere al modo de control automático a emplear, en modo proporcional, integral y derivativo, que controlaran los instrumentos	Diseño de un sistema de control mediante un software	4-20mA 0-15bar 0-140°C
Variable dependiente: Nivel de producción	Masa de metal de oro que es función de densidad y volumen	Se refiere a la cantidad de material que pasa por un conducto abierto/cerrado en la unidad de tiempo	Flujo de oro recuperado	0-100,000 kg/año
Variable interviniente: Calidad de energía eléctrica	La calidad de suministro eléctrico es la normalización del suministro eléctrico mediante reglas que fijan los niveles, parámetros básicos, forma de onda, armónicos, niveles de distorsión armónica, interrupciones, etc.	Se refiere a la forma de onda senoidal, frecuencia armónica, medidas con analizadores de redes que permitan establecer el suministro de energía eléctrica a los instrumentos de medida y control	Nr. armónicos Frecuencia Nr. de interrupciones en un intervalo de tiempo	0...10 armónicos 45...65 Hz
Variable interviniente: Humedad del aire comprimido	Cantidad de vapor de agua contenido en el aire a determinadas condiciones de presión y temperatura	Es el valor que indica el instrumento denominado humidímetro, medido a condiciones de servicio y medioambientales de referencia	% humedad	0...100 %
Variable interviniente: Presión del aire comprimido	Variable de proceso que caracteriza el estado energético de un gas, definido por la masa, temperatura, constante del gas perfecto y su volumen	Es el valor que resulta de medir mediante el uso de un manómetro, de tubo Bourdon, en condiciones de instalación de acuerdo a normas	Presión, bar	0...7 bar

2.3 Población y muestra

2.3.1 Población:

Procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro de Plantas Mineras de Cajamarca.

2.3.2 Muestra:

Procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro de Planta Minera de Shahuindo SAC.

2.4 Técnicas e instrumentos de recolección de datos, validez y confiabilidad.

Técnica	Instrumento	Objeto	Objetivos
Observación	Hoja de toma de datos	Procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro	Conocer los procesos y los parámetros que definen su capacidad, costos y rendimientos.
Entrevistas	Hoja de entrevista	Personal de operación e instrumentistas	Determinar aspectos específicos de operación, que posibiliten definir con mayor precisión los modos de control automático
Encuestas	Hojas de encuestas	Personal ejecutivo de operación e Instrumentación	Determinar la importancia de equipos, procesos y seleccionar los instrumentos para el control automático
Mediciones	Termómetros, manómetros	Procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro	Establecer rangos de variación de los parámetros de procesos para definir el modo y técnicas de control

2.5 Métodos de análisis de datos.

Se aplicarán análisis descriptivos, que sirven para describir el comportamiento de una o más variables de la muestra de estudio, se utilizará estadística descriptiva (media, varianza, cálculo de tasas, etc.).

También se hará análisis inferencial: cada una de las hipótesis formuladas debe ser objeto de verificación.

2.6 Aspectos éticos.

La información será nueva, no habrá plagio, teniendo en cuenta la veracidad de datos y los resultados; el respeto por la propiedad intelectual; el respeto por el medio ambiente y la biodiversidad; responsabilidad social, política, jurídica y ética; respeto a la privacidad; proteger la identidad de los individuos que participan en el estudio; honestidad, etc.

CAPÍTULO III

RESULTADOS

III. RESULTADOS

3.1 Modelamiento de los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro mediante el método de balance de masa y energía.

Modelar el sistema de los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro se requiere de una buena eficiencia para una buena ubicación, así como la instrumentación empleada en nuestra planta, mediante los análisis y balance de energía se realizará la simulación de la planta con el software labView.

3.1.1 Análisis de proceso de control de nivel en adsorción.

La solución enriquecida producto de la lixiviación en pilas (solución pregnant) será bombeada desde la poza lixiviación al circuito de adsorción diseñado para una capacidad de tratamiento de 300 m³/h, considerando la altura tanque, con una capacidad de 4 t de carbón activado, con la finalidad de que los valores de oro y plata sean adsorbidos, se ha considerado que la capacidad de carga del carbón activado alcanzará valores alrededor de 3.0 kg de oro por tonelada de carbón antes de pasar al siguiente proceso.

Datos

Flujo agua cianurada, ingreso a tanque: $V1 = 0 \dots 300 \text{ m}^3/\text{h}$

Flujo de agua cianurada procesada, salida de tanque, $V2: 0 \dots 150 \text{ m}^3/\text{h}$

Datos del tanque de agua cianurada:

Diámetro interior, $D_{int}: 4 \text{ m}$

Altura total, $V_t: 6 \text{ m}$

Altura útil, $V_u: 5 \text{ m}$ (A esta altura se encuentra el rebose)

Volumen útil del tanque de agua cianurada se calcula mediante la ecuación 1

$$V_{\text{útil}}[\text{m}^3] = S_t(\text{m}^2) * H_u(\text{m}) = \dot{V}_{\text{útil}} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right] * T_{\text{po}}(\text{s}) \quad (1)$$

Ecuación volumen útil.

En la cual: T_{po} = tiempo de llenado con agua cianurada, s

En la segunda ecuación 1.1 se calcula la sección transversal del tanque.

S_t = sección transversal del tanque de agua cianurada

$$S_t = \pi * \frac{d_{int}^2}{4} = \pi * \frac{4^2}{4} = 12.56 \text{ m}^2 \quad (1.1)$$

Ecuación sección transversal.

Variable controlada del proceso: H_u ecuación 1.3

Set point del proceso: 4 m

Ecuación de la variable controlada:

$$H_u = \frac{\dot{V}_{\text{útil}} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right] * T_{\text{po}}(\text{s})}{S_t(\text{m}^2)} \quad (1.3)$$

Ecuación de la variable controlada.

En la figura 41 podemos apreciar el tiempo de llenado y la altura del agua cianurada del tanque de adsorción en tiempo real.



Figura 41. Volumen VS Altura en tanque de agua cianurada

3.1.2 Modelamiento de control de calentamiento en desorción.

El proceso de desorción se realiza con la mezcla de oro con carbón activado y soda caustica liquida, serán calentado a una temperatura de 95°C mediante un intercambiador de calor, luego que el carbón sea desprendido del oro, Para este proceso se logra que la solución alcance el requerimiento de temperatura y presión requerida del proceso.

Datos iniciales:

Pasta de oro con carbón activado:

Flujo másico: 75,000 kg/h

Temperatura inicial: 42 °C

Temperatura final del fluido: 95 °C

Valor específico promedio: 3.45 kJ/ (kg*°C)

Vapor de calentamiento:

Presión: 3 bar absolutos

Entalpía: 2724 kJ/kg

Entalpía del líquido saturado: 502.44 kJ/kg

Calor útil del proceso (Ec. 2):

$$Q_u = m_{\text{aacid}} * c_p * \Delta t = \left(\frac{75000}{3600} \right) * 3.45 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg} * ^\circ\text{C}} \right) * (95 - 42)^\circ\text{C} = 3809 \text{kw} \quad (2)$$

Calor total del proceso (Ec. 2.1):

$$Q_t = \frac{Q_u}{\eta_{\text{cal}}} = \frac{3809}{0.99} = 3847 \text{kw} \quad (2.1)$$

Cálculo del flujo másico de vapor:

Del balance de energía en el proceso (Ec. 2.2):

$$Q_u [\text{kw}] = m_{\text{agua-acid}} * C_p * (t_f - t_i) = m_{\text{vapor}} * (h'' - h') * \eta_{\text{cal}} \quad (2.2)$$

Despejando, se obtiene la ecuación para el flujo de vapor del proceso (Ec. 2.3):

$$m_{\text{vapor}} = \frac{Q_u \left(\frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right)}{(h'' - h') \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) * \eta_{\text{cal}}} \quad (2.3)$$

Reemplazando la Ecuación 2.4

$$m_{\text{vapor}} = \frac{3809 \frac{\text{KJ}}{\text{S}}}{(2724 - 502.44) * 0.99 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}} = 1.732 \frac{\text{kg}}{\text{S}} = 6235.2 \frac{\text{Kg}}{\text{H}} \quad (2.4)$$

Dimensionamiento de elemento de control final: válvula automática con accionamiento neumático.

Será una válvula reductora de presión de vapor, con cabezal neumático.

Se determina el coeficiente de válvula, Kv

$$Kv = \frac{W}{1420} \sqrt{\frac{V_1 + V_2}{\Delta P}}, \quad \text{Si } \Delta P < \frac{P_1}{2} (\text{abs})$$

$$Kv = \frac{W}{1004} \sqrt{\frac{V_1 + V_2}{P_1}} \quad \text{Si } \Delta P \geq \frac{P_1}{2} (\text{abs})$$

W = Flujo de vapor (Kg /horas)

□p = Caída de presión (bar)

P1 = Presión anterior (bar) abs

V1 = Volumen específico a la presión, dm³/kg

V2 = Volumen específico a la presión, dm³/kg

En el presente caso:

p₁ = 9 bar absolutos, v₁ = 0.2148 m³/kg = 214.8 dm³/kg

p₂ = 3 bar absolutos = v₂ = 0.6057 m³/kg = 605.7 dm³/kg

Ec. 2.5 describe el coeficiente de válvula

$$\Delta p = 9 - 3 = 6 < \frac{9}{2} = 4.5 \text{ bar}$$

$$K_v = \frac{m_v}{1420} * \sqrt{\frac{v_1 + v_2}{\Delta p}} = \frac{6235.2}{1420} * \sqrt{\frac{214.8 + 605.7}{4}} = 62.88 \quad (2.5)$$

El coeficiente de válvula en unidades inglesas, Cv: 73.57

De tablas, para válvula Boss, Cv = 90, se tiene un diámetro interior de Válvula reductora presión de vapor igual a 2.5 pulgadas.

Rango de presión: 3...15 psi. Rango de entrada: 4...20 mA

3.2 Simulación del comportamiento en el tiempo de los proceso adsorción, desorción y recuperación de oro.

El controlador de procesos será el encargado de realizar las funciones de procesamiento, control lógico y secuencia de las señales discretas y analógicas provenientes de los instrumentos de campo. El controlador realizará toda la lógica de control secuencial de arranque y parada de bombas, control modulante de las válvulas y lógica de enclavamiento. Las señales de los equipos, serán enviados al sistema de control con fines de supervisión y control según el proceso; realizar enclavamientos con otros equipos de la planta.

Para la operación de la planta de adsorción, desorción y recuperación de oro (Fig.42), se utilizará una estación de operación equipada con un software de control y supervisión, a través del labView simularemos los procesos.

Este equipo permitirá el control y monitoreo de los equipos y parámetros eléctricos de los tableros y será normalmente empleado por el encargado del área; para la administración de la información y ajuste de parámetros del controlador de procesos.

3.2 Simulación del comportamiento en el tiempo de los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro.

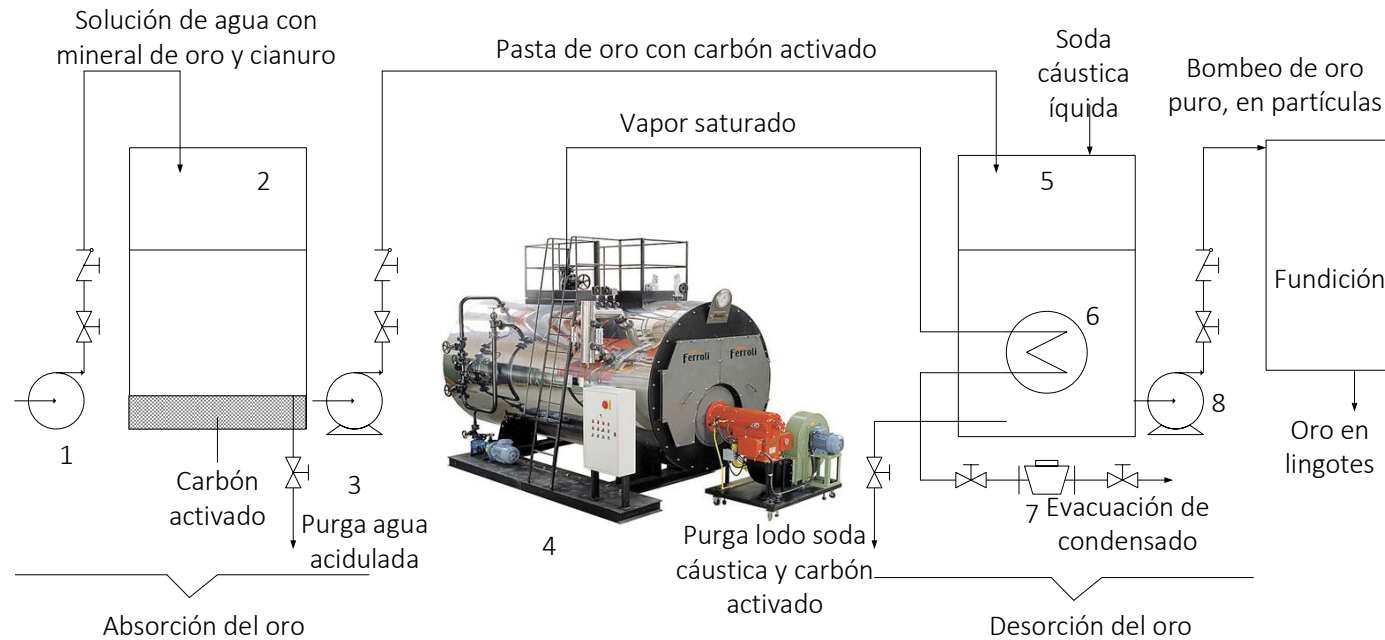


Figura 42. Procesos de adsorción y desorción de oro, Planta Shahuindo. Elaboración propia

Leyenda:

- 1: Bomba de solución rica de mineral de oro
- 2: Tanque de preparación de pasta aurífera, oro con carbón activado húmedo
- 3: Sistema de bombeo de pasta aurífera, oro con carbón activado húmedo
- 4: Caldera de vapor saturado
- 5: Tanque de preparación de mineral de oro puro, en partículas
- 6: Calentador de mineral de oro con soda cáustica líquida por vapor saturado, sin mezcla
- 7: Sistema evacuación del condensado del vapor
- 8: Sistema de bombeo de mineral de oro puro a Fundición

3.2.1 Modelado del comportamiento en el tiempo de los procesos de adsorción y desorción.

El modelado se inicia con la obtención de la función de transferencia del proceso de flujo que se utilizó para diseñar el lazo de control.

Función de transferencia de un sistema de nivel de líquido (Ref. K. Ogata)

Al analizar el sistema con flujo de fluidos, se hace necesario dividir el régimen de flujo en régimen de flujo laminar y régimen de flujo turbulento, de acuerdo con la magnitud del número de Reynolds. Si el número de Reynolds es mayor que aproximadamente 3000 - 4000, el flujo es turbulento. El proceso es en régimen turbulento (Fig. 43)

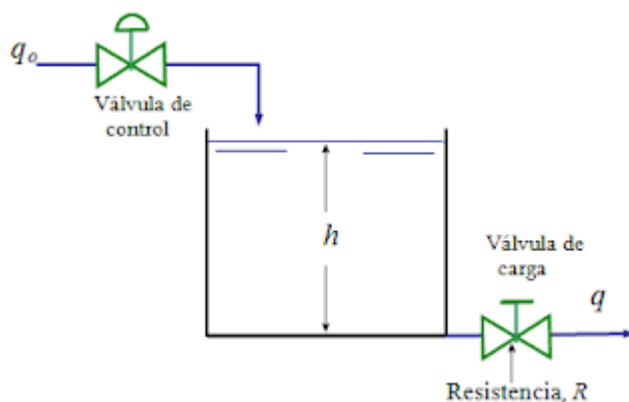


Figura 43. Sistema de control de nivel de líquido

Dónde:

q = caudal de entrada, en m^3 / s

q_0 = caudal de salida, en m^3 / s .

h = nivel de líquido, en m.

R = resistencia a la salida

A = área de sección transversal del tanque, m^2

V = volumen de líquido en el tanque, m^3

El sistema debe mantener constante el nivel de líquido en el tanque (salida) para lo cual debe regular el caudal de entrada (entrada). Por lo tanto, la función de transferencia debe relacionar en el dominio de Laplace el nivel de líquido al caudal de entrada.

Función de transferencia del proceso de control de nivel:

$$G(s) = \frac{H(s)}{Q(s)} \quad (3.1)$$

1. Haciendo un balance de materiales al estado no estacionario

Entrada – Salida = acumulación (3.2)

$$q - q_0 = \frac{dV}{dt} \quad (3.3)$$

Si $V = Ah$; $dV = Adh$ y $q_0 = h/R$

$$q - q_0 = q - \frac{h}{R} = A * \frac{dh}{dt}$$

$$A * R * \frac{dh}{dt} + h = R * q \quad (3.4)$$

Definiendo la constante de tiempo, $AR = \tau$, la Ecuación (3.5) se escribe:

$$\tau * \frac{dh}{dt} + h = R * q \quad (3.5)$$

2. Haciendo un balance de materiales al estado estacionario

$$\tau * \frac{dh_s}{dt} + h_s = R * q_s = 0 \quad (3.6)$$

Donde h_s = nivel de líquido en el estado estacionario

q_s = caudal de entrada en el estado estacionario

1. Definiendo las variables de desviación, Restando la Ecuación (3.6) de la Ecuación (3.5) se

tiene:

$$\tau * \frac{d(h - h_s)}{dt} + (h - h_s) = R(q - q_s) \quad (3.7)$$

Las variables de desviación están dadas por: $(h - h_s) = H$ y $(q - q_s) = Q$

Con lo cual la Ecuación (3.7) se escribe:

$$\tau * \frac{dH}{dt} + H = R * Q \quad (3.8)$$

2. Tomando la transformada de Laplace a la Ecuación (3.8) se tiene:

$$\tau [sH(s) - H(0)] + H(s) = R Q(s)$$

Como el nivel inicial $H(0) = 0$ con lo cual se tiene:

$$\tau sH(s) + H(s) = R Q(s) \quad \text{y} \quad H(s) [\tau s + 1] = R Q(s)$$

$$\frac{H(s)}{Q(s)} = \frac{R}{\tau * s + 1} \quad (3.9)$$

Función de transferencia que relaciona el nivel de líquido al caudal de entrada

H = Nivel del líquido en tanque

Q = Flujo de entrada al tanque

Función de transferencia del proceso de calentamiento de líquido por vapor (Ref. K. Ogata)

Sea el sistema que aparece (Fig. 44) Se supone que el tanque está aislado para evitar pérdida de calor al aire circundante. También se supone que no hay almacenamiento de calor en el aislamiento y que el líquido del tanque está perfectamente mezclado, de modo que la temperatura es uniforme. Así que se utiliza un termómetro único para describir la temperatura del líquido en el tanque, y la del líquido que sale.

Hay tres medios diferentes en que el calor fluye de una sustancia a otra: Conducción, Convección y Radiación.

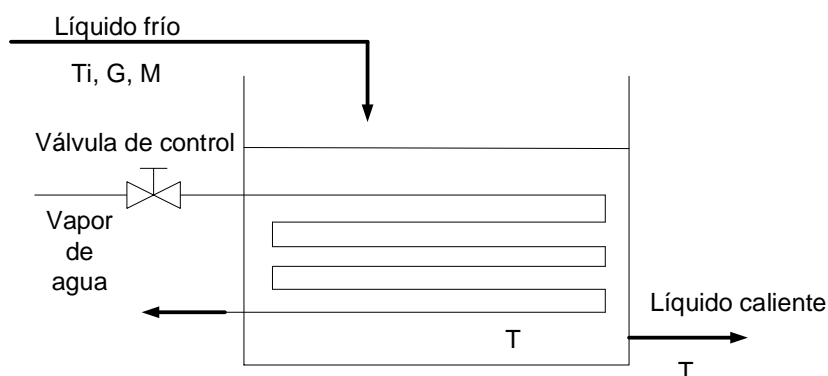


Figura 44. Sistema Térmico

Se define

T_i = temperatura en estado estacionario del líquido que entra, en $^{\circ}\text{C}$

T = temperatura en estado estacionario del líquido que sale, en $^{\circ}\text{C}$

G = gasto de líquido en estado estacionario, en Kg./s.

M = masa de líquido en el tanque, en Kg.

C_p = calor específico del líquido, en $\text{Kcal/Kg.}^{\circ}\text{C}$

R = resistencia térmica, en $^{\circ}\text{C s/ Kcal}$

C = capacidad térmica en $\text{Kcal/}^{\circ}\text{C}$

q = flujo de calor, en Kcal/s.

Para este caso, se obtiene q_0 , C y R respectivamente como:

$$q_0 = G \cdot C_p \cdot T \quad (3.10)$$

$$C = M \cdot C_p \quad (3.11)$$

$$R = \frac{T}{q_0} = \frac{1}{GC_p} \quad (3.12)$$

Si se desea instalar un sistema de control para controlar la temperatura de salida (variable controlada), manipulando el flujo de calor (variable manipulada). La función de transferencia que relacione para el proceso debe ser:

$$G(s) = \frac{T(s)}{Q(s)}$$

Del balance de energía en el tanque al estado no estacionario:

Entrada – Salida = Acumulación

$$\begin{aligned} q_i - q_o &= \rho * V * C_p * \frac{dT}{dt} \\ q_i - GC_p * (T - T_i) &= M * C_p * \frac{dT}{dt} \\ q_i - \frac{1}{R} * (T - T_i) &= C * \frac{dT}{dt} \end{aligned}$$

Definiendo la constante de tiempo como: $t = RC = M/G$, segundos

$$R * q_i - T + T_i = \tau * \frac{dT}{dt} \quad (3.13)$$

Escribiendo la Ecuación al estado estacionario:

$$R * q_{is} - T_s + T_{is} = \tau * \frac{dT}{dt} = 0 \quad (3.14)$$

Restando la Ec. (3.14) de la Ec. (3.13)

$$R * (q_i - q_{is}) - (T - T_s) + (T_i - T_{is}) = \tau * \frac{d(T - T_s)}{dt}$$

Definiendo las variables de desviación: $(q_i - q_{is}) = Q$ y $(T - T_s) = T$

y con $T_i - T_{is} = 0$ La temperatura de entrada se mantiene constante en todo el tiempo

$$R * Q - T = \tau * \frac{dT}{dt} \quad (3.15)$$

Tomando la transformada de Laplace:

$$RQ(s) - T(s) = t [sT(s) - T(0)] \quad T(0) = 0$$

$$RQ(s) - T(s) = t sT(s)$$

$$RQ(s) = t sT(s) + T(s)$$

$$RQ(s) = T(s) [t s + 1]$$

$$\frac{T(s)}{Q(s)} = \frac{R}{\tau * s + 1} \quad (3.16)$$

T: temperatura a obtener, °C

Q: Flujo de calor, kw

En la práctica, la temperatura del líquido que entra, puede fluctuar y actuar como perturbación de carga. (Si se desea una temperatura constante del flujo de salida se puede instalar un control automático para ajustar el flujo de calor de entrada con el objeto de compensar las fluctuaciones en la temperatura del líquido que ingresa).

Si la temperatura del líquido de entrada se varia bruscamente desde T_i a $T_i + T$, mientras el flujo del calor de entrada q y el gasto de líquido G se mantienen constantes, entonces el flujo de calor de salida se modificará de q a $q + q_0$ y la temperatura del gasto de salida cambiará de T a $T + T_0$.

El modelo matemático para el proceso, se obtiene del mismo modo que en el caso anterior, pero en este caso se mantiene constante q_i , pero varía T_i , con lo cual se tiene:

$$T_i - T = \tau * \frac{d}{dt} \quad (3.18)$$

La función de transferencia que liga a T con T_i está dada por:

$$\frac{T(s)}{T_i(s)} = \frac{1}{\tau s + 1} \quad (3.19)$$

Si el sistema térmico está sujeto a variaciones, en la temperatura del líquido que entra como en el flujo de calor de entrada, con el flujo de líquido constante, el cambio de temperatura T del líquido que sale, se obtiene de la siguiente ecuación.

$$\tau * \frac{dT}{dt} + T = T_i + R * q_i \quad (3.20)$$

En la (Fig. 45), se muestra un diagrama de bloques correspondientes a este caso.

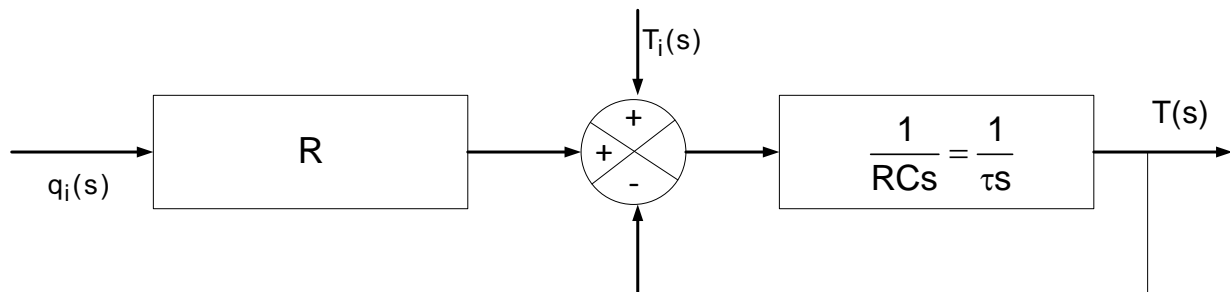


Figura 45. Diagrama de Bloques del Sistema de control de temperatura

De acuerdo con las condiciones de operación definidas y haciendo uso de la plataforma de adquisición del software labView. (Fig. 46)

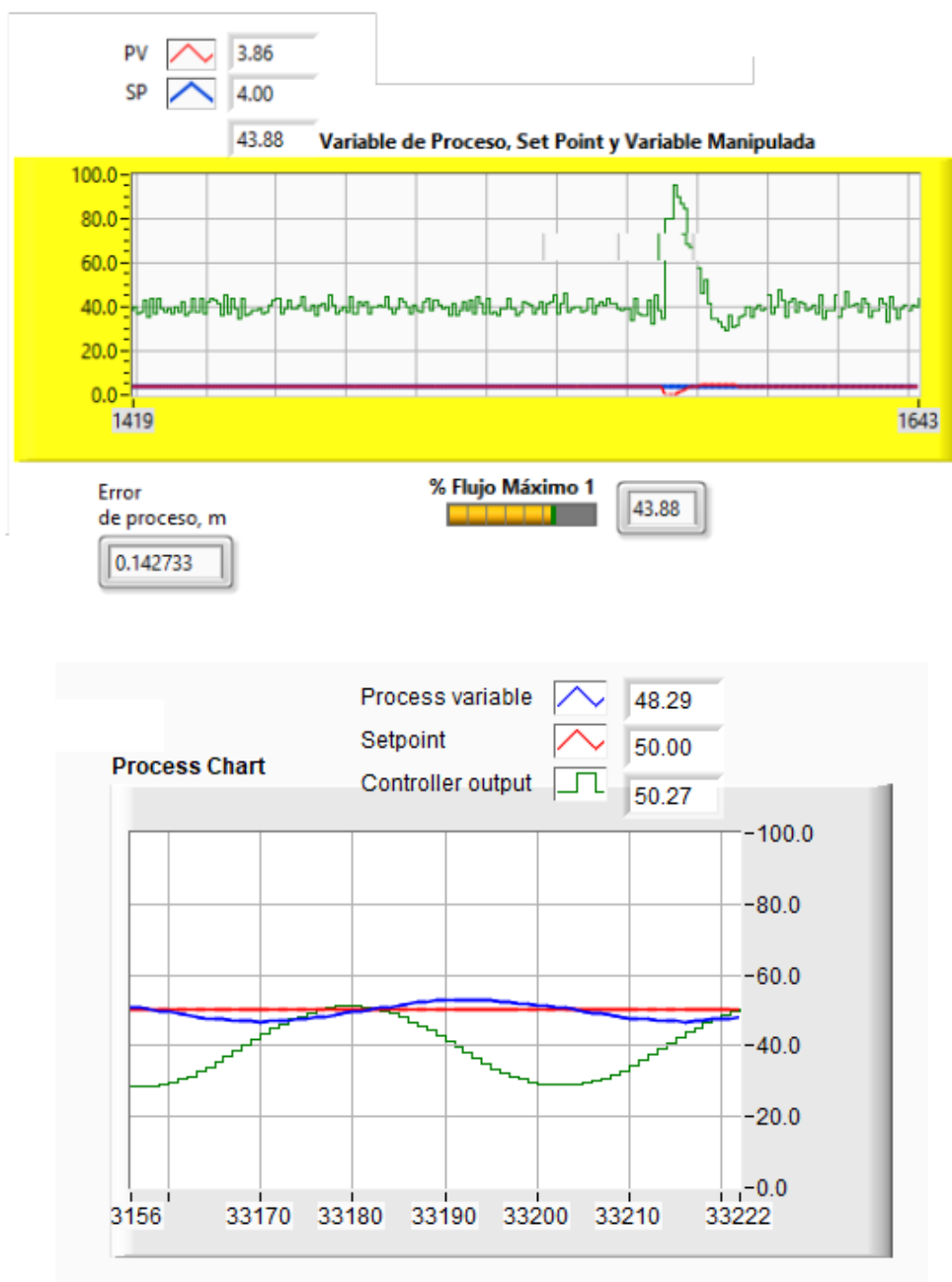


Figura 46. Señales de adsorción y desorción sin PID

Aplicando el procedimiento mediante el programa labView, se generó la transferencia del primer orden, la cual se muestra en la ecuación 1 de Ziegler - Nichols

Este procedimiento es válido sólo para plantas estables en lazo abierto. Hay que seguir los siguientes pasos:

- Colocar la planta real bajo control proporcional, con una ganancia muy pequeña.
- Aumentar la ganancia hasta que el lazo empiece a oscilar.
- Registrar la ganancia crítica $K_P = K_C$ del controlador y el periodo de oscilación de la salida del controlador PC.

	K_p	T_r	T_d
P	$K=(1/K_o x_o)$		
PI	$0,9 K$	$3 \tau_o$	
PID	$1,2 K$	$2 \tau_o$	$0,5 \tau_o$

Ecuación.

En la figura 47 se puede ver representado en rojo la entrada escalón al accionador o señal $c(t)$. En azul se representa la salida del sistema medida por el sensor o señal $h(t)$. El escalón de entrada $c(t)$ debe estar entre el 10% y el 20% del valor nominal de entrada. Como puede apreciarse, la respuesta del sistema presenta un retardo, también llamado tiempo muerto, representado por T_1 , para obtener dicha función de transferencia.

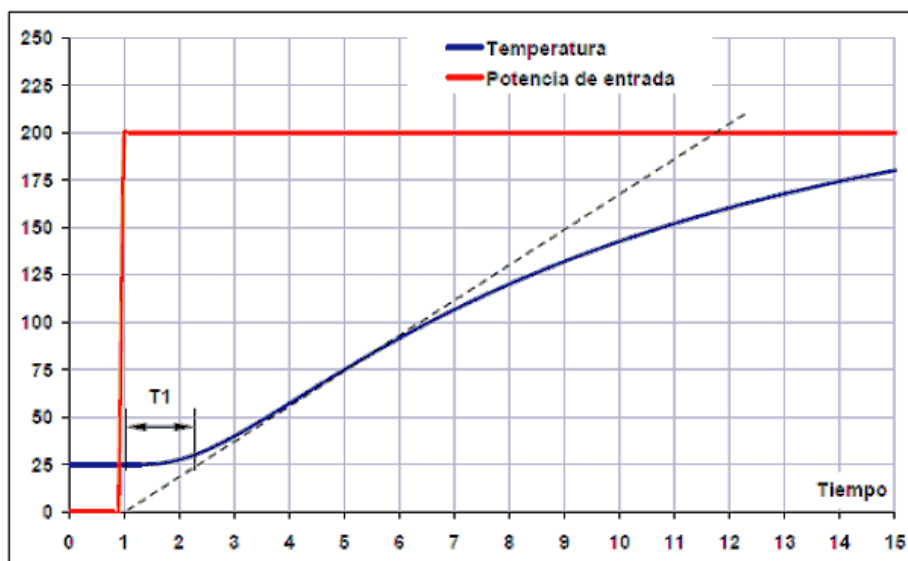


Figura 47

Ahora se pueden ajustar a mano los parámetros del PID para conseguir una respuesta un poco más estable y rápida. Se ha aumentado la ganancia derivativa y reducido la integral para reducir las oscilaciones (Fig. 48).

$$K_p = 0.28$$

$$T_i = 0.10$$

$$T_d = 0.21$$

Como resultado, el sistema se estabiliza ahora en 12 segundos:

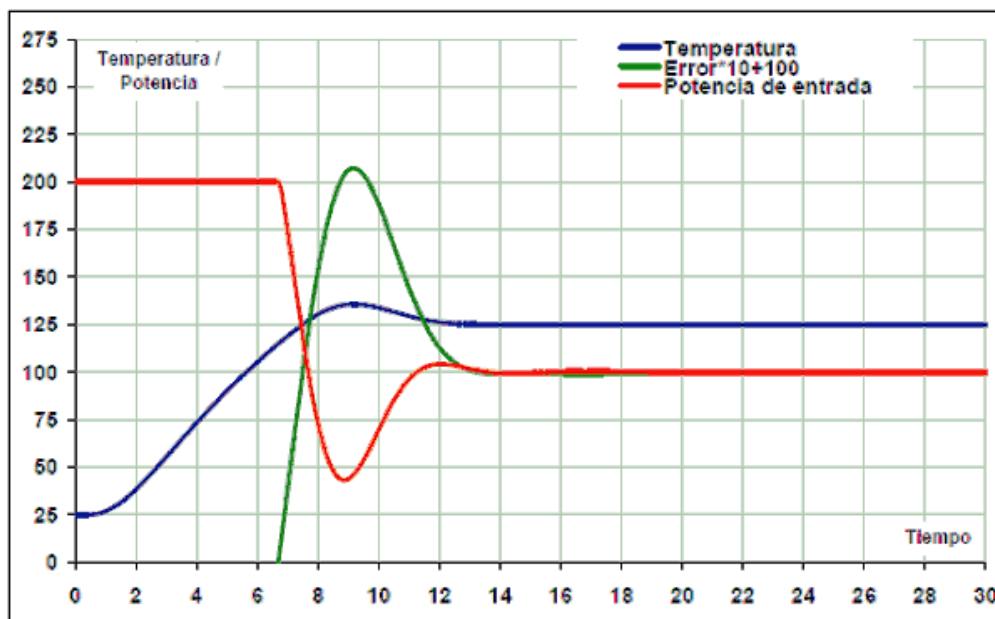


Figura 48.

En todos los casos se ha limitado la respuesta integral de forma que valga cero. Este modo de funcionamiento de la ganancia integral es llamado anti-windup, sirve para evitar un sobrepico excesivo en la respuesta. Este sobrepico se produce porque el control integral aumenta mientras el accionador se encuentra saturado, de forma que acumula un valor demasiado alto y no ajustado a la respuesta real del sistema.

Una vez generado el modelo matemático de Ziegler Nichols, se realizó la validación del mismo a través de un análisis de correlación entre los valores reales (Fig. 49)

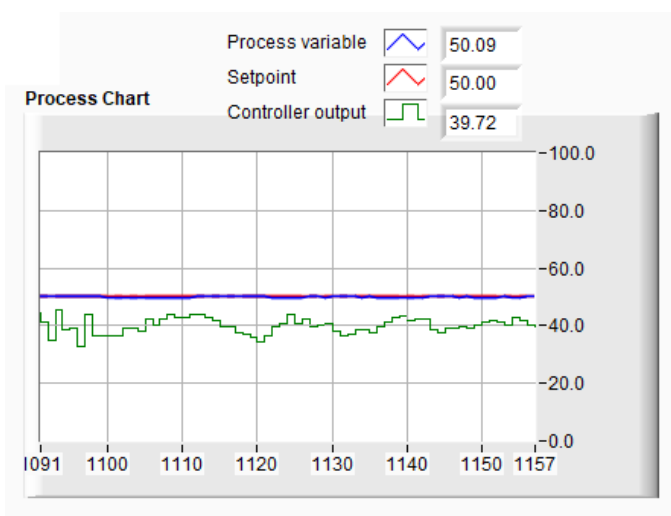
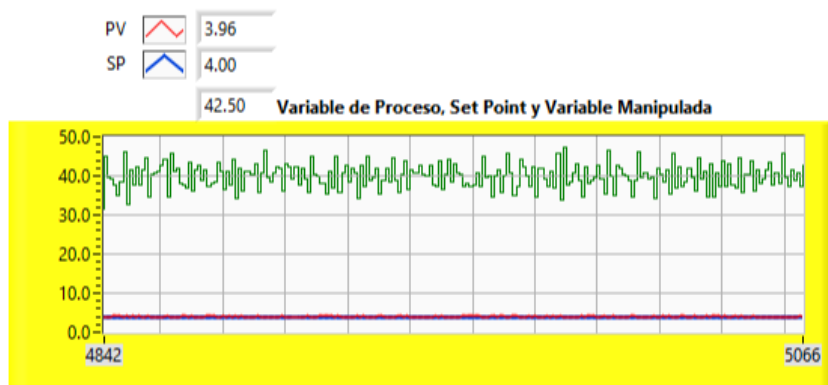


Figura 49. Señales de adsorción y desorción con PID

3.3 Determinación de la estrategia de control para los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro.

Toda la información proveniente del controlador de procesos será direccionada al servidor de datos/aplicaciones, tales como los datos de producción, balance del sistema, alarmas, tendencias e históricos generados. Asimismo; se tendrá acceso a la información solicitada desde cualquier punto remoto, usando programas de uso masivo (Excel, Visual Basic, Access, labView.) previo direccionamiento y permisos necesarios.

3.3.1 Diseño de control PID para los proceso de presión, calentamiento de agua cianurada y carbón activado por desorción.

Se usó una programación PID con retroalimentación feed- back porque el software labView nos permite esta opción de programar donde la programación se hace con el modelo de Ziegler-Nichols. Se puede utilizar cualquier tipo de lazo de control según la necesidad del proceso y el software a utilizar tenemos los siguientes lasos de control.

Control en cascada

Control Bach

Control lazo abierto

Control on-off

Control por retroalimentación o feed-back.

Consiste en medir las cantidades medidas en la salida y compararlas con un punto de consigna determinado. Si hay desviaciones, tome las medidas necesarias para minimizar la desviación. Dependiendo del tipo de derivada de la variable integral (PID)

3.3.2 Estrategia de control para los procesos de adsorción y desorción.

Para poder diseñar una estrategia de control con retroalimentación en feed-back tenemos q saber los elementos básicos de control.

Sensores: Se trata de dispositivos capaces de detectar magnitudes físicas y químicas y transformarlas en señales capaces de ser cuantificadas y manipuladas.

Transmisores: Estos elementos son los encargados de transformar las lecturas y señales de los sensores con tal de transformarla en señales digitales (0-0,5v) o señales analógicas (4-20 mA) para la información pueda ser transmitida.

Controladores: Los controladores se encargan de comparar las señales recibidas de los transmisores con los puntos de consigna establecidos. Mediante esta comparación se calcula la acción aplica en función del error.

Se realizó un diagrama de bloques conociendo las tres variables del proceso de la planta de adsorción y desorción las cuales son dos variables de nivel y una variable de temperatura. Mediante la señal perturbadora y señal del error.

a) En bucle de control de nivel

La estrategia es medir en tiempo real el nivel real, el cual será mantenido en función del flujo neto de entrada, que es la diferencia entre el flujo de entrada y el flujo de salida a otro proceso.

La señal del valor real del nivel del líquido en el tanque, VP es comparada con el valor del set point, SP, valor deseado del proceso, generando un error de medida, $SP - VP$, el cual generará una respuesta del controlador, es decir la señal de control, en mA, la cual va al elemento de control final, en el presente caso, un variador de frecuencia, que ocasionará variación del flujo de salida de entrada al tanque, la señal de control es proporcional al error, utilizando la banda proporcional, para obtener un error lo más pequeño posible, sin embargo, si se emplea solamente el control proporcional se obtendrá una diferencia permanente entre el VP y el SP, denominado offset, para eliminar este intervalo de variación de los valores del proceso, se emplea las acciones de control integral, con el tiempo de integración, T_i , en repeticiones de la acción proporcional, y, de ser el caso, la acción integral, con el tiempo de derivación, T_d , en minutos por repetición. Estas acciones complementarias de control se aplican para obtener un error nulo y estable (Fig. 50)

b) En el caso de control de temperatura del líquido por vapor saturado,

Corresponde a un intercambiador de calor. La estrategia de control por actuadores neumáticos para lograr el control de la temperatura. Se calienta un producto X en función de la energía generada por otro fluido (vapor). El circuito está compuesto por un sensor-transmisor, un Pt 100; un controlador y 1 válvula de control, (Fig. 50)

Se desea alcanzar rápidamente la temperatura asignada o de referencia (100 ° C). Teniendo en cuenta que la medición actual está por debajo del 60% del valor de referencia operará la válvula permitiendo el ingreso de vapor al intercambiador, generando un alza significativa de la temperatura del producto X. Para cuando el valor de temperatura supere el 60 % del valor de referencia, Set Point, entonces trabajará la válvula con cierta apertura permitiendo llegar de forma cómoda a la meta y en un tiempo de espera bajo.

La estrategia es medir en tiempo real la temperatura y generar una señal de control PID para que el elemento de control final, siendo una válvula reguladora de flujo, con accionamiento neumático, regule el flujo de vapor, aumentándolo, si se necesita más temperatura y reduciéndolo si es necesario menos temperatura del fluido de salida.

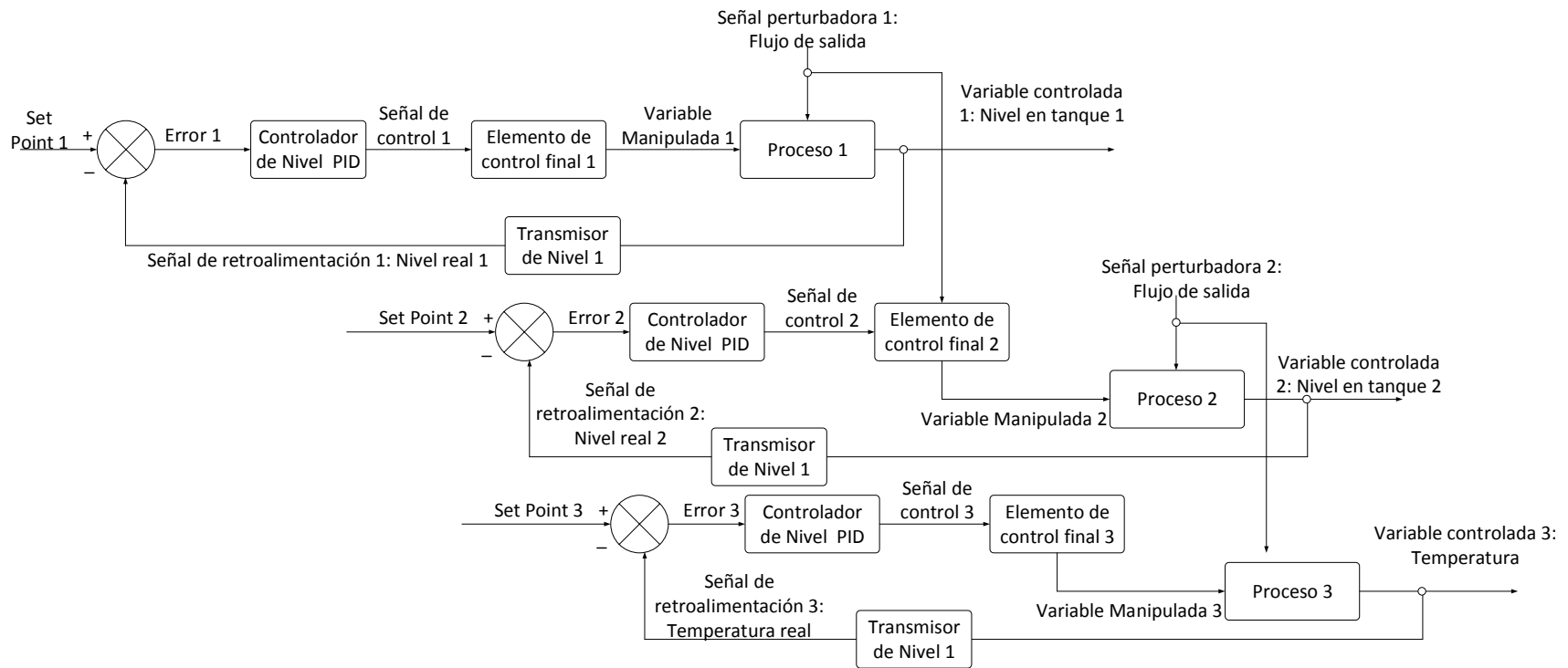


Figura 50. Diagrama de bloques de la estrategia de control automático PID en Feedback, de nivel y temperatura en procesos de adsorción y desorción en Planta Shahuindo SAC

3.3.3 Determinación de la instrumentación para la medida de las variables controlada

Para el desarrollo, configuración y programación del sistema de control y supervisión se deberá tomar en consideración a manera general, lo siguiente:

- En los procesos de tipo feed-back con retroalimentación y que requieran un tiempo definido para su ejecución, este deberá ser configurable, monitoreado e indicado en el sistema de supervisión.
- Control y monitoreo de todas las válvulas de control on/off y modulantes de la planta.
- Control y monitoreo de todos los motores de las bombas con arrancadores directos, arrancadores suaves y variadores de velocidad a través de la programación.

Nivel de instrumentación, estará basado en señales digitales y analógicas:

- Señal ON/OFF para interruptores (nivel, presión, flujo, temperatura) y alarmas (bocinas, balizas, etc.).
- Señal de 4 a 20 mA, para transmisión de una variable de proceso (temperatura, presión, nivel, caudal).
- Señal de 4 a 20 mA, con protocolo HART para enviar más de una variable de proceso desde o hacia los instrumentos de campo (transmisores y posicionadores) a través del controlador de procesos.

3.4 Simulación del controlador PID de los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro.

Para realizar la simulación del controlador PID de los procesos a través del software labView se analizó los principales parámetros de operación, para ellos se simuló un proceso convencional de adsorción, desorción y recuperación de oro utilizando las tres variables de control.

Para las variables analizadas fueron la concentración del proceso señal de nivel con agua cianurada y señal de temperatura con carbón activado y soda caustica.

Permitiendo alcanzar fácilmente un algoritmo desarrollado con el simulador.

3.4.1 Calibración de instrumentos a los rangos de operación.

Tabla de calibración para válvula control de presión de vapor.

Ecuación de calibración: $p_x = I_x + (\Delta P / \Delta I) * I_x$ (psi)

Entrada a Convertidor electroneumático	Entrada a Cabezal neumático
mA	psig
4	3.00
5	3.75
6	4.50
7	5.25
8	6.00
9	6.75
10	7.50
11	8.25
12	9.00
13	9.75
14	10.50
15	11.25
16	12.00
17	12.75
18	13.50
19	14.25
20	15.00

Tabla 8.

Calibración para transmisor de presión (PT)

Sensibilidad del transmisor: 16 mA/4 bar = 4 mA/bar

Ecuación de calibración: $I_x = 4 + STP \text{ (mA/bar)} * p_x \text{ (bar)}$

Señal entrada a transmisor de presión	Señal salida de transmisor de presión
p_x	I_x
bar manométricos	mA
0	4
0.25	5
0.5	6
0.75	7
1	8
1.25	9
1.5	10
1.75	11
2	12
2.25	13
2.5	14
2.75	15
3	16
3.25	17
3.5	18
3.75	19
4	20

Tabla 9.

Tabla de calibración de válvula control presión vapor

Rango de entrada: 15-3 = 12 psi

Rango de salida: 0...6500 kg/h vapor

Ecuación de calibración: $m_x = (6500/12) (kg/h / psi) * (p_x - p_o) (psi)$

Entrada a Cabezal neumático	Flujo másico de vapor	Apertura de válvula
psig	kg/h	%
3,00	0,00	0,00%
3,75	406,25	6,25%
4,50	812,50	12,50%
5,25	1218,75	18,75%
6,00	1625,00	25,00%
6,75	2031,25	31,25%
7,50	2437,50	37,50%
8,25	2843,75	43,75%
9,00	3250,00	50,00%
9,75	3656,25	56,25%
10,50	4062,50	62,50%
11,25	4468,75	68,75%
12,00	4875,00	75,00%
12,75	5281,25	81,25%
13,50	5687,50	87,50%
14,25	6093,75	93,75%
15,00	6500,00	100,00%

Tabla 10.

Tabla de calibración para convertidor electroneumático

Entrada a Convertidor electroneumático, Ix	Salida de convertidor electronaumático, px
mA	psi
4	3,00
5	3,75
6	4,50
7	5,25
8	6,00
9	6,75
10	7,50
11	8,25
12	9,00
13	9,75
14	10,50
15	11,25
16	12,00
17	12,75
18	13,50
19	14,25
20	15,00

Tabla 11.

Calibración para transmisor de temperatura, Pt100 (RTD)

Sensibilidad: $0.385 \Omega/^{\circ}\text{C}$. a $0^{\circ}\text{C} = 100 \Omega$

Ley de variación de resistencia en función de temperatura: $R_x = 100 + S \cdot t_x$

Calibración de Pt100	
Tx ($^{\circ}\text{C}$)	Rx (Ω)
0	100
10	103,85
20	107,7
30	111,55
40	115,4
50	119,25
60	123,1
70	126,95
80	130,8
90	134,65
100	138,5

Tabla 12.

3.4.2 Listado de componentes del bucle de control de temperatura.

- Transmisor de temperatura, PT100 (RTD) de tres hilos
- Controlador de temperatura PID con autosintonía
- Cable de instrumentación
- Convertidor de corriente a presión, mA a psi; aire comprimido
- Válvula reguladora de flujo de vapor, con cabezal neumático.



Figura 51. Controlador de temperatura con doble PID, con autosintonía

Fuente:

http://autonics.com.mx/products/products_detail.php?catecode=02/01/01&db_uid=1364

Características principales

- * Función auto tuning con doble PID : Control PID con respuesta de alta velocidad para alcanzar rápidamente el valor necesario, control PID con respuesta de baja velocidad para minimizar sobrecalentamientos
- * Display de alta precisión : $\pm 0.3\%$ (por valor F•S de cada entrada)
- * Función de control autotuning de dos niveles
- * Función entrada múltiple (selección de 13 tipos de sensores) : Sensor de temperatura, Entrada de voltaje y corriente
- * Función para seleccionar varios tipos de salida auxiliares, incluye LBA, SBA, 7 tipos de salidas de alarma, 4 tipos de funciones de alarma, salida de transmisión PV, (4-20mACC), salida de comunicaciones RS485
- * Pantalla con punto decimal para entrada analógica

Serie		TZ4SP	
Alimentación		(★) 100-240VCA 50/60Hz, 24VCA 50/60Hz / 24-48VCC	
Rango permitido de voltaje		90~110% de la alimentación	
Consumo		Aprox.5VA	Aprox. 6VA(bajo voltaje \approx CA:Aprox. 8VA, CC:Aprox. 7W)
Display		Display LED de 7 segmentos [valor del proceso (PV): en rojo, valor de ajuste (SV) en verde]	
Entrada	Termopar	K(CA), J(IC), R(PR), E(CR), T(CC), S(PR), N(NN), W(TT)	
	RTD	Pt 100Ω, JIS Pt100Ω3 conductores, tolerancia en la resistencia de línea máx. 5Ω, por conductor	
	Analógica	1-5VCC, 0-10VCC, 4-20mACC	
Salida de control	Relevador	250VCA 3A 1c	
	SSR	12VCC±3V 30mA max.	
	Corriente	4-20mACC carga 600Ω Max.	
Salida auxiliar	Transmisión	-	Transmisión PV: 4-20mACC carga max. 600Ω
	EVENTO 1	250VCA 1A 1a	
	EVENTO 2	250VCA 1A 1a	
	Comuni -cación	-	-
Tipo de control		Control ON/OFF, P, PI, PD, PIDF, PIDS	
Precisión de display		F.S ± 0.3% o 3°C(superior)	
Tipo de ajuste		Por medio de botones al frente	
Histéresis		Ajustable 1~100°C(0.1~100.0°C) en control ON/OFF	
Histéresis de salida de alarma		Ajustable 1~100°C(0.1~100.0°C) en control ON/OFF	
Banda proporcional (P)		0.0 - 100.0%	
Tiempo integral (1)		0 - 3600 seg.	
Tiempo derivativo D)		0 - 3600 seg.	
Tiempo de control (T)		1 - 120 seg.	
Periodo de muestreo		0.5 seg.	
Ajuste LBA		1 - 999 seg.	
Ajuste RAMPA		Rampa ascendente, rampa descendente a 1~99min.	
Rigidez dieléctrica		2000VCA 50/60Hz por 1 min.	
Vibración		Amplitud de 0.75mm a frecuencia 10 ~ 55Hz en cada dirección X, Y, Z por 2 horas	
Vida del relevado	Salida principal	Mecánica: min. 10,000,000 veces, Eléctrica : min. 100,000 veces (250VCA 3A carga resistiva)	
	Salida aux.	Mecánica: min. 20,000,000 veces, Eléctrica: min. 300,000 veces (250VCA 1A carga resistiva)	
Resist. de aislamiento		Min. 100MΩ (a 500VCC mega)	
Ruido		Onda cuadrada de ruido generada por simulador de ruido (ancho de pulso μs)±2kV	
Temperatura ambiente		-10 ~ 50°C(en condición de no congelamiento)	
Humedad ambiental		35 ~ 85%RH	
Certificaciones		CE, UL, ROHS(TZN4S)	

3.4.3 Convertidor electroneumático para señal de corriente continua.

Para el control neumático de medición o señalización, en particular para la conmutación de dispositivos de medición eléctricos a reguladores neumáticos o de reguladores eléctricos a válvulas de control neumáticas.

La entrada del inversor es una señal CC estandarizada de 4 a 20 mA.

Dependiendo de la presión del aire, la señal neumática está disponible de 0.2 a 1 bar (3 a 15 psi) o de 0.4 a 2 bar (6 a 30 psi). El convertidor i/p se suministran con uno de dos módulos de convertidor diferentes i/p tipo 6109 (Figura 52a). Otros campos de salida se pueden suministrar con el Tipo 6112 (Fig. 52b)



Figura 52a. Convertidor IP



Figura 52b. Convertidor IP abierto

Fuente: <https://www.samson.de/document/t61160es.pdf>

3.5 Integrar las diferentes fases del proceso Adsorción, Desorción y recuperación de oro automatizado mediante labView.

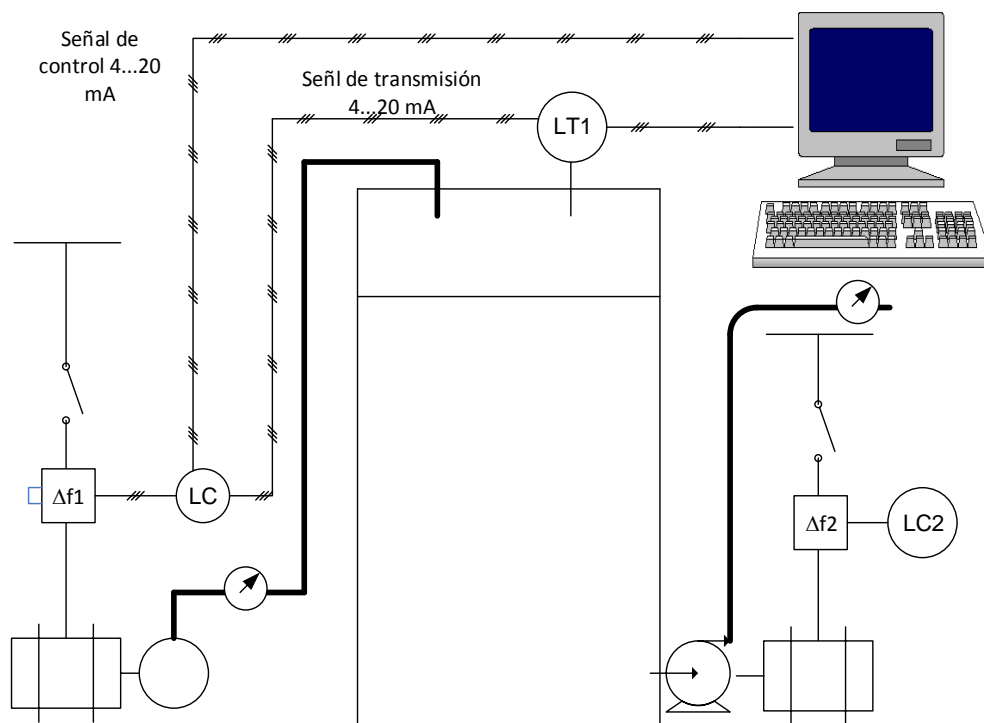


Figura 53. Bucle de control PID de nivel en tanque de adsorción en control scada, supervisorio. Elaboración propia.

Bucle control de nivel en tanque de adsorción

$\Delta f2$ = variador de frecuencia para motor de accionamiento bomba de pasta de oro con carbón activado

LC2: controlador de nivel de mineral de oro con carbón activado

LT2: transmisor de nivel con ultrasonidos, para mineral de oro con carbón activado, rango: 0...5 m

Bucle control de temperatura

TT: transmisor de temperatura = Pt100

TC: Controlador de temperatura

I/P: Convertidor electroneumático, 0...20 mA. / 0...15 psi

3.5.1 Simulación scada del proceso de adsorción labView.

Se llevó la simulación mediante el programa labView con parámetros reales que fueron tomados de las misma minera Shahuindo.

En este proceso la simulación consiste sobre los tanques de adsorción para medir el nivel y el flujo que ingresa desde la poza lixiviación hacia los tanques de carbón activado.

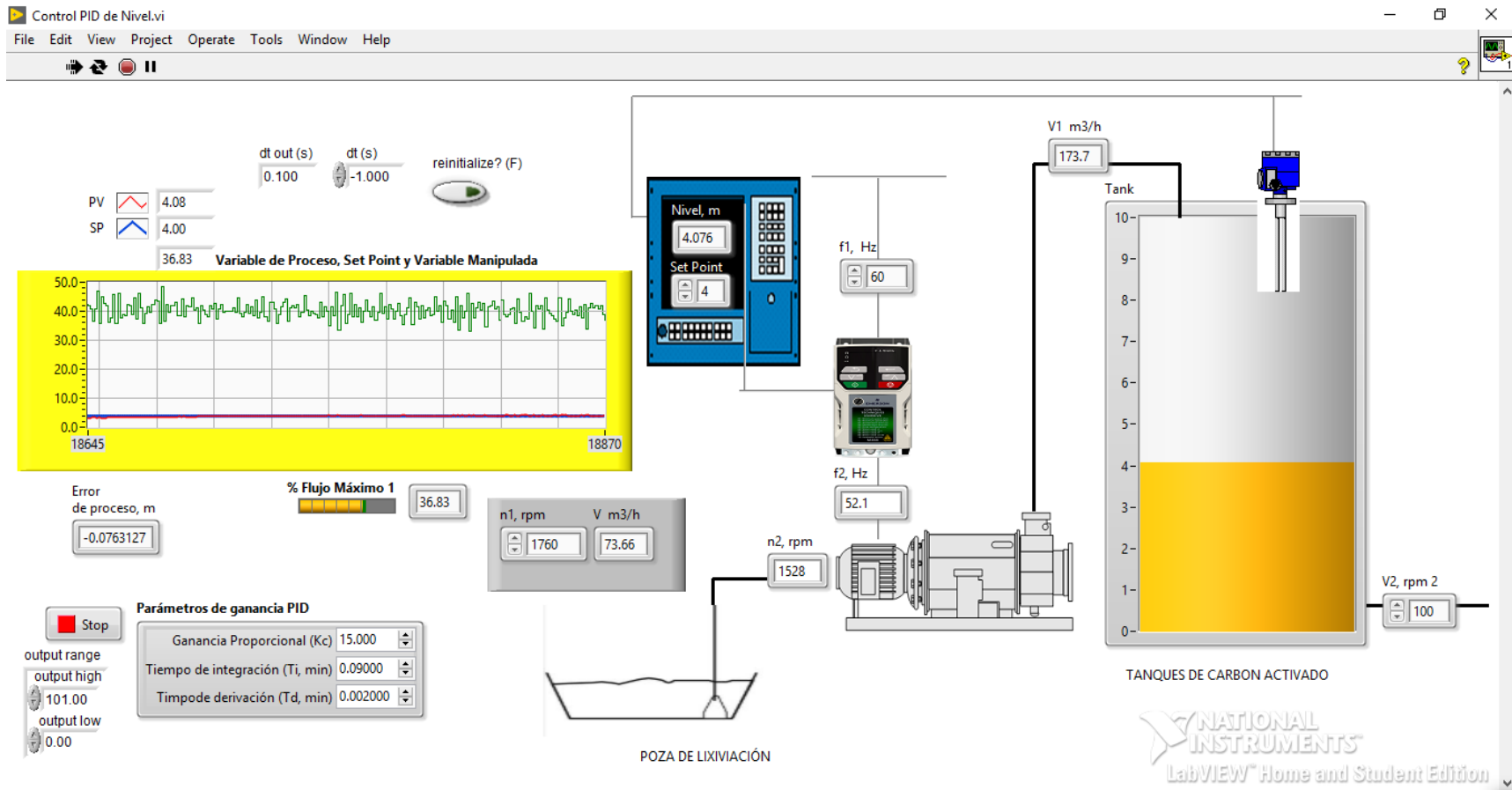


Figura 54.

3.5.2 Programación del proceso de adsorción mediante labView.

La programación se da mediante el software labView, Tal como se muestra (Fig. 55). En este parámetro podemos variar los rangos y los parámetros de la programación de acuerdo a la necesidad del proceso.

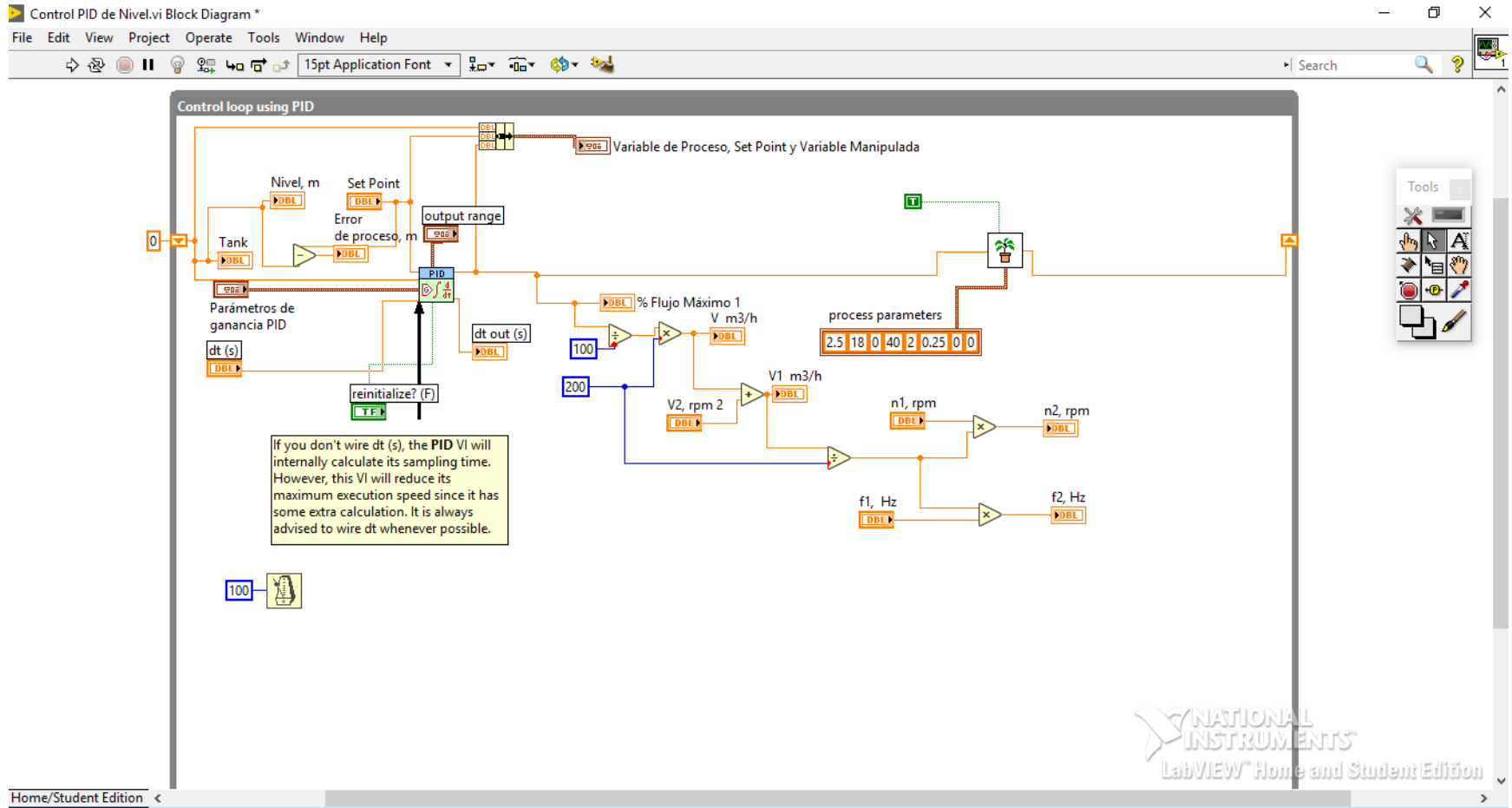
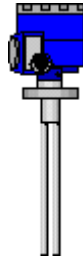


Figura 55.

3.5.3 Controladores del proceso de adsorción.

Son aquellos instrumentos que comparan el valor medido con el valor deseado, mediante una señal de corriente que permite controlar las variables según la señal de referencia que se le asigna.

El sensor de nivel controla la altura del tanque que ingresa el mineral y manda una señal hacia el PLC donde se puede visualizar en el scada a que altura está censando el nivel.



El variador de velocidad controla los rpm del motor y así mismo es controlada la frecuencia (HZ), y manda una señal al PLC donde se puede visualizar en el scada la variación de la frecuencia y la variación de los rpm del motor



3.5.4 Diagrama de PID proceso de desorción.

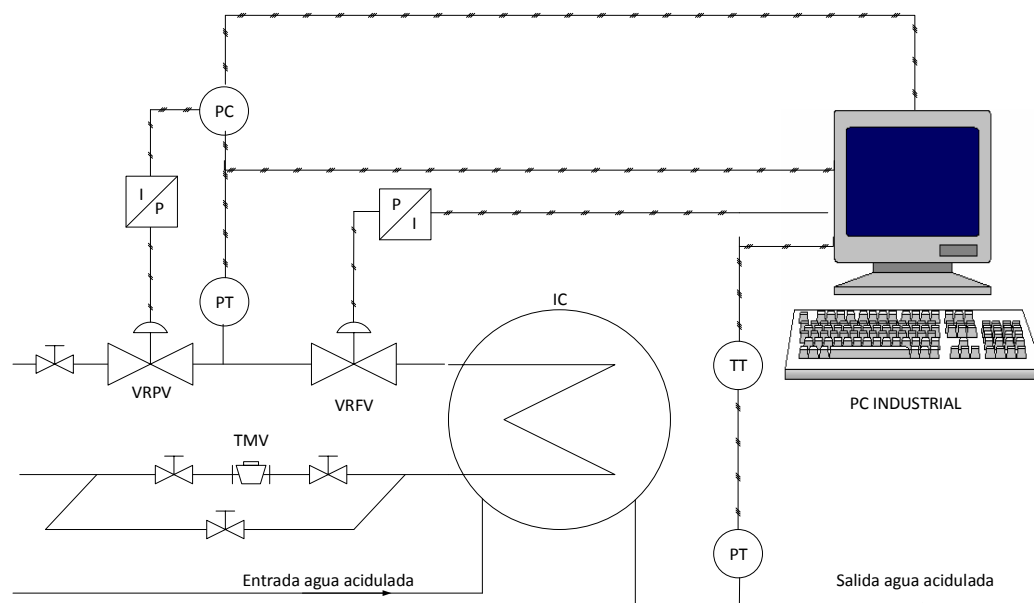


Figura 56. Diagrama PID control automático de reducción presión de vapor y temperatura de agua cianurada proceso de Desorción- Shahuindo

En figura 56.

PC: Pressure controller, controlador de presión

PT: Pressure transmitter, transmisor de presión

TC: Temperatura controller, controlador de temperatura

TT: Temperatura transmitter, transmisor de temperatura

IP: Convertidor de corriente eléctrica a presión neumática

VRPV: Válvula reductora presión de vapor, con cabezal neumático

VRFV: Válvula reguladora de flujo de vapore, con cabezal neumático

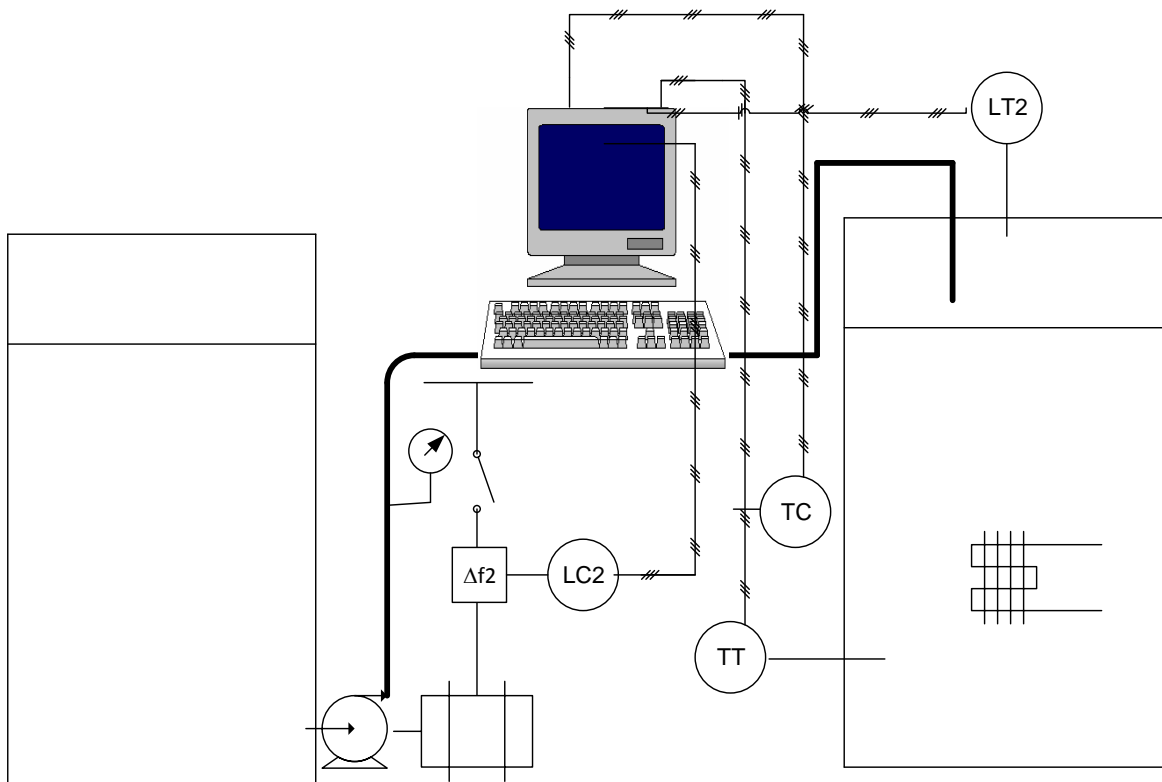


Figura 57. Bucle de control PID de nivel en tanque de desorción en control scada supervisorio. Elaboración propia

3.5.5 Simulación sacada del proceso desorción por labView.

Se llevó la simulación mediante el programa labView con parámetros reales que fueron tomados de las misma minera Shahuindo.

En este proceso la simulación consiste sobre el tanque de desorción para medir temperatura, nivel transferencia de calor que ingresa desde los tanques de carbón activado hacia el tanque de desorción, para la separación del oro con el carbón activado

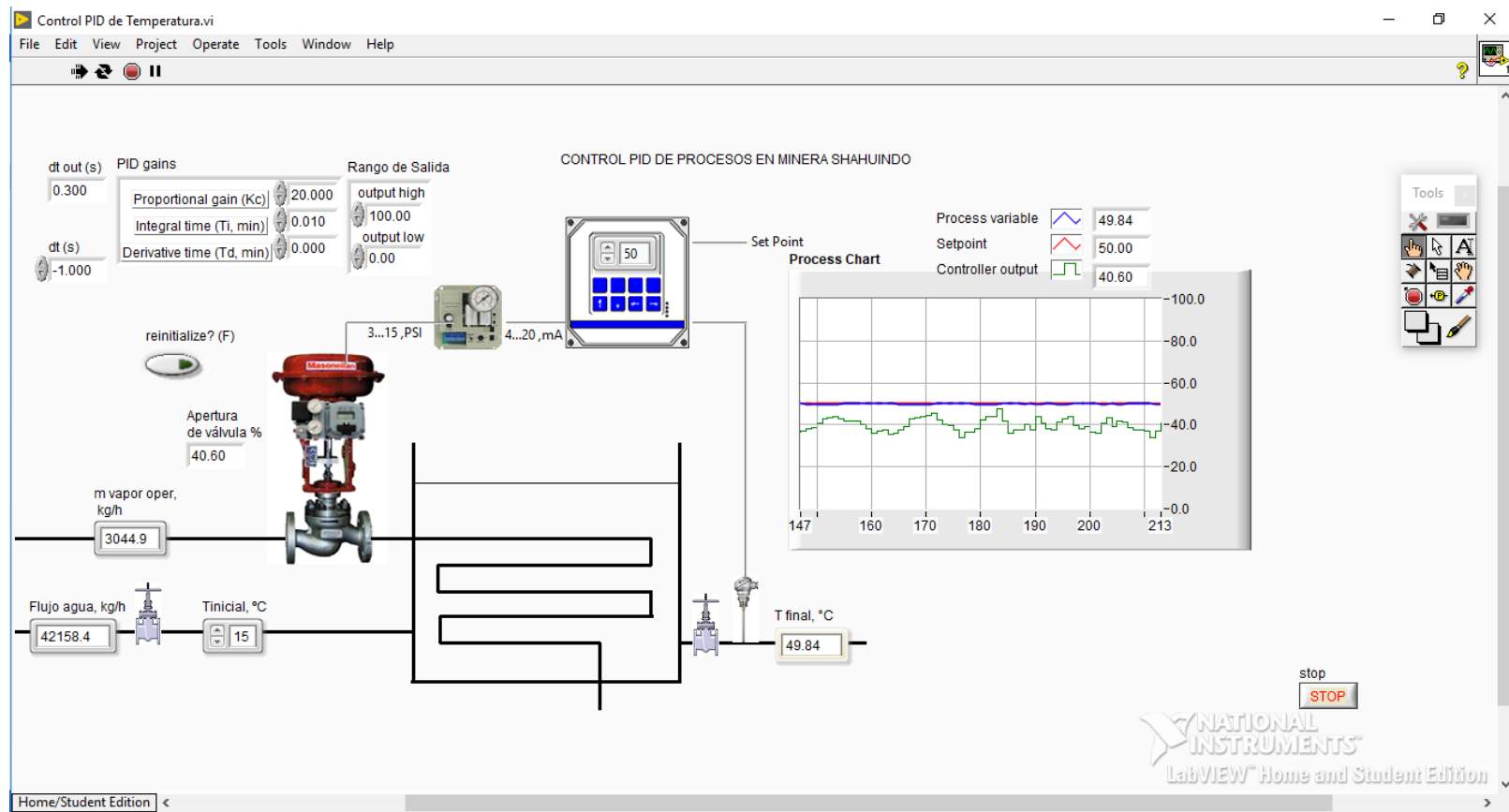


Figura 58.

3.5.6 Programación del proceso desorción mediante labView.

La programación se da mediante el software labView, Tal como se muestra (Fig. 59). En este parámetro podemos variar los rangos y los parámetros de la programación de acuerdo a la necesidad del proceso.

En esta pantalla de programación fueron ingresados los cálculos como la entalpía, temperatura inicial y temperatura final, flujo másico y el calor total del intercambiador de calor.

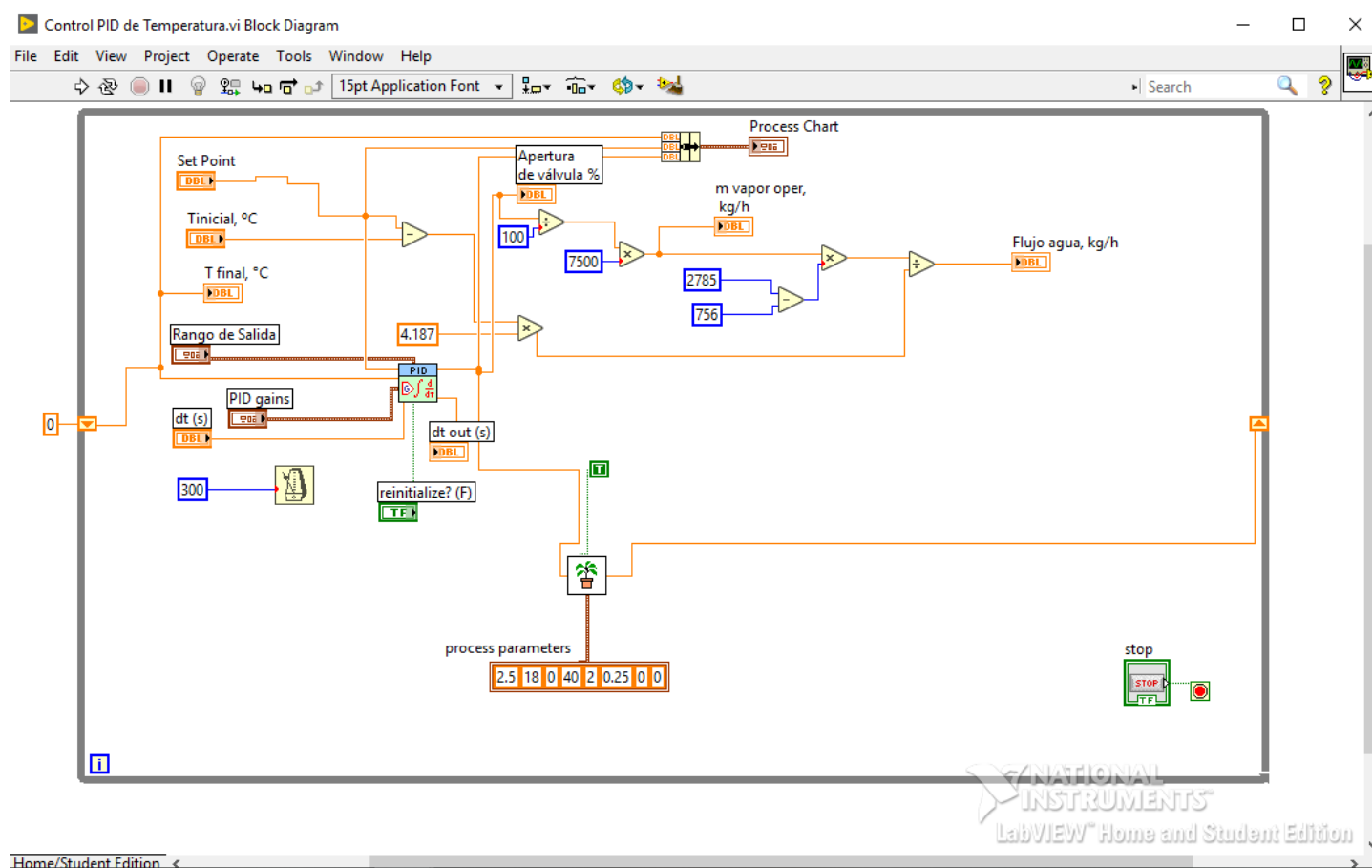


Figura 59.

3.5.7 Controladores del proceso de desorción.

Son aquellos instrumentos que comparan el valor medido con el valor deseado, mediante una señal de corriente que permite controlar las variables según a la señal de referencia que se le asigna.

Válvula electroneumático controla el paso de vapor que ingresa al tanque de desorción para el calentamiento la apertura de abre y cierre es visualizada en el scada.



El convertidor electroneumático convierte la señal de corriente a señal neumática, es el que controla la apertura de abierto y cerrado a la válvula electroneumático.



El sensor de temperatura es el que controla la temperatura del tanque (95°C)



3.5.8 Herramienta de control de lógicas programables.

Las herramientas de control se usan para modificar y borrar las opciones de programación que proporciona el software LabView. Una herramienta es un modo de operación especial del cursor del mouse. El modo de operación del cursor corresponde al ícono de la herramienta seleccionada. LabView selecciona esta herramienta de acuerdo a la ubicación actual del mouse

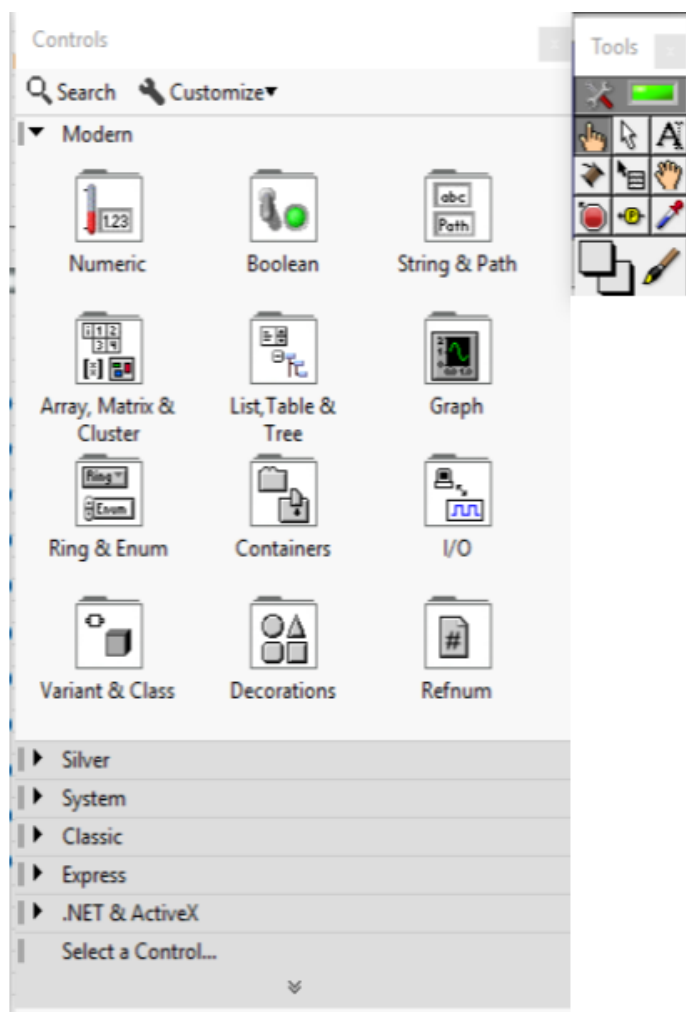


Figura 60.

3.5.9 Diseño del sistema scada de control automático y supervisor en la planta ADR

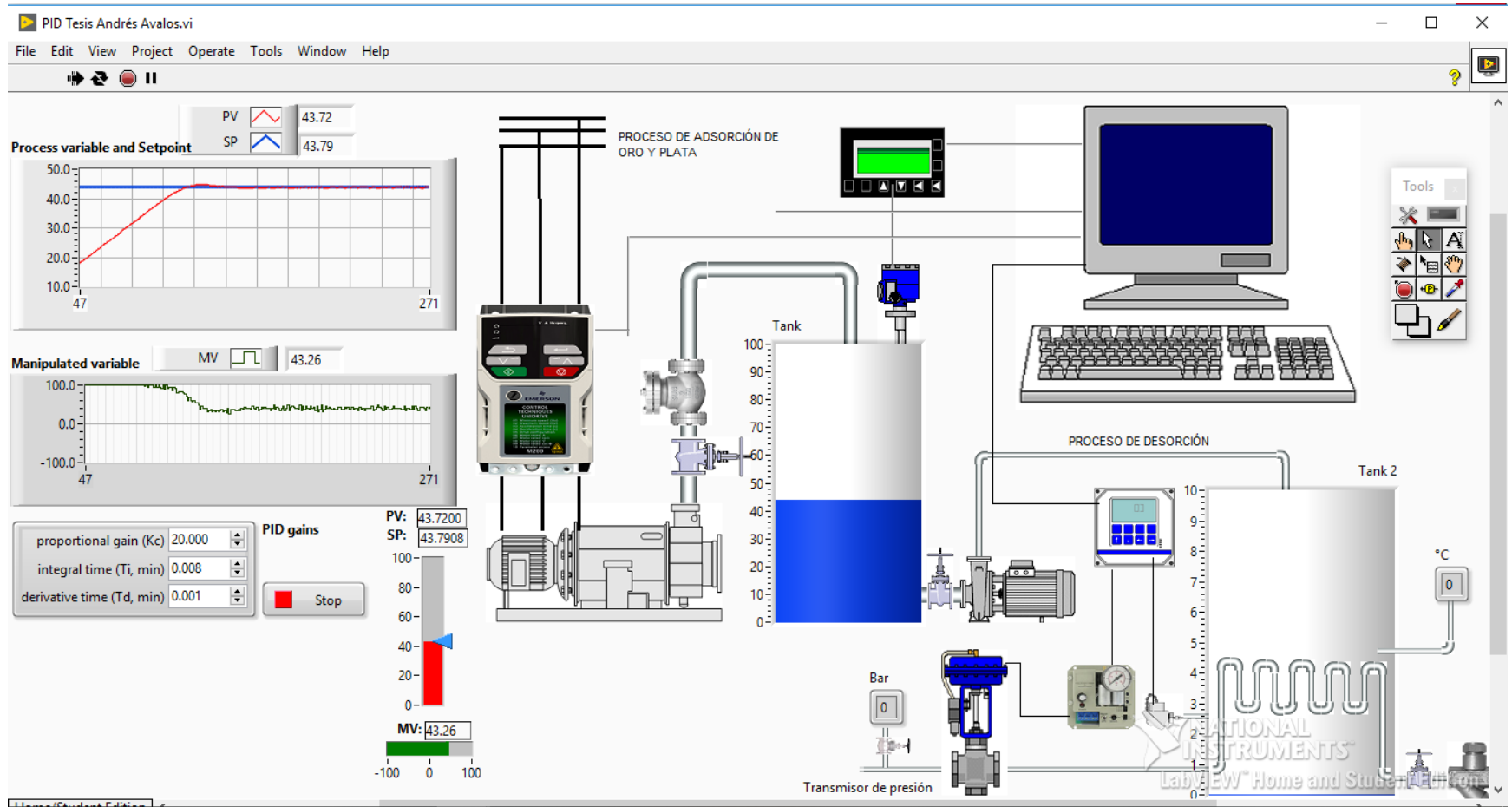


Figura 61.

3.6 Diagramas P&ID de los procesos de medida y control en adsorción, desorción y recuperación de oro.

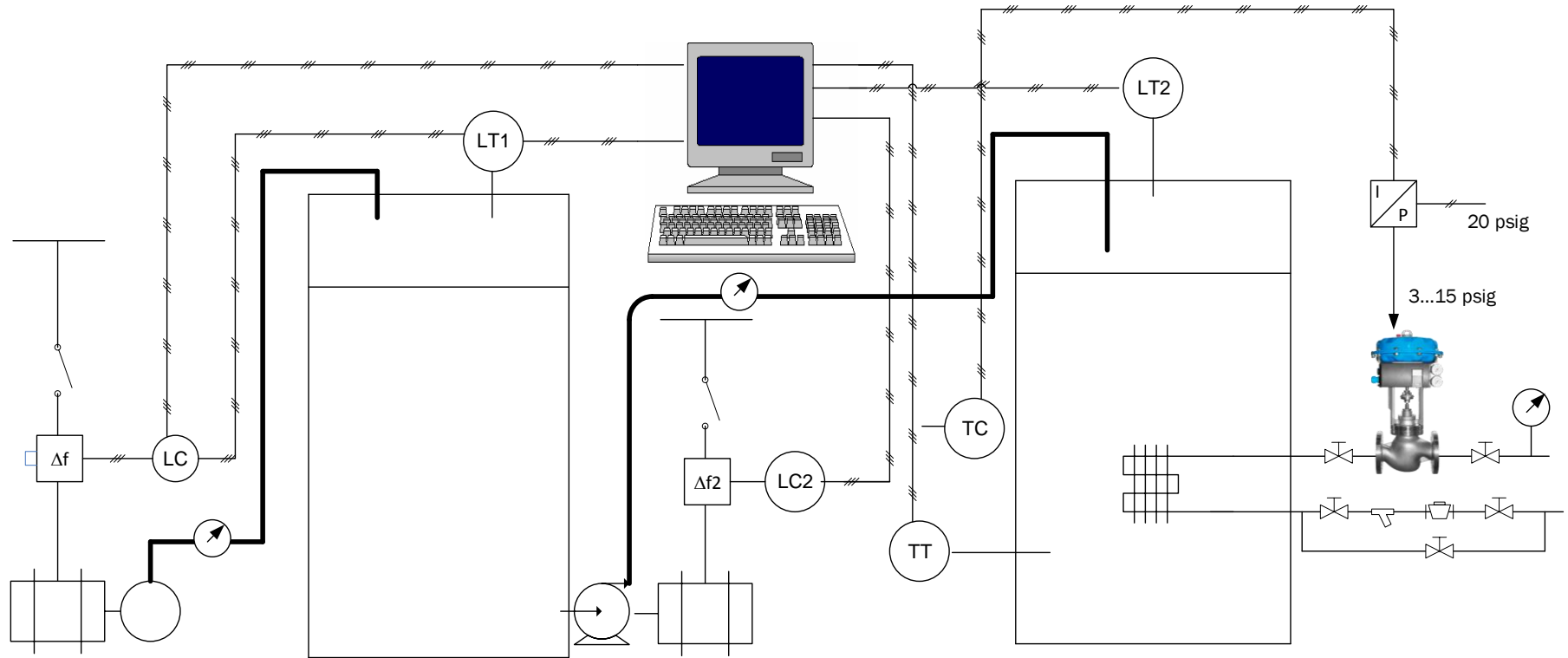


Figura 62. Diagrama PID control de nivel en proceso de adsorción, desorción y recuperación de oro minera Shahuindo. Elaboración propia

$\Delta f 1$ = variador de frecuencia

LC: controlador de nivel de mineral de oro con carbón activado

LT1: transmisor de nivel con ultrasonidos, para mineral de oro con carbón activado, rango: 0...5 m

3.7 Análisis económico

3.7.1 Inversiones en instrumentos de medida y control y accesorios

Inversiones en activos, Mano de Obra, accesorios para Implementar Sistemas Scada de Control Automático de Nivel y Temperatura en procesos de adsorción y desorción de Planta Shahuindo					
I. Bucle Control de Nivel Adsorción					
Item	Denominación	Cantidad	U.M	Precio Unitario	Precio total
				Soles/UM	Soles
1	Transmisor de nivel con ultrasonidos, salida: 4...20 mA	1	Pieza	5600	5600
2	Cable de instrumentación	95	m	35	3325
3	Programador lógico programable con kit PID, 24 V cc	1	Pieza	1440	1440
4	Convertidor de intensidad a presión, 4...20 mA a 3...15 psig	1	Pieza	2416	2416
5	Variador de frecuencia, 0...60 Hz, P = 55 kw	1	Pieza	27200	27200
6	Mano de Obra	1	GLB	2500	2500
7	Válvula isoporcentual, con cabezal neumático, 3...15 psig, 0...250 m3/h	1	Pieza	11200	11200
8	Accesorios neumáticos	1	GLB	750	750
9	Tablero eléctrico 35 x 45 x 20 cm	1	Pieza	315	315
2. Bucle Control de Nivel Desorción				Sub total 1	54746
1	Transmisor de nivel con ultrasonidos, salida: 4...20 mA	1	Pieza	5600	5600
2	Cable de instrumentación	100	m	35	3500
3	Programador lógico programable con kit PID, 24 V cc	1	Pieza	1440	1440
4	Convertidor de intensidad a presión, 4...20 mA a 3...15 psig	1	Pieza	2416	2416
5	Variador de frecuencia, 0...60 Hz, P = 55 kw	1	Pieza	27200	27200
6	Mano de Obra	1	GLB	2500	2500
7	Válvula isoporcentual, con cabezal neumático, 3...15 psig, 0...250 m3/h	1	Pieza	11200	11200
8	Accesorios neumáticos	1	GLB	750	750
9	Tablero eléctrico 35 x 45 x 20 cm	1	Pieza	315	315
3. Bucle Control de Temperatura en Desorción				Sub total 2	54921
1	Transmisor de temperatura, Pt100	1	Pieza	480	480
2	Cable de instrumentación	100	m	35	3500
3	Programador lógico programable con kit PID, 24 V cc	1	Pieza	1440	1440
4	Convertidor de intensidad a presión, 4...20 mA a 3...15 psig	1	Pieza	2416	2416
5	Variador de frecuencia, 0...60 Hz, P = 55 kw	1	Pieza	27200	27200
6	Mano de Obra	1	GLB	2500	2500
7	Válvula isoporcentual, con cabezal neumático, 3...15 psig, 0...2500 kg/h vapor	1	Pieza	14400	14400
8	Accesorios neumáticos	1	GLB	750	750
9	Tablero eléctrico 35 x 45 x 20 cm	1	Pieza	315	315
10	Sistema evacuación de condensado	1	GLB	5600	5600
4. Sistema Scada				Sub total 3	58601
1	PC industrial	2	Pieza	3500	7000
2	Software de automatización	1	Pieza	17600	17600
3	Mano de Obra Calibración de instrumentos	1	GLB	1500	1500
				Sub total 4	26100
				Total Inversión	194,368

3.8 Análisis financiero.

3.8.1 Inversión y financiamiento bancario

Inversión y financiamiento bancario		
Descripción		Monto (S/.)
Equipos		194,368.00
Otros		-
TOTAL DE COSTOS ESTIMADOS		194,368.00
TOTAL DE INVERSION DEL PROYECTO		S/. 194,368.00
FINANCIAMIENTO		
Descripción		Monto (S/.)
Aporte propio, % Inversión total	10%	S/. 19,436.80
Financiamiento		S/. 174,931.20
Total inversión		S/. 194,368.00

Condiciones del Financiamiento

Descripción		Monto (S/.)
Préstamo		S/. 174,931.20
Tasa efectiva anual		12.50%
Tasa efectiva mensual		0.99%
Plazo, meses		12
cuota mensual, Soles/mes		S/. 15,529.03

3.8.2 Plan de pagos mensuales del préstamo bancario.

Plan de Pagos mensuales					
Me s	Préstamo	Interés	Amortización	Cuota	Saldo
1	174,931.20	1,725.45	13,804	15,529	161,127.62
2	161,127.62	1,589.30	13,940	15,529	147,187.88
3	147,187.88	1,451.80	14,077	15,529	133,110.65
4	133,110.65	1,312.95	14,216	15,529	118,894.56
5	118,894.56	1,172.73	14,356	15,529	104,538.26
6	104,538.26	1,031.12	14,498	15,529	90,040.35
7	90,040.35	888.12	14,641	15,529	75,399.44
8	75,399.44	743.71	14,785	15,529	60,614.11
9	60,614.11	597.87	14,931	15,529	45,682.95
10	45,682.95	450.60	15,078	15,529	30,604.52
11	30,604.52	301.87	15,227	15,529	15,377.36
12	15,377.36	151.68	15,377	15,529	-0.00

3.8.3 Flujo de caja e indicadores financieros.

Flujo de Caja Financiero											
	Año										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pago Servicio de deuda											
Préstamo	-174931										
ínteres		11417									
Amortización. S./año		174931									
Costo Operación. S./año		35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000	35000
Costo de Mantenimiento		45000	45000	45000	45000	45000	45000	45000	45000	45000	45000
Total egresos. S./año		266348	80000	80000	80000	80000	80000	80000	80000	80000	80000
Beneficio anual		4.233.652	4.420.000	4.420.000	4.420.000	4.420.000	4.420.000	4.420.000	4.420.000	4.420.000	4.420.000
FLUJO DE CAJA FINANCIERO											
	-174.93120	3.967.303	4.340.000	4.340.000	4.340.000	4.340.000	4.340.000	4.340.000	4.340.000	4.340.000	4.340.000

COK	12.50%
VAN	23.521.893
TIR	2277%
Número de años	10 Años
PRI (Años)	0.50 Meses

PRI: Periodo de Retorno de la Inversión
$PRI (Años) = (Prestamo) / (beneficio) / 12$

Tabla 13. Flujo de caja e indicadores financieros. Elaboración propia

Se observa que la inversión es totalmente rentable.

CAPÍTULO IV

DISCUSIÓN

IV. DISCUSIÓN.

Los bachilleres: Balta Perales, Renato Antonio y Vásquez Velásquez, Carlos Alberto, en su tesis: ‘‘Diseño del sistema de control automático del proceso de retratamiento del relave en la unidad minera Orcopampa de la empresa Buenaventura’’

Conclusiones

- Se Diseñó un sistema de control que cumple con los requerimientos de la planta.
- Se Diseñó un sistema de control, seguro, amigable y confiable en donde el operador realiza las distintas operaciones de manera fácil.
- Se realizó una adecuada selección de instrumentos, controlador lógico programable (PLC) y un SCADA de acuerdo a los requerimientos del sistema.
- Se establecieron las estrategias de control para los diferentes lazos de control del proceso.
- Se diseñó la filosofía de control del proceso.
- Se diseñó el diagrama P&ID del proceso.

En la presente tesis, el autor, Avalos Torres Andres, obtiene resultados similares:

- Se hizo el diseño de un sistema de control automático que asume los requerimientos del sistema industrial: precisión, eficiencia y eficacia.
- Se diseñó un sistema de control automático de tres bucles, seguro, amigable, en el cual el maestro instrumentista puede operar fácilmente las variables del proceso de control
- Se realizó la selección de instrumentos de medida y control automático: sensores de variables de proceso, controladores PLC con kit PID, y un sistema de control automático scada, con los tres bucles de control del sistema: dos de nivel y uno de temperatura.
- Se definieron las estrategias de control para los tres lazos de control: control en feedback, con PID, para procesos continuos, de alta estabilidad.
- Se hizo el diseño de la filosofía de control automático: control en tiempo real de variables de proceso, con acción retroalimentada.
- Se diseñó y preparó los diagramas PID de control automático del sistema
- Se observa en la simulación de los bucles de control automático que es necesario obtener una regulación fina del proceso, estableciendo con precisión los parámetros PID (Proporcional, integral y derivativo) de las acciones de control, para lograr estabilidad del proceso.
- Se puede indicar que el sistema scada supervisorio de control automático presente importantes ventajas: simplicidad, seguridad, precisión, y es relativamente económico

CAPÍTULO V

CONCLUSIÓN

V. CONCLUSIÓN

a) Caracterización de los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro, mediante el método de balance de masa y energía.

Se determinó el balance de masa y energía en cada proceso, que permita determinar la capacidad y rango de operación de los instrumentos de medida:

Adsorción:

- Flujos: 0...300 m³/h de entrada y 0...150 m³/h de salida
- Niveles: 0...4 m

Desorción:

- Flujos: 0...150 m³/h
- Niveles: 0...3 m

Recuperación de oro:

- Temperatura: 80...120 °C

b) Modelación mediante simulación el comportamiento en el tiempo de los procesos Adsorción, Desorción y recuperación de oro.

Se utilizó el software LabView para modelar los procesos industriales y los lazos de control, determinando los tiempos de integración de la acción de control y del tiempo de integración de la acción de control, para lograr la estabilidad del proceso, así como la acción principal; la proporcional, siendo muy sensible en relación al error del proceso: diferencia entre el valor del set point y el valor de la variable controlada.

Se obtiene que para procesos de control de nivel es necesario:

- Acción proporcional: 10 veces el valor del error del proceso
- Tiempo integral: 0.10...0.15 minutos por cada repetición de la acción de control proporcional
- Tiempo derivativo: 0.001...0.004 repeticiones por minuto de la acción de control proporcional

Se obtiene que para procesos de control de temperatura es necesario:

- Acción proporcional: 20 veces el valor del error del proceso
- Tiempo integral: 0.010...0.025 minutos por cada repetición de la acción de control proporcional

- Tiempo derivativo: 0.0001...0.0002 repeticiones por minuto de la acción de control proporcional
- c) **Determinación de la instrumentación y las estrategias de control para los procesos Adsorción, Desorción y recuperación de oro.**

Se determinó la instrumentación necesaria para cada lazo de control:

Lazo de control de nivel en proceso de adsorción:

- Transmisor de nivel: tipo ultrasónico rango 0-4 m, salida 4-20 mA, U = 24 Vcc
- Elemento de control final: variador de velocidad. Rango: 40...60 Hz, P = 15 kw
- Controlador: PLC con kit PID, interface a controlador. Salidas 4...20 mA, U = 24 V

Lazo de control de nivel en el proceso desorción:

- Transmisor de nivel. tipo ultrasónico rango 0-4 m, salida 4-20 mA, U = 24 Vcc
- Elemento de control final: variador de velocidad. Rango: 40...60 Hz, P = 10 kw
- Controlador: PLC con kit PID, interface a controlador. Salidas 4...20 mA, U = 24 V

Lazo de control de temperatura en el proceso desorción:

- Transmisor de temperatura. Pt100, sensibilidad: $0.385 \Omega/^{\circ}\text{C}$. Conexión: tres hilos
- Elemento de control final: válvula reguladora de flujo de vapor, capacidad: 2000 kg/h, pn = 16 bar, t = 250 °C. Cabezal neumático: 3...15 psi
- Convertidor electroneumático: rango entrado: 4...20 mA. Salida: 3...15 psi, presión alimentación, con aire comprimido: 25 psi
- Controlador: PLC con kit PID, interface a controlador. Salidas 4...20 mA, U = 24 V

- d) **Simulación de las leyes de control que gobernarán los procesos Adsorción, Desorción y recuperación de oro.**

Con ayuda del software LabView se simula el balance de masa y energía del proceso, simulando la respuesta en función a perturbaciones del proceso, obteniendo tiempos de respuesta bastante buenos para estabilizar: de 0.5 a 1.5 segundos

- e) **Integración de las diferentes fases del proceso Adsorción, Desorción y recuperación de oro automatizado.**

Se hizo la integración de los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro, siendo un sistema en serie con tres lazos de control, interdependientes y con perturbaciones dinámicas

pequeñas, pues la inercia del sistema es pequeña, debido a las características del proceso: manejo de fases líquidas, semilíquidas y de mezcla.

f) Elaboración del diagrama P&ID de los procesos.

Se elaboraron los diagramas PID de los procesos:

Diagrama PID del sistema scada de control automático supervisorio de procesos integrados de adsorción, desorción y recuperación de oro en Planta Shahuindo

Diagrama PID de control automático en feedback, supervisorio; del nivel en proceso de adsorción

Diagrama PID de control automático en feedback supervisorio, del nivel en proceso de desorción

Diagrama PID de control automático en feedback supervisorio, de temperatura en proceso de desorción

g) Determinación de la factibilidad económica de la propuesta.

Se hizo el análisis económico financiero de la inversión en el sistema SCADA de control automático supervisorio PID en Planta Shahuindo.

- Tiempo de evaluación: 10 años
- Inversión: 194,368 soles
- Beneficio económico: 4'500,000 soles/año
- Costos de operación:
- Costos de mantenimiento:
- Interés bancario: 12.5 % anual
- Valor actual neto: 23'476, 107 soles
- Tasa interna de retorno: 2450 %
- Tiempo de recuperación de la inversión: 0.47 meses

CAPÍTULO VI

RECOMENDACIONES

VI. RECOMENDACIONES

- Debido a las buenas proyecciones de obtención de estabilidad de control precisión y alta rentabilidad, se debe implementar el sistema SCADA diseñado.
- Realizar un sistema de simulación con sistema de control con autosintonía, para simplificar más el uso del nuevo sistema de control automático, y definir posibilidad de implementar, siempre con PID
- Realizar capacitación del personal de operación en el manejo de los instrumentos de medida y control.
- Preparar e implementar un programa de calibración de los instrumentos, anual, por medio de una empresa especializada y certificada

CAPÍTULO VII

REFERENCIAS

VII. REFERENCIAS.

- ASTROM, K. J. y WITTENMARK, B. . Computer-Controlled Systems, Theory and Design. 2da. edición. Ed. Prentice-Hall International, Inc.. New Jersey, U.S.A.. 1990.
- ALFREDO ROCA . COPYRIGHT@ 2018 , PROCESOS INDUSTRIALES PID
<http://www.alfredoroca.com/>
- ASTROM, K. J. y WITTENMARK, B. . Computer-Controlled Systems, Theory and Design. 2da. edición. Ed. Prentice-Hall International, Inc.. New Jersey, U.S.A.. 1990.
- BARRIENTOS, a. / sANZ r.. CONTROLES DE SISTEMAS CONTINUOS, Problemas resueltos. McGRAW-HILL/INTERAMERICANA DE ESPAÑA, S.A.. 1996.
- BALTA PERALES, R.A y VASQUEZ VELASQUEZ, C.A (2010) TESIS AUTOMATIZACIÓN DISEÑO DE SISTEMA DE CONTROL <https://es.scribd.com/document/215400582/tesis-automatizacion>
- Control Automático de Procesos, Smith, C. A. y Corripio, A. B., Limusa, Méjico. (1991). (1 ejemplar en biblioteca)
- DORF, RICHARD.SISTEMA MODERNO DE CONTROL. Segunda Edición. ADDISON-WESLEY IBEOMERICANA. 1989.
- FRANKLIN G./POWELL A.. CONTROL DE SISTEMA DINÁMICOS CON RETROALIMENTACIÓN. ADDISON-WESLEY IBEOMERICANA. 1991.
- Introducción rápida a Matlab y Simulink para Ciencia e Ingeniería, Manuel Díaz Rodríguez, Ediciones Díaz de Santos, España, 2003.
- Instrumentación y control básico de procesos, José Acedo Sánchez, Madrid España. Ediciones 2006. (Disponible en biblioteca como [e-book](#))
- KUO, B. / HANSELMAN D.. MATLAB Tools for Controls System Analysis and Design. Prentice Hall. 1994.
- KUO, BENJAMIN. Digital Control Systems. Holt, Rinehart and Winston INC. 1980.
- KUO, BENJAMIN. Digital Control Systems. Second edition. Oxford University Press. New York. 1992.
- KUO, BENJAMIN. Sistemas de control automático. 7ª Edición. Prentice Hall Hispanoamericana, S.A.. 1996.

- KUO, BENJAMIN. Sistemas de control digital. Primera edición (Española). Compañía Editorial Continental S.A. de C.V.. México. 1997.
- MIDDLETON, R. H. y GOODWIN, G. C. . Digital Control and Estimation. Ed.. Prentice-Hall International, Inc., New Jersey, U.S.A., 1990.
- OGATA, KATSUHIKO. . Discrete-Time Control Systems. Second Edition. Ed. Prentice Hall International, Inc.. New Jersey, U.S.A.. 1995.
- OGATA, KATSUHIKO. Ingeniería de Control Moderna. 3a edición. Prentice-Hall Hispanoamericana, S.A.. 1998.
- OGATA, KATSUHIKO. Modern Control Engineering. 3a edición. Prentice-Hall.1997.
- OGATA, KATSUHIKO. PROBLEMAS DE INGENIERÍA DE CONTROL UTILIZANDO MATLAB. PRENTICE-HALL IBERIA.. 1999.
- OGATA, KATSUHIKO. Sistemas de Control en Tiempo Discreto. Segunda Edición. Ed.Prentice-Hall Hispanoamericana, México. 1996.
- ORLANDO PHILCO A.msc Atomización Industrial .ecuador 2016 <https://ing-orlandophilco.jimdo.com/control-de-procesos/>
- Phillips, C. L. y Nagle, H. T., Digital Control System Analysis and Design, 3a Ed., Prentice Hall International, Inc.. New Jersey, U.S.A.. 1995.
- Sistemas de Control Moderno, Richard C. Dorf y Robert H. Bishop, Pearson Educación, Madrid, 10ª Ed., 2005. (3 ejemplares en biblioteca)
- Sistemas Digitales de Control de Procesos, Sergio V. Szklanny y Carlos R. Behrends, Editorial Control, Buenos Aires, Argentina. 2º Ed., 2006. (1 ejemplar en biblioteca)
- SMITH / CORRIPIO. Control Automático de Procesos. Noriega-Limusa. 1994.
- UNIVERSIDAD CARLOS III. MADRID (2013). INGENERIA DE SISTEMA AUTOMATICO http://portal.uc3m.es/portal/page/portal/dpto_ing_sistemas_automatica

CAPÍTULO VIII

ANEXOS

VIII. ANEXOS

BOSS SERIES CONTROL VALVE

SIZES 2" – 8"

ANSI CLASS 125/250, 250/300, 600

- **Available in Pneumatic & Electric Actuators**

for modulating control and on/off applications.



- **Electric Actuator Accepts Analog Signals**

4-20 mA, 0-10 VDC or Profibus DP

- **High Flow Capacities** - Valve body flow areas 42% of pipe area, reducing velocities and pressure loss.

- **Controlled Seat Loading** maintains constant seat gasket load.

- **Hung Cage Design** eliminates problems associated with fixed cages.

- **Hardened/Stainless Steel Trim** provides twice the service life of 316 stainless trim.

- **Rugged Piston Seal** with three times the wear surface of competitive valves for long lasting leak tight seal.

- **Multiple Cage Options** for maximum versatility.

- **Balanced Plug Design** provides smooth high pressure control.

- **Tighter Shut Offs to Class VI** - Superior design provides exceptional performance up to Class VI.

MODELS

- D1 — Cast Iron Stainless Trim, Pneumatic or Electrically Actuated

- D2 — Cast Steel Stainless Trim, Pneumatic or Electrically Actuated

OPTIONS

- 35, 55, 85 or 135 sq. in. Actuator, Reverse or Direct

- Electric Actuator Accepts Analog Signals 4-20 mA, 0-10 VDC or Profibus DP

- Soft Seats

- Thread of Flange Connection

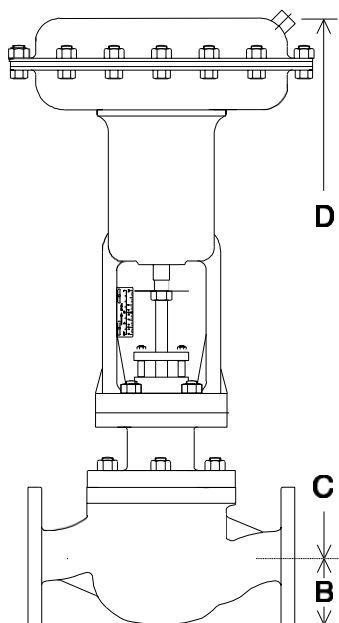
- Moore and PMV Accessories

- Noise and Cavitation Reducing Trim

- Reduced Flow Caging

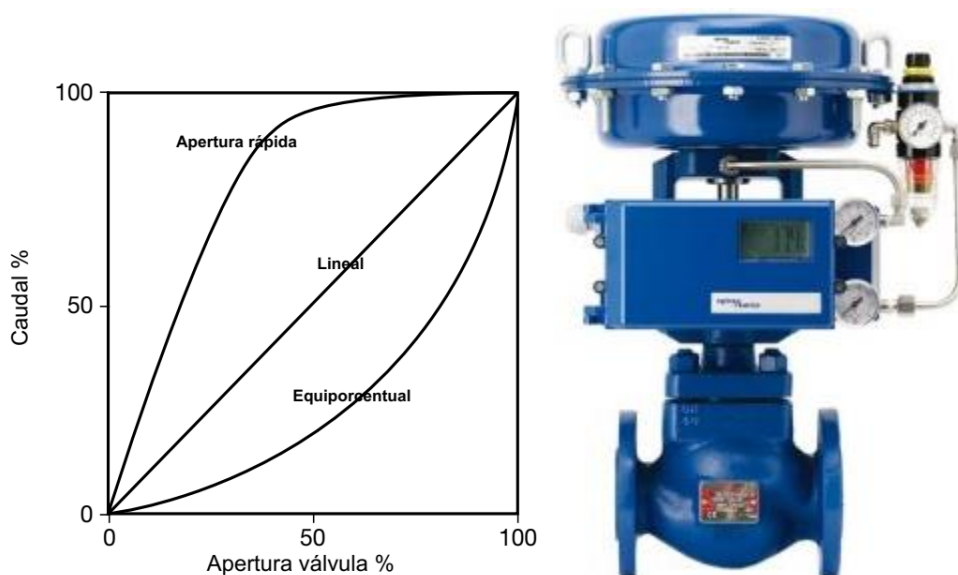
- Alternate Packings for Severe Service
- High Temperature Trim
- ANSI B16.0 Face-To-Face Dimensions and ISA S75.03 Uniform Face-To-Face Dimensions for Flanged Globe Style Control Valves
- ANSI B16.37 Hydrotesting of Control Valves
- ISA S75.02 Control Valve Capacity Test Procedure
- Canadian Registration # OC 0591.9C

Fuente: <http://www.generavapor.com.pe/catalogo/valvulas-de-control-moduladoras/531-valvula-de-control-con-actuador-neumatico-mod-pv6311-12-6-rtk.html>



C_v TABLE

Valve Size	Full Port		40% Red.		Seco-Sonic		Seco-Cav		Stroke (in.)	Seat Dia.	Unbalanced Area (in ²)
	Cv	Range	Cv	Range	Cv	Range	Cv	Range			
2	65	30:1	26	20:1	48	30:1	32	14:1	0.750	2.3	0.14
2½	90	40:1	36	25:1	70	40:1	40	17:1	0.875	2.9	0.18
3	125	40:1	50	25:1	97	40:1	63	20:1	1.00	3.5	0.21
4	205	50:1	82	30:1	156	50:1	103	25:1	1.25	4.6	0.28
6	435	50:1	174	30:1	349	50:1	217	25:1	2.00	6.9	0.42
8	760	50:1	304	30:1	579	50:1	304	25:1	2.75	9.2	0.56



Fuente: <http://www.spiraxsarco.com/global/es/Products/Documents/VI/S24-70.pdf>

Del catálogo Spirax Sarco, se elige la válvula modulante para reducción de presión de vapor, Sipra Trol, de paso total, línea, para $K_v = 62.88$,

Valores K_v

Tamaño válvula		DN15 (½")	DN20 (¾")	DN25 (1")	DN32 (1¼")	DN40 (1½")	DN50 (2")	DN65 (2½")	DN80 (3")	DN100 (4")	
Internos standard	Paso total	Equi %	4,0	6,3	10,0	16,0	25,0	36,0	63	100	160
		Lineal	4,0	6,3	10,0	16,0	25,0	36,0	63	100	160
		Apertura rápida	4,0	6,3	10,0	18,0	28,0	50,0	85	117	180
	Paso reducido 1	Equi %	2,5	4,0	6,3	10,0	16,0	25,0	36	63	100
		Lineal	2,5	4,0	6,3	10,0	16,0	25,0	36	63	100
	Paso reducido 2	Equi %	1,6	2,5	4,0	6,3	10,0	16,0	25	36	63
		Lineal	1,6	2,5	4,0	6,3	10,0	16,0	25	36	63
	Paso reducido 3	Equi %	1,0	1,6	2,5	4,0	6,3	10,0	16	25	36
		Lineal	1,0	1,6	2,5	4,0	6,3	10,0	16	25	36
	Paso reducido 4	Equi %		1,0	1,6		4,0	6,3		16	
		Lineal		1,0	1,6		4,0	6,3		16	
	Paso reducido 5	Equi %			1,0			4,0			
		Lineal			1,0			4,0			
	Microflujo		0,5	0,5	0,5						
		0,2	0,2	0,2							
		0,1	0,1	0,1							
		0,07	0,07	0,07							
		0,01	0,01	0,01							

SPIRA-TROL

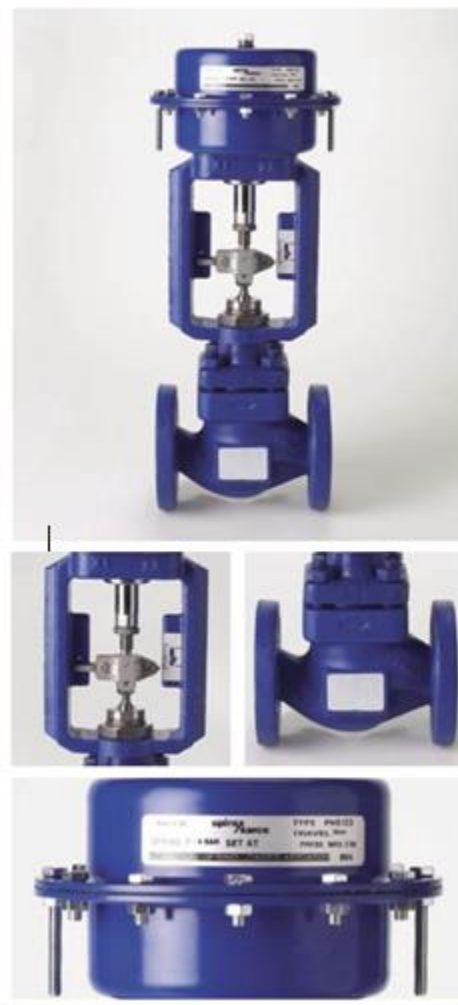
Servicio general, diseño modular, válvula de control de globo con diseño y materiales compatibles EN y ANSI.

Especificación de la válvula

Tamaños	Bridadas DN15 a DN100 (tamaños superiores disponibles bajo pedido) Roscas y socket weld de ½" a 2"
Tipos	2 vías globo
Conexiones	Roscadas BSP y NPT Socket weld Bridadas PN16, PN25, PN40 ANSI 125, ANSI 150, ANSI 300 JIS 10 y JIS 20 KS 10 y KS 20
Material del cuerpo	Hierro fundido Fundición nodular Acero al carbono Acero inoxidable
Temperatura máxima	400°C (752°F)
Condiciones de diseño del cuerpo	PN40 y ANSI 300
Internos	Características de flujo Equi %, lineal y apertura rápida Pasos reducidos Bajo ruido

Especificación del actuador

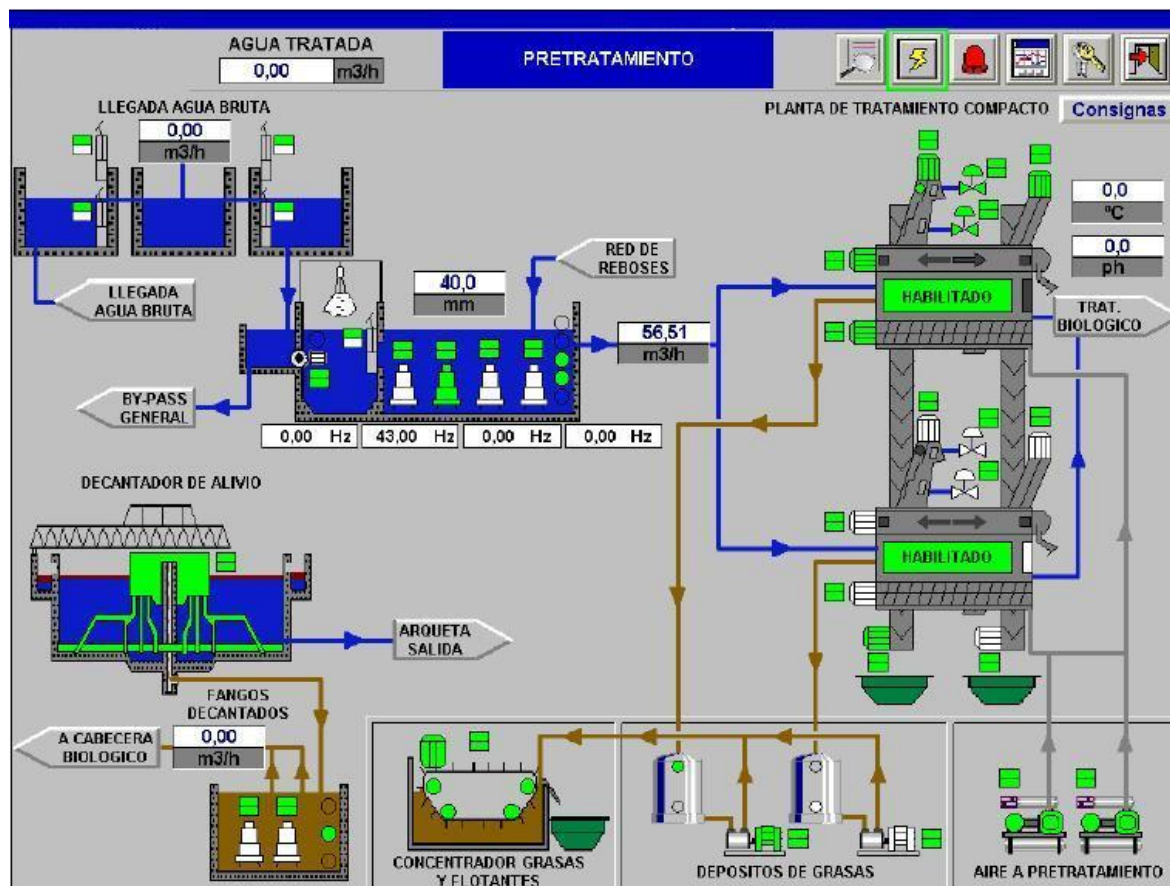
Tipos	Neumático Eléctrico
Máxima presión diferencial	40 bar (580 psi)
Acción	Resorte cierra o resorte abre a falta



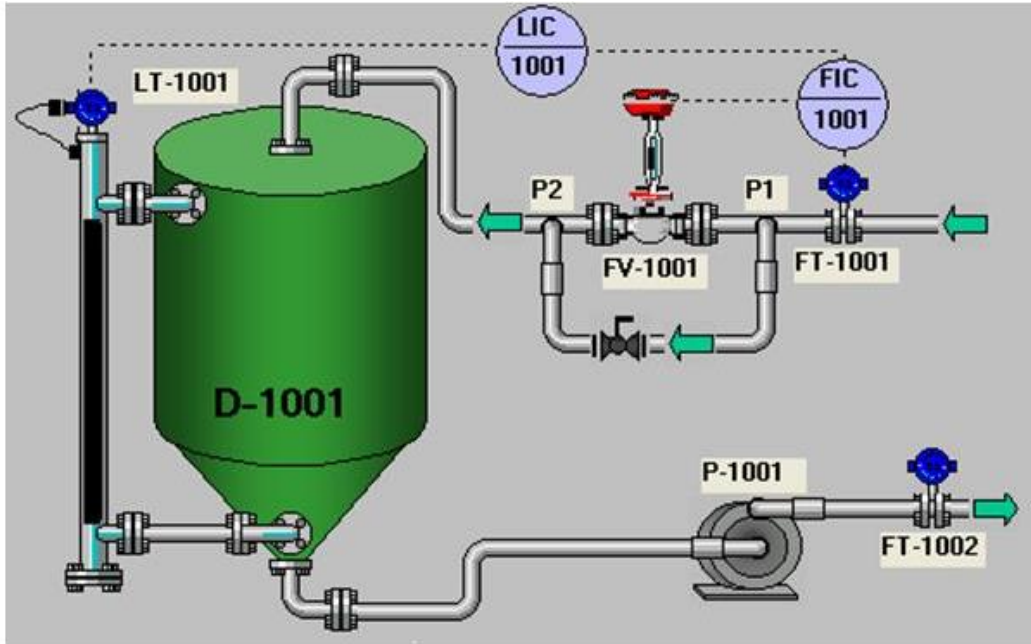
	de alimentación eléctrica o neumática
Alimentación	Aire comprimido: 4,5 bar (65 psi) Eléctrica: 24 V ca, 110 V ca y 240 V ca
Opciones	Volante Todos los dispositivos industriales de interfaz para control

Para más información técnica, usar la Búsqueda de nuestro sitio web usando la palabra clave 'SPIRA-TROL'

[http://www.spiraxsarco.com/global/cl/Products/Documents/V%C3%A1lvulas de Control-Cat%C3%A1logos.pdf](http://www.spiraxsarco.com/global/cl/Products/Documents/V%C3%A1lvulas%20de%20Control-Cat%C3%A1logos.pdf)



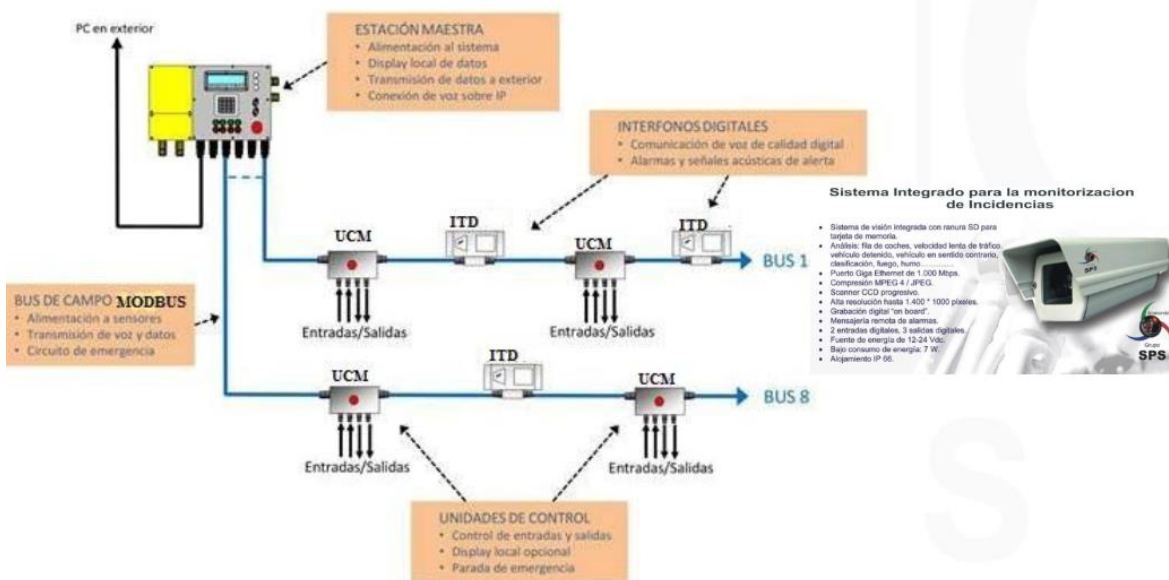
Anexo 1: sistema scada control automático en planta minera



Anexo 2: Control automático en cascada







Anexo: Enfoque integrado de monitorización de incidencias en minería

Instrumentos de evaluación para proceso de adsorción de oro

Instrumentos de evaluación nr.1: Proceso Minero					
Proceso:	Adsorción de oro				
Empresa:	Shahuindo SAC				
Responsable:	Andres Avalos Torres				
Ítem	Variable Temperatura	UM °C	Valor	Fecha	Observaciones
1					
2					
3					
4					
5					
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					
22					
23					
24					
Parámetros estadísticos descriptivos					
Media aritmética					
Mediana					
Moda					
Rango					
Varianza					
Variación Pearson					
Desviación estándar					

Instrumentos de evaluación nr.2: Proceso Minero					
Proceso:	Adsorción de oro				
Empresa:	Shahuindo SAC				
Responsable:	Andres Avalos Torres				
Ítem	Variable: Flujo másico	UM Ton/h	Valor	Fecha	Observaciones
1					
2					
3					
4					
5					
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					
22					
23					
24					
Parámetros estadísticos descriptivos					
Media aritmética					
Mediana					
Moda					
Rango					
Varianza					
Variación Pearson					
Desviación estándar					

Instrumentos de evaluación para Desorción de oro

Instrumentos de evaluación nr.3: Proceso Minero					
Proceso:	Desorción de oro				
Empresa:	Shahuindo SAC				
Responsable:	Andres Avalos Torres				
Item	Variable Temperatura	UM °C	Valor	Fecha	Observaciones
1					
2					
3					
4					
5					
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					
22					
23					
24					
Parámetros estadísticos descriptivos					
Media aritmética					
Mediana					
Moda					
Rango					
Varianza					
Variación Pearson					
Desviación estándar					

Instrumentos de evaluación nr.4: Proceso Minero					
Proceso:	Desorción de oro				
Empresa:	Shahuindo SAC				
Responsable:	Andres Avalos Torres				
Item	Variable: Flujo másico	UM Ton/h	Valor	Fecha	Observaciones
1					
2					
3					
4					
5					
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					
22					
23					
24					
Parámetros estadísticos descriptivos					
Media aritmética					
Mediana					
Moda					
Rango					
Varianza					
Variación Pearson					
Desviación estándar					

Matriz de consistencia

ANEXO: MATRIZ DE CONSISTENCIA				
AUTOR: ANDRES AVALOS TORRES			FECHA: 01 / 06 /2018	
ASESOR: SIXTO RICARDO PRADO GARDINI				
TÍTULO: "DISEÑO DE UN SISTEMA SCADA PARA EL CONTROL Y SUPERVISIÓN AUTOMATICO DEL PROCESO DE ADSORCIÓN, DESORCIÓN Y RECUPERACIÓN DE ORO EN LA MINERA SHAHUINDO SAC"				
PROBLEMAS	OBJETIVOS	HIPÓTESIS	VARIABLES	METODOLOGÍA
1. Problema General: ¿Cómo incrementar la producción de oro en la empresa Shahuindo S.A.C.?	1. Objetivo General: Diseñar un sistema scada para el control y supervisión automático del proceso de adsorción, desorción y recuperación de oro, en la minera Shahuindo SAC.	1. Hipótesis General: El diseño de un sistema scada para el control y supervisión automático del proceso de adsorción, desorción y recuperación de oro en la minera Shahuindo SAC mejorara la producción de oro.	V. Independiente Diseño del sistema scada de control y supervisión automático.	1. Tipo de Investigación: Es investigación del tipo aplicada, pues hace uso de técnicas y procedimientos de la ingeniería mecánica eléctrica para analizar y plantear soluciones a un problema industrial, como es el control manual de los procesos de producción de oro. 2. Nivel de Investigación Por el alcance de la investigación es descriptiva porque caracteriza un sistema SCADA de control automático.
2. Problemas Específicos:	2. Objetivos Específicos a) Modelamiento de los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro, mediante el método de balance de masa y energía. b) simulación del comportamiento en el tiempo de los procesos Adsorción, Desorción y recuperación de oro. c) Determinar la instrumentación y las estrategias de control para los procesos Adsorción, Desorción y recuperación de oro. d) Simulación del controlador PID de los procesos Adsorción, Desorción y recuperación de oro.		V. Dependiente: Nivel de producción	
				3. Método: Se empleará el método deductivo porque se particularizará el estudio a una empresa determinada, utilizando modelos generales de sistemas SCADA de control automático. 4. Diseño de la Investigación: El diseño de investigación es no experimental porque no se manipulará ninguna de las variables; transversal porque el estudio se realizará por única vez en un determinado momento. 5. Marco Muestral: Planta Shahuindo S.A. 6. Población: Procesos de producción de oro. 6. Muestra: Procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro. 7. Técnicas: Observación de los procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro. Entrevista a personal de operaciones. Entrevista a personal ejecutivo. 8. Instrumentos: Ficha de registros Cuestionario 9. Indicadores: Nivel de producción (TM) Paradas de producción (horas/año) Productividad: TM de oro/TM de material que contiene oro

Instrumentos de recolección de datos

Técnica	Instrumento	Objeto	Objetivos
Observación	Hoja de toma de datos	Procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro	Conocer los procesos y los parámetros que definen su capacidad, costos y rendimientos.
Entrevistas	Hoja de entrevista	Personal de operación e instrumentistas	Determinar aspectos específicos de operación, que posibiliten definir con mayor precisión los modos de control automático
Encuestas	Hojas de encuestas	Personal ejecutivo de operación e Instrumentación	Determinar la importancia de equipos, procesos y seleccionar los instrumentos para el control automático
Mediciones	Termómetros, manómetros	Procesos de adsorción, desorción y recuperación de oro	Establecer rangos de variación de los parámetros de procesos para definir el modo y técnicas de control