

FACULTAD DE INGENIERÍA

Escuela Académico Profesional de Ingeniería Industrial

Trabajo de Investigación

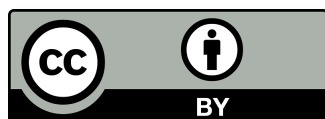
Diseño de un sistema de control con lógica PID modo cascada para mejorar la recuperación de cobre en celdas columna en la Empresa Hudbay Perú S.A.C.

Grivas Rulfo Girón Fernández

Para optar el Grado Académico de
Bachiller en Ingeniería Industrial

Lima, 2020

Repositorio Institucional Continental
Trabajo de investigación



Obra protegida bajo la licencia de "[Creative Commons Atribución-NoComercial-SinDerivadas 4.0 Perú](https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/)"

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Dios por darme las fuerzas y el entendimiento para este reto en mi carrera profesional y por las constantes bendiciones como darme un trabajo donde realicé la presente investigación.

Agradezco a la empresa minera Hudbay Perú S.A.C. por permitir la recopilación de data para la elaboración de la presente investigación.

Agradezco a mis jefes, Jaime Velázquez y Juan Paredes, por la facilidad en el acceso información del centro de trabajo para la elaboración de la presente investigación.

Agradezco a la Universidad Continental y a todos los maestros que compartieron, no solo la teoría en la carrera de Ingeniería industrial, sino también, sus experiencias laborales que fueron de gran utilidad. Al ingeniero Grimaldo W. Quispe Santivañez, por su gran apoyo en la guía de elaboración de esta investigación.

DEDICATORIA

El presente trabajo de investigación está dedicado a mi esposa, Betsabeth Borja, por apoyarme en toda esta travesía de estudio, que ocasionó en varias oportunidades no compartir tiempo con ella y con mis hijos, por estudiar y trabajar.

A mis hijos, Randy y Magdiel, por su apoyo incondicional y comprensión durante mis horas de estudio.

A mis sobrinas, Milady Girón y Yadira Girón, por el apoyo en el análisis de datos y la búsqueda de información.

ÍNDICE DE CONTENIDO

AGRADECIMIENTOS	ii
DEDICATORIA	iii
ÍNDICE DE CONTENIDO	iv
ÍNDICE DE FIGURAS	vii
ÍNDICE DE TABLAS	ix
RESUMEN	x
INTRODUCCIÓN	xi
CAPITULO I	1
PLANTEAMIENTO DEL ESTUDIO	1
1.1. Planteamiento del problema	1
1.2. Árbol de problemas	6
1.3. Formulación del problema	7
1.3.1. Problema general	7
1.3.2. Problemas específicos	7
1.4. Objetivo	7
1.4.1. Objetivo general	7
1.4.2. Objetivos específicos	7
1.4.3. Árbol de objetivos	8
1.5. Justificación	9
CAPÍTULO II	10
MARCO TEÓRICO	10
2.1. Bases teóricas	10
2.1.1. Estabilidad	10
2.1.2. Proceso de flotación	10
2.1.3. Celdas columna	11
2.1.4. Estabilidad de control de flotación en celdas columna	13
2.1.5. Recuperación de cobre	13
2.1.6. Dimensiones	14
2.2. Estado del arte	16
2.2.1. Control en cascada por métodos difusos	16
2.2.2. Estrategia de control por modo deslizante en cascada	17

2.2.3.	Prototipo para el control automático de nivel y caudal de líquidos	19
2.2.4.	Un nuevo método de control PI no lineal robusto.....	20
2.2.5.	Aplicación de control en cascada de temperatura – temperatura de un reactor de una planta piloto	21
2.2.6.	Control PID de temperatura y dosificación de PH para la producción de gas metano a partir de la digestión anaeróbica de residuos sólidos orgánicos	24
2.2.7.	Modelamiento de una planta de control de nivel mediante identificación no paramétrica.....	25
2.2.8.	Diseño de un sistema de control para torre de enfriamiento de agua en planta PROTISA.....	27
2.2.9.	“Diagnóstico confiable para la operación de bombas centrífugas en régimen cavitacionales”	28
2.3.	Conclusión y propuesta de solución.....	29
CAPÍTULO III: METODOLOGÍA		32
3.1.	Métodos y alcance de la investigación	32
3.2.	Población y muestra	34
3.3.	Diseño de la investigación tecnológica.....	34
3.4.	Diseño e implementación del control PID en modo cascada	34
3.4.1.	Análisis de la situación actual del sistema	35
3.4.2.	Descripción de instrumentación existente	35
3.4.3.	Descripción del sistema de control existente	38
3.4.4.	Identificación de requerimientos	43
3.4.5.	Implementación de requerimientos.....	45
3.4.6.	Implementación de sistema de control final	51
3.4.7.	Descripción funcional del sistema final.....	52
3.4.8.	Evaluación de resultados.....	53
3.4.9.	Conclusiones finales	54
CAPÍTULO IV: ANALISIS Y DISEÑO DE LA SOLUCIÓN		55
4.1.	Identificación de requerimientos	55
4.1.1.	Requerimientos generales:	55
4.1.2.	Requerimientos mecánicos.....	55
4.1.3.	Requerimientos de instrumentación	56
4.1.4.	Requerimientos del sistema de control	57
4.2.	Análisis de la solución	58

4.2.1. Sistema mecánico	58
4.2.2. Sistema de instrumentación	61
4.2.3. Sistema de control	62
4.3. Diseño	63
CAPÍTULO V: CONSTRUCCIÓN	68
5.1. Construcción	68
5.2. Pruebas y resultados	73
5.2.1. Resultados de estabilidad	73
5.2.2. Resultados Metalúrgicos	75
5.2.3. Resultados Económicos	76
CONCLUSIONES	77
TRABAJOS FUTUROS	78
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	79
ANEXOS	83

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Flujo inestable hacia celdas columna	3
Figura 2. Diagrama de flotación Cleaner.....	4
Figura 3. Árbol de problemas	6
Figura 4. Árbol de objetivos.....	8
Figura 5. La flotación como un proceso metalúrgico - Químico - Cinético	11
Figura 6. Flotación de espuma en celda mecánica.....	11
Figura 7. Celda columna y zonas de operación	13
Figura 8. Representación de adhesión de colector y espumante a mineral y Burbuja	15
Figura 9. Definición de variables	17
Figura 10. Salida controlada (a) lazo interno, (b) Lazo externo	18
Figura 11. Reacción del caudal con cambios en el set-point.	20
Figura 12. Ejemplo de una función óptima en un espacio de decisión	21
Figura 13. Estrategia de control de temperatura de las tres zonas: control en cascada temperatura axial-temperatura de pared en las zonas superior e inferior y control de temperatura de pared en la zona media.....	22
Figura 14. Realimentación con Relé, Kaiser Chiara (KC).....	24
Figura 15. P&ID del módulo de la planta de nivel	25
Figura 16. Diagrama P&ID de conexiones.	26
Figura 17. Respuesta del sistema simulado controlado con escalón de 0,1 a 0,2m.....	26
Figura 18. Respuesta del sistema simulado controlado con escalón de 0,4 a 0,5m.....	27
Figura 19. Respuesta del sistema simulado controlado con escalón de 0,8 a 0,88m.....	27
Figura 20. Curva NPSHd VS NPSHr (25)	29
Figura 21. Diagrama de solución al problema.....	31
Figura 22. Antecedentes estudiados a cada solución.....	31
Figura 23. Diagrama PID actual, control de nivel.....	33
Figura 24. Diagrama PID que se propone en la investigación, control en cascada	33
Figura 25. Acciones para el diseño de control PID en modo cascada	35
Figura 26. Puntos de configuración de sensor de nivel	36
Figura 27 Sistema de control de lazo cerrado.	38
Figura 28. Curva de respuesta forma de "s"	39
Figura 29. Sistema de lazo cerrado con un controlador solo proporcional	40
Figura 30. Oscilación con periodo Pcr.....	40
Figura 31 Arquitectura del sistema con control de nivel	42
Figura 32. Diagrama de bloque PID de control de nivel HP-006.....	42
Figura 33. parámetros, proporcional, integral y derivativo del control de nivel	43
Figura 34. Arquitectura del sistema con control de flujo.....	45
Figura 35. Diagrama de bloque PID de control de flujo a celdas columna	45
Figura 36. Parámetros, proporcional, integral y derivativo del control de flujo a celdas columna	46
Figura 37 Simatic manager visualización en DCS de hardware sala 300	47
Figura 38. Bloque de entrada análoga PCS7	47
Figura 39. Bloque PID de control de flujo	48
Figura 40. Chart o lógica de control en bloques de control PID de flujo.....	48
Figura 41 Faceplate de control PID de flujo.....	49
Figura 42 Propiedades de hardware PU-021.....	49
Figura 43 Bloque motor de variador de PU-021 y bloque de comunicación Profibus	50
Figura 44 Faceplate de bloque motor de PU-021	51
Figura 45. Diagrama de bloque PID en cascada de control de flujo-nivel	51
Figura 46. Faceplate del control en cascada flujo - nivel.....	53

<i>Figura 47 1: Deflector, 2: Aspersor y 3: Sensor de nivel en Hopper HP-006</i>	59
<i>Figura 48. A. conexiones de agua en Spool. B. Conexión de retroalimentación</i>	60
<i>Figura 49. Reducción de tubería de 12" a 10"</i>	61
<i>Figura 50. Ubicación de cambio de tubería de 12" a 10"</i>	61
<i>Figura 51. A. Transmisor de flujo SONARtrac B. Borneras de conexión.</i>	64
<i>Figura 52. Diagrama PID, control en cascada</i>	65
<i>Figura 53 Faceplate de control de flujo</i>	65
<i>Figura 54. Faceplate de control de nivel</i>	66
<i>Figura 55. Deflector para Hopper HP-006</i>	68
<i>Figura 56. diseño 3D de la solicitud de Spool</i>	69
<i>Figura 57. Partes y especificaciones de Spool</i>	69
<i>Figura 58. Plano de tubería descarga PU-021</i>	70
<i>Figura 59. Dimensiones según tamaño de sensor</i>	72
<i>Figura 60. Flujómetro SONARtrac</i>	72
<i>Figura 61. Flujo y corriente antes del cambio de Spool</i>	74
<i>Figura 62. Estabilidad del flujo</i>	74
<i>Figura 63. Flujo y corriente estable</i>	75

ÍNDICE DE TABLAS

<i>Tabla 1. Valorización actual con una recuperación de 84.71%</i>	2
<i>Tabla 2. Valorización estimada con una recuperación de 86.71%</i>	2
<i>Tabla 3. Parámetros principales de configuración</i>	36
<i>Tabla 4. Escalamiento análogo cada 5%</i>	37
<i>Tabla 5. Regla de sintonía de Ziegler-Nichols mediante respuesta a escalón unitario</i>	39
<i>Tabla 6 sintonía de Zieger-Nichols por ganancia crítica y periodo crítico</i>	41
<i>Tabla 7 Denominación de terminales de conexión</i>	44
<i>Tabla 8. Denominación de terminales de conexión</i>	64
<i>Tabla 9. Especificaciones de Spool</i>	70
<i>Tabla 10. Lista de materiales</i>	71
<i>Tabla 11. Dimensiones según tamaño de sensor</i>	71
<i>Tabla 12. Dimensiones de flujómetro SONARtrac</i>	73
<i>Tabla 13. Balance metalúrgico febrero 2019</i>	75
<i>Tabla 14. Balance metalúrgico octubre 2020</i>	76
<i>Tabla 15. Cálculo del beneficio económico</i>	76
<i>Tabla 16. Beneficio y ganancia económica</i>	76

RESUMEN

El presente trabajo de investigación implementó un método de control con lógica PID modo cascada para mejorar la recuperación de cobre en la etapa de celdas columna de la empresa Hudbay Perú S.A.C. en el año 2020.

Esta investigación es de tipo cuantitativo con el análisis de datos en tiempo real, proporcionados por instrumentos de procesos y controlados por un método de programación PID modo cascada, que sirve para controlar el nuevo control de flujo, incluyendo el control de nivel existente.

La planta de procesos de Hudbay tiene dos celdas columna que son las encargadas de la recuperación de cobre fino en todo el proceso productivo; sin embargo, es afectada por una inestabilidad en el control de flotabilidad de las celdas por una alimentación de pulpa intermitente.

Como resultado de la implementación del método de control PID en modo cascada se logró estabilizar la alimentación a celdas columna, por consiguiente, se logró aumentar la recuperación de cobre por encima de 2%, llegando hasta un 4.6% que representa una ganancia de \$107,169.50/día (Ciento siete mil ciento sesenta y nueve dólares y cincuenta centavos).

INTRODUCCIÓN

Actualmente, la mayor producción mundial de cobre se encuentra en América Latina, siendo Chile el mayor productor con 28% de producción mundial, seguido por Perú, segundo productor de cobre en el mundo, habiendo alcanzado en el año 2019 una producción de 2455440 TMF que representan el 12% (1); siendo la empresa Hudbay Perú S.A.C. el séptimo productor de cobre en el Perú (2). En el tratamiento de los minerales se pierden un porcentaje de estas, por lo que la recuperación de minerales para las compañías mineras significa, un incremento en su rentabilidad. Uno de los más significativos KPI que las empresas mineras tienen es la cantidad de tonelaje tratado diariamente, la recuperación del concentrado y la ley del concentrado que se recupera.

Las empresas mineras tienen como objetivos: la optimización de los procesos para obtener mayor producción; mejorar los tiempos de ejecución de las tareas; ahorrar los costos e insumos; entre otros. Estos objetivos se logran cuando la compañía invierte en herramientas que automatizan y controlan los procesos fundamentales y/o críticos. Una de estas herramientas es el sistema de control PID en cascada. El control PID es el más usado por su intuición de uso y sencillez, por lo que se ha calculado que el uso del PID en la industria, actualmente, abarca cerca del 90%. Un controlador PID (Proporcional-Integral-Derivativo) es un mecanismo que mediante un lazo cerrado (ciclo de retroalimentación) permite regular las variables de un proceso en general. Calcula la diferencia (error) entre la variable real (variable de salida) contra la variable de referencia ('setpoint') y ejecuta las acciones de control necesarias para corregir y reducir esa diferencia a cero. (3)

El presente trabajo de investigación se desarrolló en cuatro capítulos:

En el primer capítulo se describió la problemática mostrando cifras económicas muy significativas al lograr un aumento en la recuperación de solo 2%. Luego, en el problema, se mostró la tendencia inestable que ocasiona una mala operación, describiendo la operación del proceso en la alimentación a celdas columna; para luego detallar los problemas y objetivos de la investigación.

En el segundo capítulo, se detallan las principales variables y equipos en el proceso de flotación. También se describen investigaciones anteriores que aportaron a esta investigación sobre el control PID en modo cascada, así como estudios mecánicos para

minimizar la cavitación en bombas centrifugas. Luego se detalla la propuesta de solución al problema encontrado en el proceso de flotación de celdas columna de la empresa Hudbay PERÚ S.A.C.

En el capítulo tres, se describe el tipo de metodología que se utilizó para la solución del problema, haciendo un análisis de la situación antes de la implementación. Se describió los tipos de control PI, PID y PID en modo cascada. Se desarrolló la programación de control de lógica PID en modo cascada, creando un nuevo control de flujo FIC-2115, sin necesidad de eliminar el control existente de nivel LIC-2056 y tomándolo como control esclavo o secundario. Se implementó los requerimientos para la selección de nuevos instrumentos y la nueva arquitectura.

En el capítulo cuatro, se presenta el análisis y diseño de solución, se describe por separado los requerimientos mecánicos de instrumentos y la lógica de control que se necesitó para la implementación de este trabajo de investigación.

En el capítulo cinco, se describió los detalles de construcción mecánica con planos de diseño, construcción, diagramas y planos de instrumentos seleccionados para la implementación de este trabajo de investigación. Se presentaron los resultados metalúrgicos y su impacto económico antes y después de la mejora, con un beneficio económico al conseguir un aumento de 4.6 % en la recuperación de cobre.

CAPITULO I

PLANTEAMIENTO DEL ESTUDIO

1.1. Planteamiento del problema

La empresa Hudbay Perú S.A.C es una empresa minera diversificada que produce principalmente concentrado de cobre (que contiene cobre, oro y plata) y zinc metálico directamente y a través de sus subsidiarias. Hudbay es propietaria de tres minas polimetálicas, una de esas minas se encuentra en el Cusco (4). En esta empresa, como en otros productores de cobre más importantes, se enfrentan a un mercado difícil al verse afectado: por la volatilidad del precio del cobre, como por el aumento de los costos de producción. Por lo que la empresa Hudbay Perú S.A.C. busca lograr un aumento en la recuperación de cobre que se pierden en el proceso de tratamiento del metal, dicha empresa trata diariamente 90,000 toneladas, con una recuperación de 84.71% en cobre. Debido a los permisos de tratamiento de mineral y a la capacidad máxima de diseño, no se puede aumentar el tonelaje tratado. Por lo que la mayor rentabilidad se encontrará aumentando la recuperación de cobre, ya que tienen como meta llegar a aumentar la recuperación de cobre en 86.71%. Esto significa un incremento económico de 1,394,826.69 \$/mes (un millón trescientos noventa y cuatro mil ochocientos veintiséis dólares con sesenta y nueve centavos); por ello, esta investigación tiene el propósito de incrementar la recuperación de cobre de dicha empresa, diseñando un sistema de control con lógica PID en cascada para mejorar así la rentabilidad de la minera.(5)

Tabla 1. Valorización actual con una recuperación de 84.71%

VALORIZACION DE LA PRODUCCION DEL CONCENTRADO DE COBRE										
DATOS BALANCE METALURGICO										
Productos	Peso TMS	E n s a y e s			Contenido Metalico			Recuperación		
		% Cu	Ag g/TM	Au g/TM	TM Cu	TM Ag	TM As	Cu%	Ag%	Au%
Cabeza	90,000	0.45			405			100.00		
Conc. Cu	1,525	22.50			343			84.71		
Relave	88,475	0.07			62			15.29		
Total	90,000				405			100.00		
RC Cu	59.03									
VALORIZACION DEL CONCENTRADO DE COBRE FINO										
Cotizaciones: \$/TM \$/lb Base: 1 TM										
Cu 5,835.50 2.65 Precio actual al 22-06-2020 Londen Metal Exchange										
As (Arsénico As no aplica)										
Pagos.										
Por Cont. Cu	1,269.66								Estimación rápida	2,001,969
Total Pagos	1,269.66									
Deducciones										
Cu	95.22									32,668
Gastos de refinación										
Escalador Cu Si Precio oficial>Precio base										
Increm Deduc 0										
Si Precio oficial<Precio base										
0										
% As Libre 0.30										
As 0										
Total Deducciones 95.22										
Valor Final 1174.43 US\$ / TM Concentrado de Cobre										
Venta Neta 1,790.71 Millones de \$										
INGRESOS 1,790,712										
Estimación por Contract 1,969,301										

Fuente: (5)

Tabla 2. Valorización estimada con una recuperación de 86.71%

VALORIZACION DE LA PRODUCCION DEL CONCENTRADO DE COBRE										
DATOS BALANCE METALURGICO										
Productos	Peso TMS	E n s a y e s			Contenido Metalico			Recuperación		
		% Cu	Ag g/TM	Au g/TM	TM Cu	TM Ag	TM As	Cu%	Ag%	Au%
Cabeza	90,000	0.45			405			100.00		
Conc. Cu	1,561	22.50			351			86.71		
Relave	88,439	0.061			54			13.29		
Total	90,000				405			100.00		
RC Cu	57.66									
VALORIZACION DEL CONCENTRADO DE COBRE FINO										
Cotizaciones: \$/TM \$/lb Base: 1 TM										
Cu 5,835.50 2.65 Precio actual al 22-06-2020 Londen Metal Exchange										
As (Arsénico As no aplica)										
Pagos.										
Por Cont. Cu	1,269.66								Estimación rápida	2,049,235
Total Pagos	1,269.66									
Deducciones										
Cu	95.22									33,440
Gastos de refinación										
Escalador Cu Si Precio oficial>Precio base										
Increm Deduc 0										
Si Precio oficial<Precio base										
0										
% As Libre 0.30										
As 0										
Total Deducciones 95.22										
Valor Final 1174.43 US\$ / TM Concentrado de Cobre										
Venta Neta 1,832.99 Millones de \$										
INGRESOS 1,832,989										
LINEA BASE 1,790,712										
Estimación por Contract 42,278										
2,015,795										
1,969,301										
46,494 Por día										
1,394,827 Por mes										

Fuente: (5)

Uno de los inconvenientes que toda empresa minera tiene en sus inicios de operación se encuentra en las uniones entre etapas de operación. En esta investigación se detectó ese inconveniente, las celdas de flotación de la primera limpieza y segunda limpieza son de la marca de OUTOTEC, la tercera limpieza que cuenta con dos celdas columna

es de la marca ERIEZ. El trasvase de producto entre estas etapas es a través de una bomba centrífuga montada por FL-Smith, aunque cada sistema trae su propia instrumentación, es necesario que cada etapa este en sintonía con la siguiente cuando se trate de sistemas de control.

Las celdas columna ERIEZ, en la actualidad, cuenta con toda una instrumentación que se encuentra en el contemplado en el diagrama P&ID 2172-3000-R-162 (6); sin embargo, no se tiene un control de flujo al ingreso de pulpa a las celdas; sino, solo un cajón distribuidor 3253-DI-029, pensando que este cajón derivaría la carga en forma constante. Esto en la realidad no se da. Se instaló un flujómetro portátil para ver la tendencia de flujo que llega a las celdas columna. La siguiente gráfica muestra la variabilidad de flujo en la tubería de llegada a DI-029 causando una mala operación de las celdas columna.

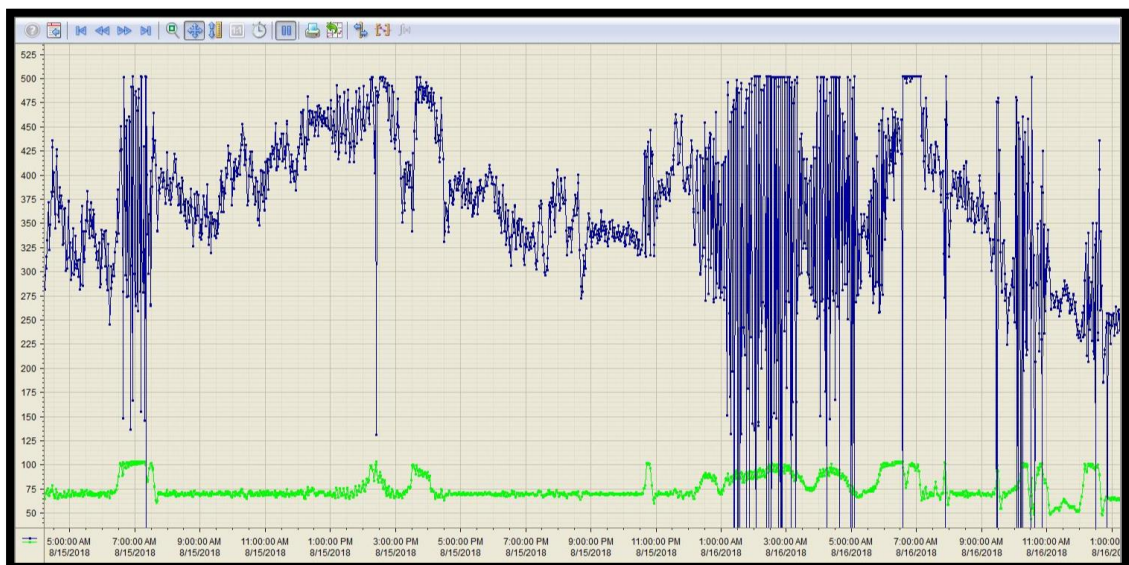


Figura 1. Flujo inestable hacia celdas columna

Fuente: (7)

Una de las fases más importantes dentro del proceso de obtención de concentrados de cobre en la operación minera es la flotación. Es, en este punto, donde se recupera una alta proporción de partículas valiosas mediante un tratamiento físico-químico, el cual se enfoca en alterar la tensión superficial de las partículas, con el fin de lograr que las burbujas de aire se aglutinen al mineral y se obtenga un colchón de espuma de concentrado primario (Rougher); sin embargo, el concentrado Rougher no es un producto con el cual se pueda obtener réditos significativos con los futuros clientes o

compradores. De tal modo, es necesario refinar o mejorar la calidad de concentrado mediante la flotación sucesiva de concentrado Rougher. A esta etapa se le conoce como flotación de limpieza o Cleaner, la cual en Hudbay está conformada por las siguientes tres subetapas: Cleaner 1, 2 y 3.

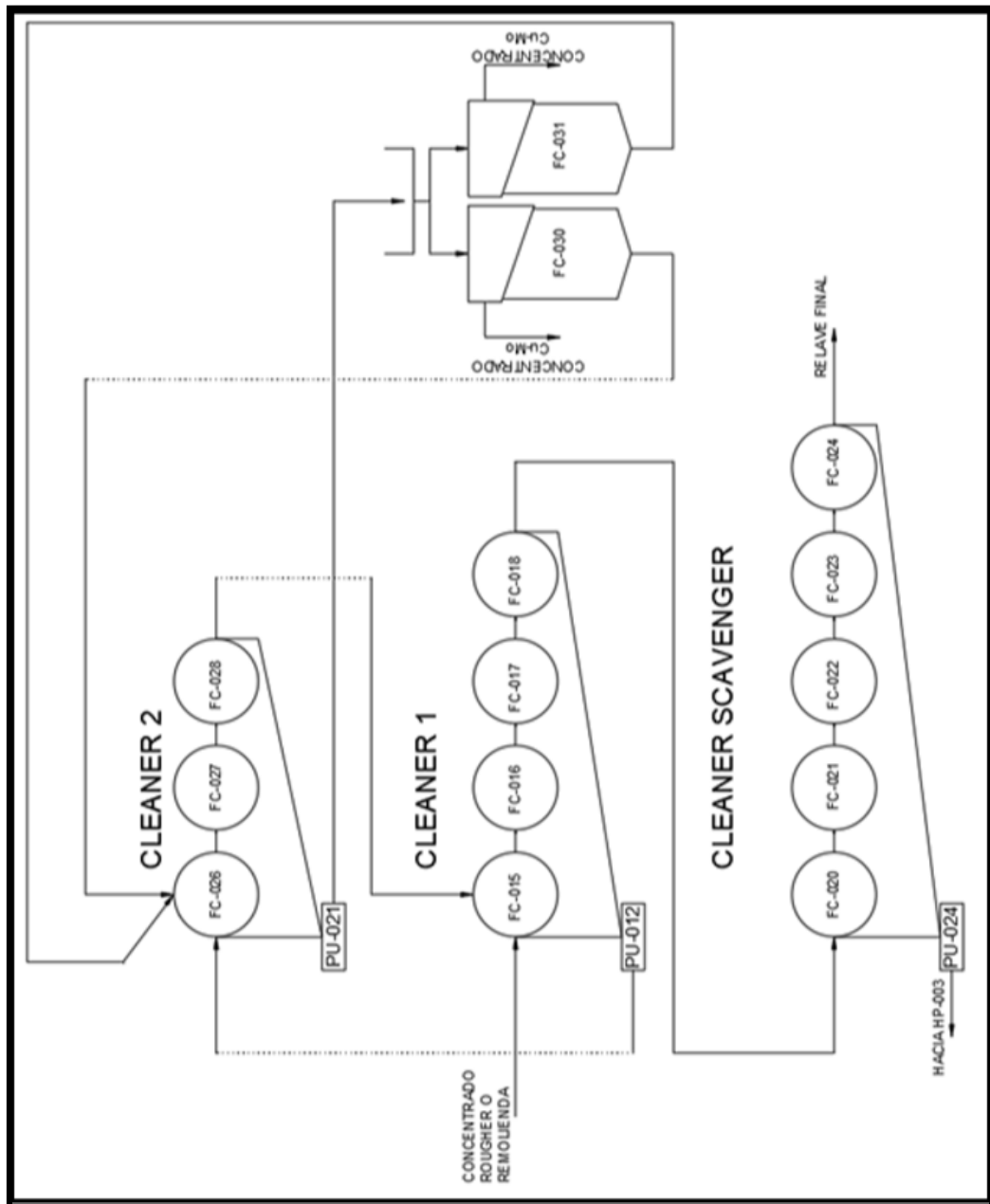


Figura 2. Diagrama de flotación Cleaner

Fuente: (Elaboración propia)

En la siguiente figura 2, se observa el diagrama de flotación Cleaner. En la flotación Cleaner 1, se hace flotar el concentrado Rougher proveniente de las dos líneas de

producción. Esta subetapa está conformada por las celdas FC-015/016/017/018, en las cuales las espumas se recolectan en el HP-004, mediante la PU-012, se trasladan hacia las celdas que conforman la subetapa Cleaner 2; mientras, que los relaves son trasladados hacia las celdas Cleanr-Scavenger. De igual forma, en las celdas Cleaner 2, se flota el concentrado de las celdas Cleaner 1 y el relave que proviene de las celdas columna. Las espumas se recolectan en el HP-006, mediante la PU-021, se transportan hacia las celdas columna (etapa Cleaner 3), mediante un cajón distribuidor, que divide el flujo en dos para alimentar a las 2 celdas. En la última etapa de limpieza, Cleaner 3, conformado netamente por las celdas columna, las espumas serán el concentrado de Cu-Mo, y el relave se descarga en la celda FC026, que pertenece a la subetapa Cleaner 2.(6)

Se solicitó información de proveedores de bombas centrífugas donde se puede construir una tubería de autocebado que conecta la succión y descarga de la bomba para evitar que se produzca la cavitación.

La gran ventaja del DCS (Sistema de Control Distribuido) es que es uno solo para toda la etapa de flotación, con una buena selección de instrumentos se puede mejorar el control; sin embargo, hay que implementar instrumentos para hacer un control de flujo sin descuidar el control de nivel del HP-006 para no provocar rebose.

Esta investigación estará limitada al estudio en la tercera limpieza que cuenta con celdas columna de la planta concentradora en la unidad minera Hudbay.

Lo que se quiere lograr con esta investigación es el aumento de la recuperación de cobre a través de una mejora en la alimentación y un control experto para el cálculo de bias.

1.2. Árbol de problemas



Figura 3. Árbol de problemas

Fuente: (Elaboración propia)

En el árbol de problemas de la figura 3, se observa que el problema encontrado es la baja recuperación de cobre en celdas columna, originado, principalmente, por una falta de control entre etapas intermedias, por no contar con instrumentos necesarios y un exceso de espuma en el HP-006. Estos ocasionan, no solo la

baja recuperación; sino, también, un desgaste de partes mecánicas y un mayor esfuerzo en los trabajadores al querer controlar el proceso de manera manual.

1.3. Formulación del problema

1.3.1. Problema general

¿Cómo diseñar un método de control con lógica PID modo cascada en alimentación a celdas columna para mejorar la recuperación de cobre en la empresa Hudbay Perú S.A.C.?

1.3.2. Problemas específicos

- ¿Cómo diseñar la implementación de nueva instrumentación que determine el estado del sistema de control actual?
- ¿Cómo diseñar un controlador avanzado que represente el valor que se desea alcanzar del sistema de control con lógica PID modo cascada?
- ¿Cómo diseñar un actuador que modifique el sistema de control con lógica PID en cascada de forma controlada?

1.4. Objetivo

1.4.1. Objetivo general

Diseñar un método de control basado en lógica PID modo cascada en celdas columna para mejorar la recuperación de cobre en la empresa Hudbay Perú S.A.C.

1.4.2. Objetivos específicos

- Implementar los instrumentos de recopilación de datos en tiempo real de variables de proceso.
- Diseñar un sistema mecánico de autocebado para evitar cavitaciones en la alimentación de pulpa hacia celdas columna.
- Diseñar una lógica de control que determine el método de control con lógica PID para el control de flujo.
- Diseñar un controlador avanzado con lógica PID donde el control de nivel existente se incluya dentro de un control de flujo (cascada flujo-nivel).

- Diseñar un actuador que modifique el sistema de control con lógica PID en cascada de forma controlada.

1.4.3. Árbol de objetivos

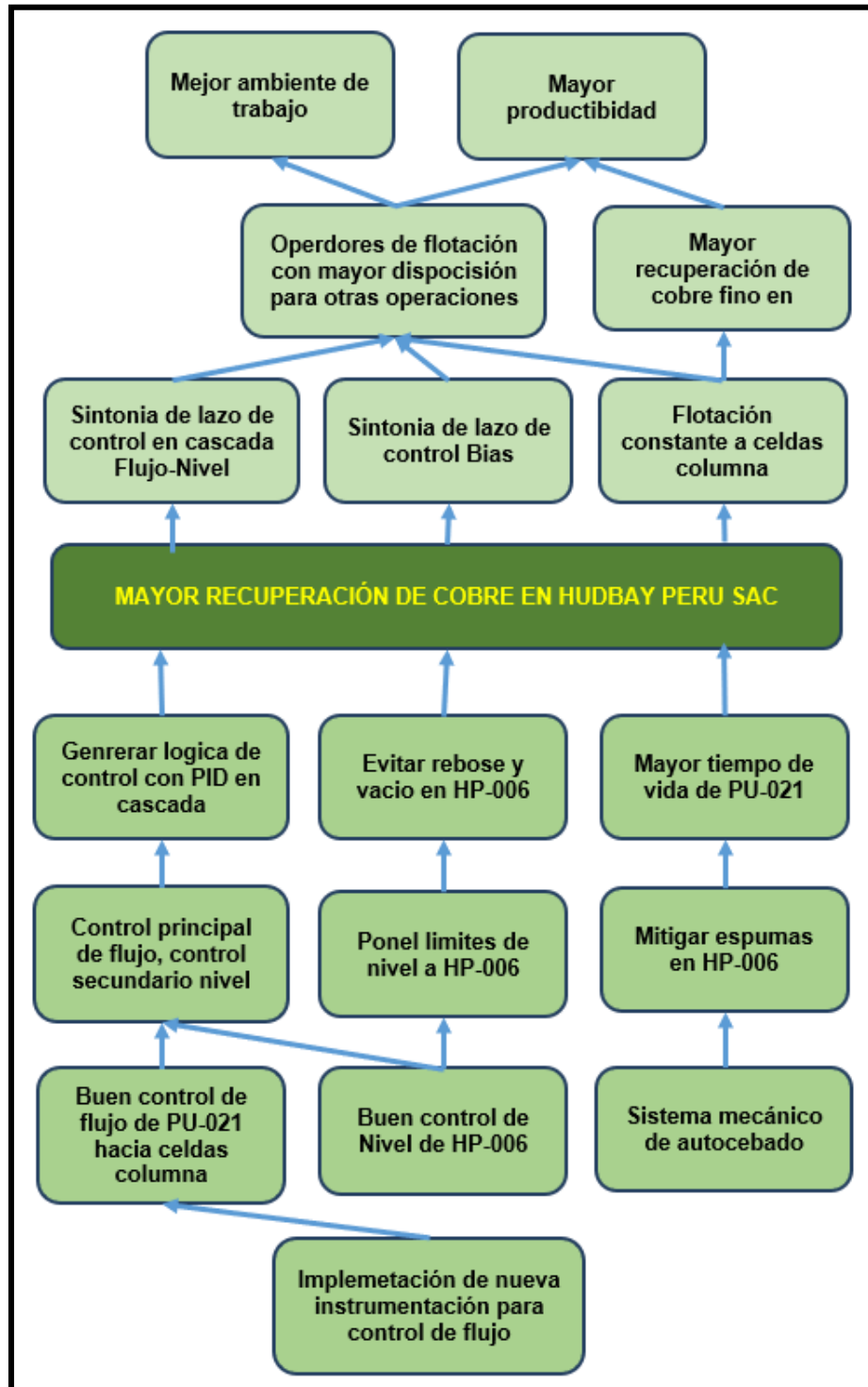


Figura 4. Árbol de objetivos

Fuente: (Elaboración propia)

En la figura 4 se muestra el árbol de objetivos, que indica, que a través de un aumento en la recuperación de cobre se consigue un mejor ambiente de trabajo y mayor productividad. También, se necesita la implementación de nuevos instrumentos y una nueva lógica de control.

1.5. Justificación

El diseño se justifica de forma económica porque, al aumentar la recuperación de cobre en el tratamiento de mineral de la empresa Hudbay Perú S.A.C. entre 1.5% a 2%, se generaría un ingreso económico adicional de \$/1,394,826.69 al mes. Por lo que es muy satisfactorio para que el negocio sea más rentable y minimice los riesgos de volatilidad del precio de cobre; así también, cubre otros imprevistos como el aumento de los costos de producción.(5)

El diseño también se justifica de forma social y ambiental porque al recuperar el cobre se tendrá menos cantidad de relaves que lleguen a la presa de relaves, evitando así consecuencias negativas en el medio ambiente y en la salud del poblador de la zona. Además, la minera, al obtener mayor rentabilidad, conllevará incremento de utilidades para los trabajadores mejorando así su calidad de vida.

Por último, el diseño se justifica técnica y tecnológicamente; al diseñar este proyecto se pone a la vanguardia con la automatización del tratamiento de los metales, además de utilizar equipos de última generación que tienen un alto rendimiento y fácil diagnóstico.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1. Bases teóricas

2.1.1. Estabilidad

Se entiende por estabilidad, de manera cualitativa, al menor o mayor grado de oscilación que presenta la respuesta de un sistema de control frente a carga o del punto deseado (setpoint). Será más estable si esta oscilación es en menor amplitud y tiempo, esto quiere decir que estas oscilaciones se amortiguan o desaparecen. Será inestable si las oscilaciones son en mayor amplitud y tiempo. “Un proceso es un conjunto de equipos o dispositivos, ya sean mecánicos, eléctricos, electrónicos, informáticos, neumáticos, hidráulicos, físicos, químicos, térmicos o de cualquier otra índole, dispuestos de tal modo que, en conjunto, puedan realizar las operaciones necesarias con el fin de lograr un determinado objeto”.(8)

2.1.2. Proceso de flotación

La flotación de espumas es un proceso físico-químico en el que se logra la separación de minerales sulfurados del mineral de otras especies que conforman la mayor parte del material. El mineral sulfurado se adhiere a la superficie de la burbuja de aire que es insuflada a través de la celda de flotación y el material no sulfurado se queda en la base de la celda.

Los minerales sulfurados que se quiere separar se adhieren a las burbujas de aire de acuerdo a sus propiedades hidrofóbicas (afinidad con el agua) y aerofílicas (afinidad con el aire); lo no deseable se denomina gangas.(9)

Para el proceso de flotación se utilizan distintos tipos de celdas mecánicas que se diferencian por la marca, el tamaño, la utilización (Rougher, Scavenger, Cleaner). Pero, para la investigación, se usará celdas columna que no son consideradas dentro de las celdas mecánicas por no utilizar un motor y reductor para la agitación de la pulpa.

Según la ingeniera Nataniel Linares Gutiérrez se puede resumir la flotación de espumas como un proceso mineralúrgico – químico - cinético y se puede representar esquemáticamente con el siguiente diagrama.(10)

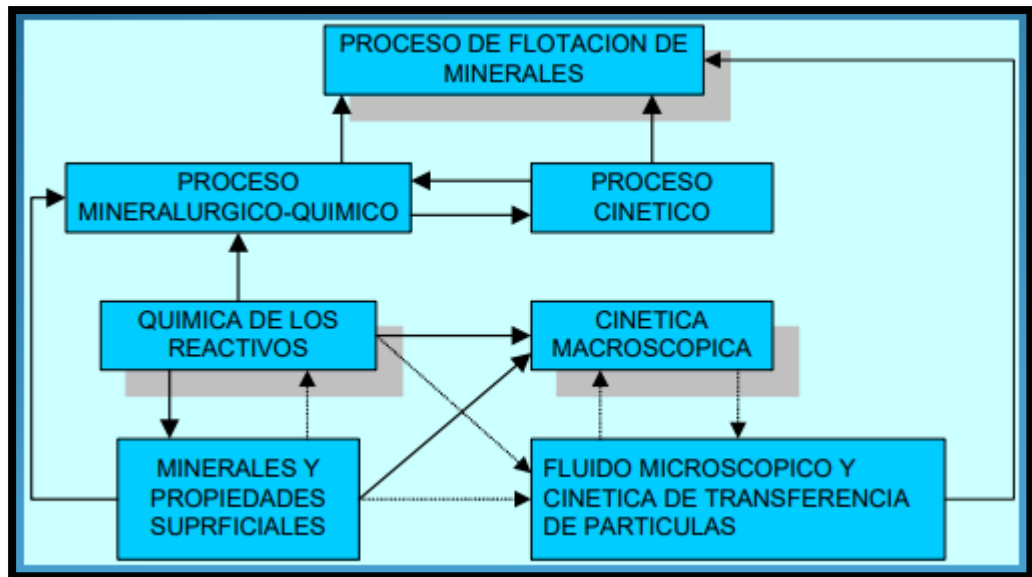


Figura 5. La flotación como un proceso metalúrgico - Químico - Cinético

Fuente: (10)

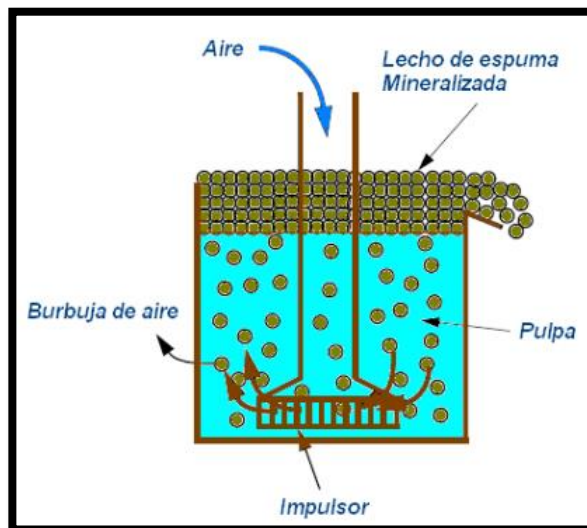


Figura 6. Flotación de espuma en celda mecánica

Fuente: (10)

2.1.3. Celdas columna

La celda columna no usa motor para producir la agitación de la pulpa. Normalmente, se encuentra en la subetapa de limpieza. Hay una diferencia en la geometría de la celda columna a comparación con la celda mecánica en la relación altura/diámetro; las celdas columna son de mayor altura, pero de menor diámetro. Otra diferencia es el sistema de generación de burbuja para el que no

usa una agitación mecánica con motor eléctrico, haciendo más eficiente en consumo de energía y menor costo de mantenimiento.(11)

Usar este tipo de celda columna para el tratamiento de minerales complejos con problemas de selectividad. Se utiliza una sola etapa de limpieza con celdas columna que eleva el grado de concentrado y recuperación del mineral valioso.

Los minerales procesados pueden ser de tres tipos:

- Minerales arcillosos que son partículas muy pequeñas (por debajo de 2mm) naturalmente como caolinita, illita y montmorillonita.
- Los materiales finos, que fueron las partículas más pequeñas que se produjeron luego de la etapa de molienda.
- Los restos de la lixiviación de minerales, que se componen de minerales insolubles y precipitados provenientes de la trituración de procesos hidro-metalúrgicos.

La flotación de celdas columna es una nueva técnica que utiliza el principio de flujo a contracorriente entre burbujas de aire y pulpa, que utiliza burbujas de aire más pequeño para el incremento de recuperación de partículas finas.(11)

Se utiliza los mismos principios físico – químico que se utiliza en las celdas mecánicas, pero en este tipo de celda la cinética de flotación es mucho más rápida removiendo el mineral adherido a la burbuja como concentrado. El ingreso de la pulpa se encuentra a una distancia de 2/3 partes de la zona inferior de la celda, encontrándose con una corriente de aire ascendente; el concentrado sale por rebose y un chorro de agua lava las espumas removiendo la ganga que es retirado por la parte inferior de la celda.

Se principales zonas dentro de la celda columna son:

- Zona de limpieza: fase espuma, abarca desde la interfaz pulpa – espuma hasta el rebose de la celda con dirección ascendente.
- Zona de limpieza: interfaz pulpa – espuma, tiene longitud arbitraria en la interfaz pulpa – espuma, se le asigna entre 0.15 m por arriba de la interfaz y 0.15 m por debajo de la interfaz.
- Zona de limpieza: fase pulpa, se extiende por debajo de la interfaz pulpa – espuma hasta la tobera de alimentación.
- Zona de colección: se extiende hacia abajo desde la tobera de alimentación hasta los difusores.(12)

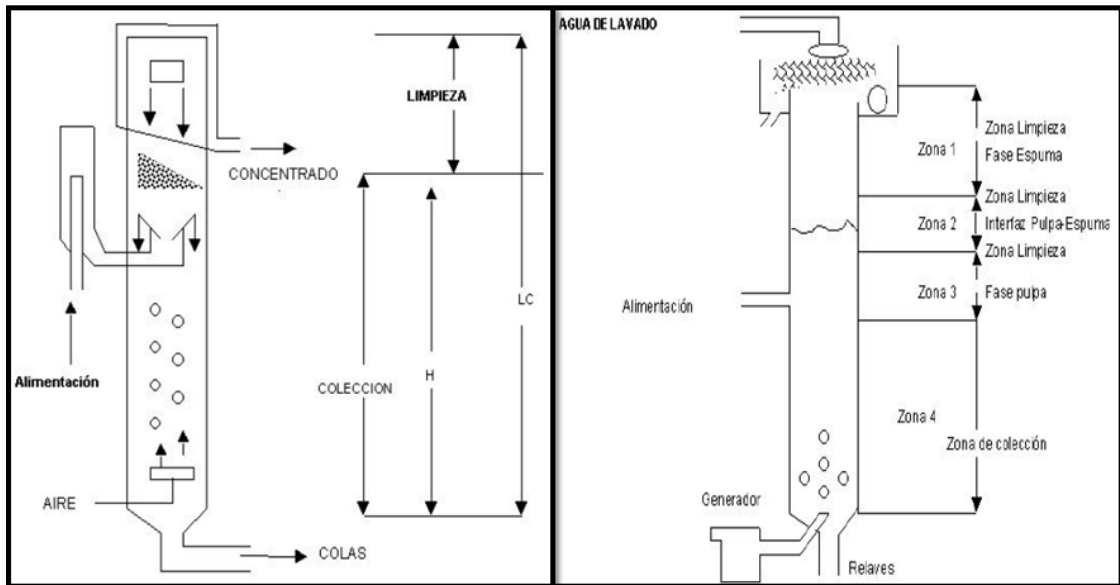


Figura 7. Celda columna y zonas de operación

Fuente: (12)

2.1.4. Estabilidad de control de flotación en celdas columna

La estabilidad de flotación quiere decir que el rebose del concentrado en las celdas de flotación tiene que ser de manera constante y a una velocidad que no permita el rebose de partículas no deseadas. Lograr estabilidad dentro de la celda significa que las burbujas que captan el mineral deseado puedan soportar y no colisionar y romperse antes de llegar al rebose de la celda.(13)

Para conseguir la flotabilidad del concentrado en celdas columna intervienen:

- Un sistema de agitación por aire para la generación de burbujas de aire.
- Ingreso de reactivos de tres tipos: colectores, depresores y espumantes.
- Una instrumentación capaz de medir, en tiempo real, las variables de proceso. Esta instrumentación permitirá el análisis de posibles interferencias que puedan causar una inestabilidad, a su vez nos proporciona información para un control automatizado para lograr la estabilidad.

2.1.5. Recuperación de cobre

La recuperación de cobre es un valor porcentual que significa qué tanto por ciento de cobre contenido en la cabeza se ha llegado a extraer en el concentrado. Se define como un cociente simple entre el peso del cobre que hay en el

concentrado y el peso del cobre que hay en el mineral que es alimentado a planta concentradora.(14)

$$R = \frac{\text{Peso de cobre en concentrado}}{\text{Peso de cobre en la cabeza}} * 100 \quad (1)$$

La recuperación podemos determinarlo por la siguiente expresión:

$$R = \frac{C * (A - T)}{A * (C - T)} * 100 \quad (2)$$

Donde:

R: Recuperación.

A: Ley de cobre en la alimentación.

T: Ley de cobre en el relave.

C: Ley de cobre en el concentrado.

Generar más ingresos para la empresa minera no solo depende de la cantidad de mineral en tratamiento, también depende de obtener mejor recuperación del mineral valioso; esto ocasiona de manera indirecta un menor consumo de materiales para el proceso e incluso una menor mantenibilidad de los equipos mecánicos.

2.1.6. Dimensiones

2.1.6.1. Disminución del porcentaje de cobre dentro del relave

Debido a que el control de variables en todo el proceso de flotación es muy grande y depende de muchos factores cómo: del tipo de mineral, condiciones de las máquinas, condiciones del operador. No es posible conseguir recuperar todo el cobre identificado en la cabeza, por lo que ese porcentaje de cobre que no se puede recuperar va al relave. Para identificar esos porcentajes, hoy en día, existen equipos de análisis en línea, una de ellas es el COURIER 6SLi proporcionado y vendido por la empresa Larox que es representada en Perú por OUTOTEC.

2.1.6.2. Reactivos

Disminuir el consumo de reactivos significa bajar los costos operativos que se puede lograr con una buena estabilidad en el control de flotación.

Los reactivos que casi toda planta concentradora utiliza son de tres tipos:

Colectores: actúan como activadores haciendo la capa superficial de las partículas de mineral en hidrofóbicas, es decir, este reactivo se absorbe sobre la superficie del mineral valioso y esto provoca una adherencia de la partícula con la burbuja de aire.(14)

Espumantes: es una solución soluble en agua cuya función principal es modificar la tensión superficial de la burbuja para formar burbujas más estables. Reduciendo el tamaño de la burbuja para mantener el mineral captado con el colector por encima de la pulpa, esta reducción de tamaño evitará su colisión.(14)(15)

Depresores: deprime las partículas no deseadas haciendo que no sean captadas por el colector y de esta manera no se logra su flotabilidad sino su depresión; pero, no solo se deprimen las partículas no deseadas, también por arrastre se pueden deprimir las partículas deseadas. Por consiguiente, se tienen varios bancos de flotación para lograr recuperar el máximo posible.

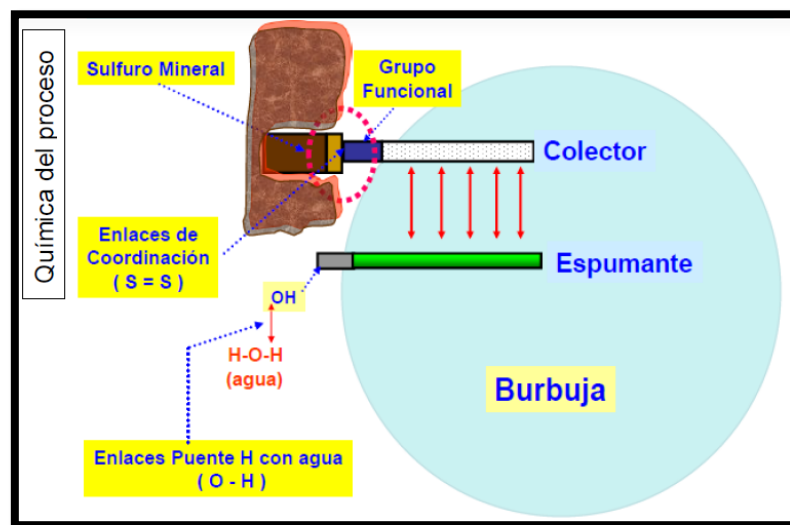


Figura 8. Representación de adhesión de colector y espumante a mineral y Burbuja

Fuente: (14)

2.1.6.3. Tiempo de residencia

El tiempo de residencia tiene su importancia en el proceso porque es afectado por la densidad del material con un efecto directamente proporcional a la capacidad del circuito de flotación. Los tiempos de residencia se calculan teniendo en cuenta la capacidad de la celda de flotación, la densidad y el flujo que pasa por la celda.(15)

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (3)$$

V: Volumen de la celda

Q: Flujo volumétrico

Si logramos un volumen constante o estable, y controlar la velocidad del aire, podemos modificar los tiempos de retención de espuma.

Debemos mencionar, también, que el tiempo de residencia para partículas de mayor tamaño es menor al tiempo de residencia de las partículas más pequeñas porque tienen menor velocidad de ascenso demorando más tiempo dentro de la celda.(16)

Para los cálculos de tiempo de residencia de la pasta en una celda columna se puede utilizar la siguiente ecuación:(11)

$$t_{pasta} = \frac{(H - H_f)(1 - \epsilon_g)}{V_c} \quad (4)$$

Donde:

V_c : Velocidad superficial de colas

H_f : Altura o profundidad de espuma

H : Altura total de la columna

ϵ_g : Constante a través de la columna

Para los cálculos de tiempo de residencia de la partícula en una celda columna se puede utilizar la siguiente ecuación:(11)

$$t_{particula} = \left(\frac{V_c}{V_c + U_{sp}} \right) * t_{pasta} \quad (5)$$

Donde:

U_{sp} : Velocidad de asentamiento de una partícula

2.2. Estado del arte

2.2.1. Control en cascada por métodos difusos

Los autores, en la presente investigación, identifican como problema los tiempos de estabilización de un proceso y las perturbaciones que se producen al entrar saltos en la operación. Nos exhortan a avanzar en la tecnología actual, dejar los controladores convencionales y buscar nuevos métodos de control que demuestren

las ventajas de desarrollo utilizando algoritmos de control con lógica difusa, lo cual lo califican como inteligencia artificial al comparar los razonamientos de estos controladores con los razonamientos del hombre.

El problema tiene su importancia porque todo proceso productivo necesita de un control bien estable para una mejor operación; nos impulsa a no quedarnos en lógicas convencionales y abordar lógicas con la tecnología del momento.

En su artículo, los autores clarifican con bases teóricas y ecuaciones los tiempos de transferencia para llevar una variable al punto óptimo, donde los controladores convencionales según su clasificación son: P, PI y PID (P: tiempo proporcional, I: tiempo Integral y D: Tiempo derivativo); y, para un control en cascada flujo-nivel, no recomiendan la utilización del tiempo derivativo por ser la respuesta del flujo demasiado rápido y generar inestabilidad al proceso.

La metodología que los autores usaron es de control en cascada por controladores difusos, el cual se basa en modelos lingüísticos o de razonamiento cualitativo. Este controlador consta de cuatro elementos que son el fusificador, la base de conocimiento, el mecanismo de toma de decisiones y el defusificador.(17)

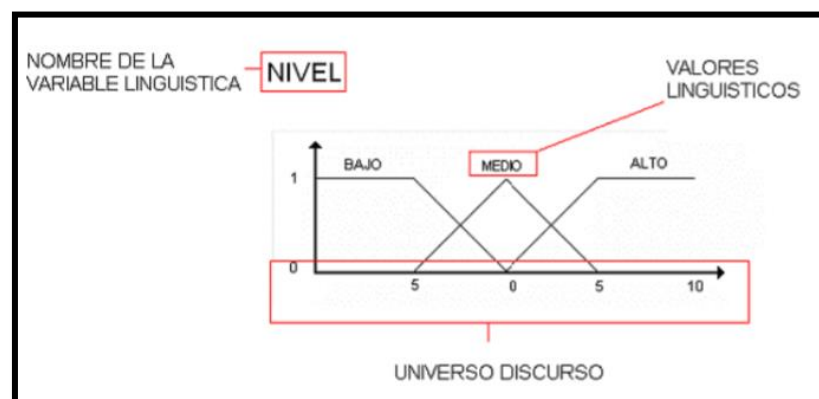


Figura 9. Definición de variables

Fuente: (17)

Los resultados que tuvieron utilizando simulador MATLAB en lógica cascada nivel flujo demostraron que el segundo controlador del sistema asume las perturbaciones logrando la estabilidad del sistema de control.

2.2.2. Estrategia de control por modo deslizante en cascada

Los autores aceptan la simplicidad de los controles en cascada basado en PID, pero se presenta como problema cuando los controles son muy dinámicos internamente

o hay muchas perturbaciones que hace difícil su funcionamiento teniendo problemas en el sistema de control, debido a que los errores de modelaje no pueden ser modelados mediante ecuaciones.

Los autores presentan una nueva estrategia de control por modo deslizante que consiste en conmutar señales alrededor de una superficie deslizante $S(t)$; si la variable controlada se encuentra a la variable de referencia, entonces la condición de la $S(t)=0$. Utilizaron ecuaciones con modelos POMTM; para el controlador interno se utilizó una superficie de deslizamiento PI (proporcional integral) por ser un proceso rápido. Y para el controlador externo una función de transferencia que se aproximó mediante la serie de Taylor de primer orden.

Los autores realizaron experimentos para ver el desempeño de los controladores a través de la curva de reacción y hacer una comparación en tiempos de estabilización entre controlador PID y SMC. En la prueba se realizaron saltos de escalón de 10% y -10% en la señal de referencia para producir un cambio en el proceso; la salida que se obtuvo tanto para controlador PID como SMC se muestra en la siguiente figura:(18)

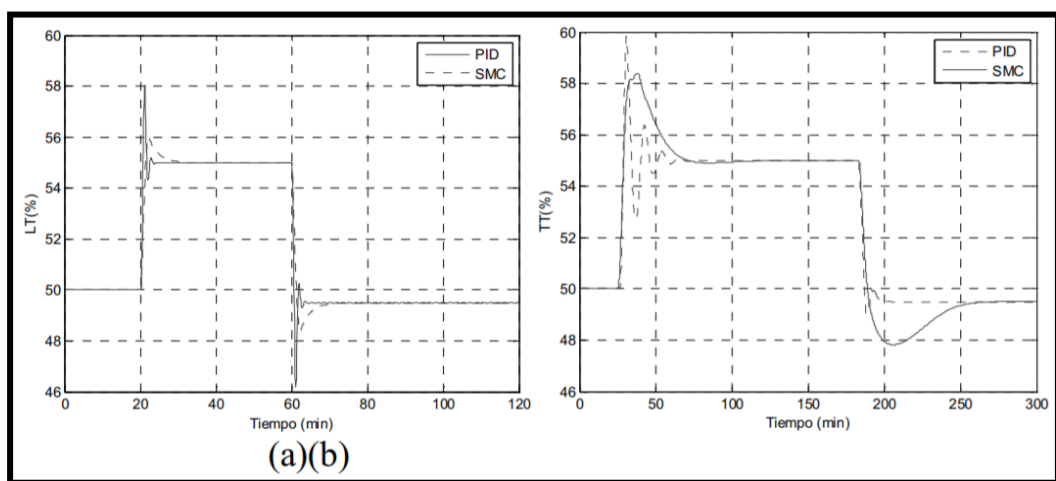


Figura 10. Salida controlada (a) lazo interno, (b) Lazo externo

Fuente: (18)

Con los resultados obtenidos los autores concluyen que los controladores por modo deslizante son más robustos ante cambios en la señal de referencia; y ante perturbaciones que se presentan en el sistema de control, comparado con los controladores PID, debido a que su salida se ve más afectada en PID que en SMC.

2.2.3. Prototipo para el control automático de nivel y caudal de líquidos

Los autores identifican la necesidad de crear un prototipo para las pruebas de control mediante PLC y programación por PC con interface hombre maquina HMI, con el que no todas las universidades cuentan, pero con el apoyo de estudiantes, maestros y con el apoyo económico se puede lograr.

Lo interesante del proyecto es la utilización de PLC de la marca Siemens, donde se utilizan algoritmos de control proporcional y se crean bloques de control PID para el control de nivel y flujo. Este control PID se utiliza para controlar la velocidad de la bomba y hacer un control más fino, de esta manera se puede bajar el error de la variable deseada hasta casi cero.

Según el autor este control se complementa con la adquisición de datos, ya sea por OPC u otro medio, para ser analizados y crear la curva del sistema que interceptando con la curva de la bomba se pueda obtener los valores aproximados de caudal del sistema. El autor utiliza la siguiente ecuación para calcular la salida de control del lazo:(19)

$$M_n = MP_n + MI_n + MD_n \quad (6)$$

$$MP_n: \text{Término proporcional} = KC * (SP_n - PV_n) \quad (7)$$

$$MI_n: \text{Término integral} = KC * TS TI * (SP_n - PV_n) \quad (8)$$

$$MD_n: \text{término integral} = KC * TD TS * (SP_n - 1 - PV_n) \quad (9)$$

KC: Ganacia de lazo.

SP_n: setpoint o valor de referencia.

PV_n: variable de proceso.

TS : Tiempo de muestreo

TI: acción integral

TD: acción derivativa.

Según los resultados obtenidos la variable de proceso sigue a la variable de referencia casi horizontal. Esto quiere decir que el error es casi cero, teniendo en cuenta una variación en la variable de referencia como en las perturbaciones del sistema el algoritmo PID se adapta al sistema y logra estabilizar la variable de proceso.(19)

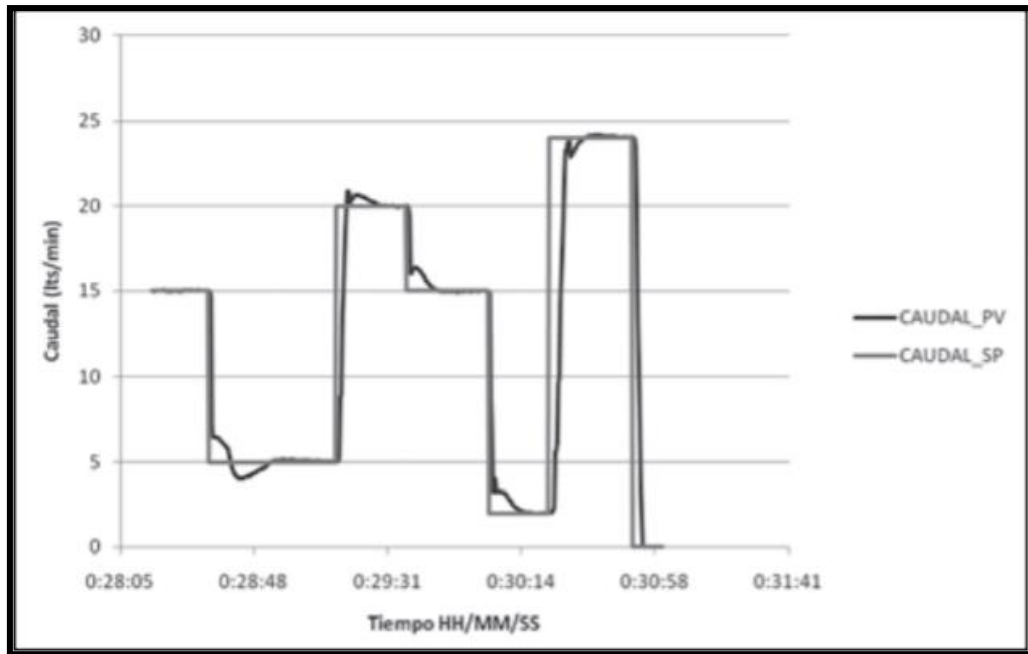


Figura 11. Reacción del caudal con cambios en el set-point.

Fuente: (19)

2.2.4. Un nuevo método de control PI no lineal robusto

Los autores identificaron que los controladores PID son los más usados en la industria, alcanzando un 90% a 97% de utilización entre todos los controles existentes en el proceso de la planta. Pero, modelar los requerimientos para el control por PID exige unas relaciones de compromiso cómo: atenuar las perturbaciones de carga, la robustez, qué tan sensibles se comportan ante ruidos y qué tan precisos son en el seguimiento a la variable de referencia.

Existe los nuevos conceptos de lógica PID como los NPID (control no lineal proporcional integral derivativo), los cuales son una nueva alternativa para manejar relaciones de compromiso, pero que han carecido de lógica avanzada de control PID, sobre todo, la robustez, lo cual los autores ven como problema en el que abordan en este artículo.

Se introduce el nuevo concepto de control PI no lineal en región de robustez (NPI-RR) para balancear la relación de compromiso entre rendimiento y robustez, que permitirá decidir con precisión el costo – beneficio entre rendimiento y robustez; donde los autores proponen una función cuadrática para cada zona muerta y saturación, el cual permitirá mantener un diseño lineal en cada pequeña zona de error.

Se utiliza el método de optimización multiobjetivo para evaluar los cambios en la señal de control, cuya interpretación grafica se muestra a continuación, donde la condición óptima se encuentra explorando todas las funciones no lineales que satisfagan el espacio de solución.(20)

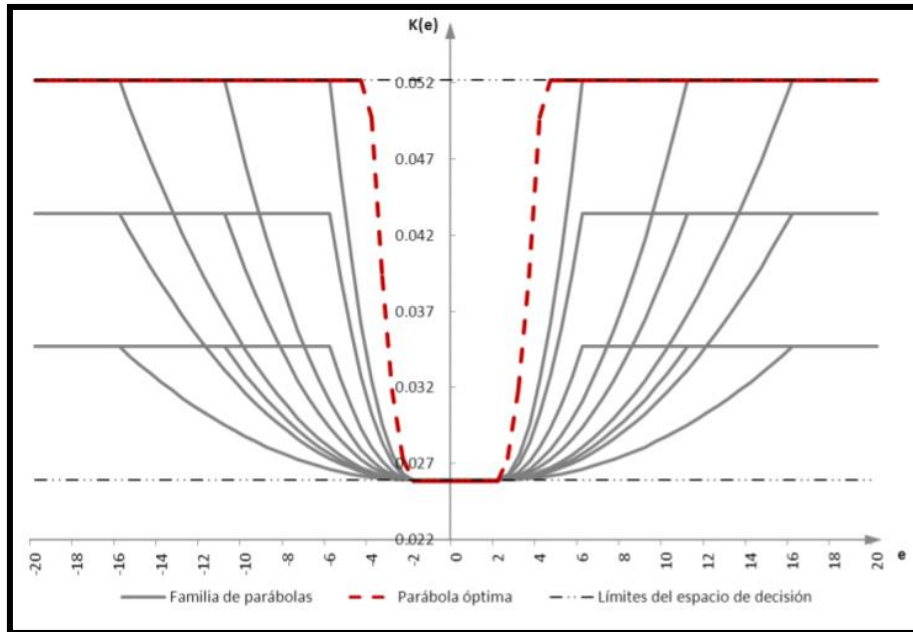


Figura 12. Ejemplo de una función óptima en un espacio de decisión

Fuente: (20)

El autor demostró mediante simulaciones que el método NPI-RR es superior a los controladores PI lineales, donde se utilizó técnicas de optimización multiobjetivo y se dio solución al problema de balancear la relación de compromiso dinámico entre rendimiento y robustez. Este método introdujo una ley de control que satisface esos requerimientos.

2.2.5. Aplicación de control en cascada de temperatura – temperatura de un reactor de una planta piloto

El autor describe que, en un reactor de la planta piloto en el Instituto Mexicano del Petróleo, se observó un comportamiento inestable en el sistema de control de lazo cerrado de temperatura axial del reactor cuando se observa cambios por encima de los 400 °C en la temperatura axial.

En los reactores nucleares el control de temperatura es muy importante para mejorar el rendimiento en la reacción. Así mismo, el control debe ser el más estable y rápido

posible, debido a que si existen oscilaciones con sobre temperatura se puede llegar a carbonizar y dañar el reactor.

El reactor puede verse afectado por diversas perturbaciones que pueden afectar la estabilidad del control de temperatura, por lo que, se debe tener un método de control muy estable, aún cuando, se ve afectado por perturbaciones en el proceso.

Para resolver el problema, el autor plantea modificar el método de control, concluyendo en usar el control en cascada como solución para el control de la temperatura axial, tanto superior como inferior. Aquí, el control maestro es aplicado a la variable de proceso de la temperatura axial y el control esclavo es utilizado en la mayor perturbación presentada en la temperatura de pared.(21)

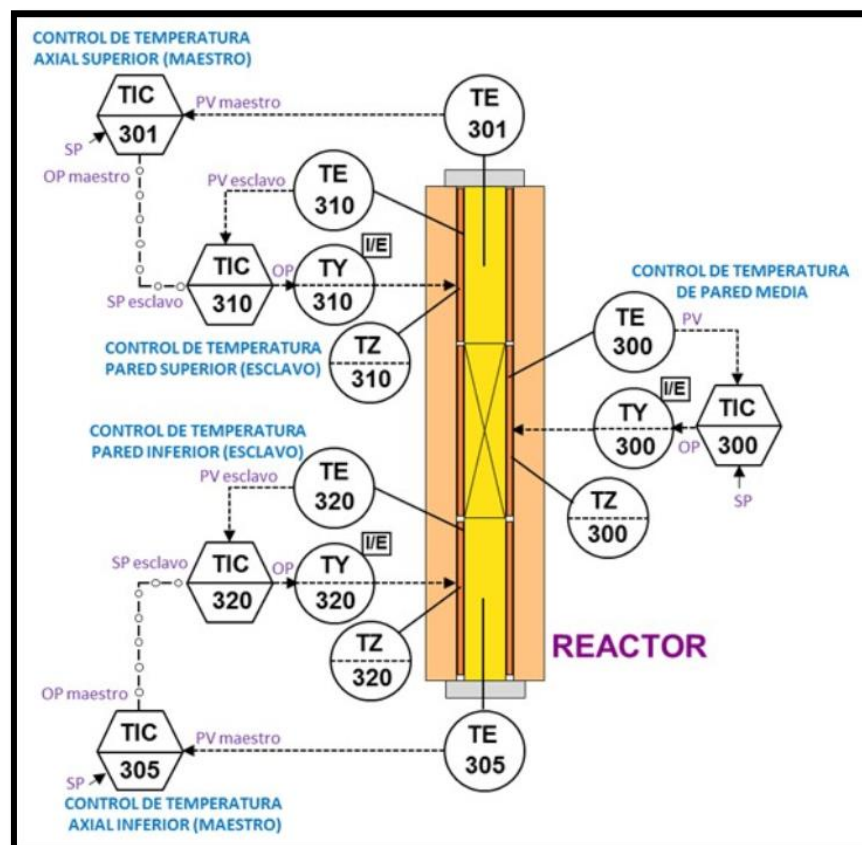


Figura 13. Estrategia de control de temperatura de las tres zonas: control en cascada temperatura axial-temperatura de pared en las zonas superior e inferior y control de temperatura de pared en la zona media.

Fuente: (21)

Posterior al diseño del nuevo sistema de control, se continuó con la sintonización del lazo de control esclavo y posterior al maestro. El control esclavo se sintonizó

con el método de prueba y error, tomando los parámetros de sintonía pre - configurados y efectuando los ajustes necesarios, buscando que el sistema de control respondiera de manera lenta. Se tomó en cuenta que un cambio de salida del 1% con temperaturas por arriba de 400 °C provocaría disparos no deseados de temperatura considerables alrededor de 100 °C/minuto. La práctica común para este método consiste en iniciar el control en modo proporcional con una ganancia de 1.0 o con una banda proporcional del 100%, donde un porcentaje de variación del error resultará en un porcentaje de salida de igual magnitud. La respuesta fue probada con incrementos graduales de 10 °C, de donde se obtuvo el mínimo de error en estado estacionario con una ganancia de 0.9. El siguiente paso fue encontrar el valor del parámetro del modo integral; este se consiguió incrementando el reajuste automático hasta disminuir el error en estado estacionario al mínimo, lográndose esto con un reinicio de 7.0. Por último, se seleccionó el modo derivativo o anticipatorio con un valor óptimo de 1.75 minutos.

Para la sintonía del controlador maestro, se utilizó el método de oscilaciones sostenidas de Ziegler-Nichols, aprovechando la respuesta oscilatoria que presento el sistema en los puntos cercanos a la temperatura máxima de operación, como lo indica este método al tener una oscilación sostenida.(21)

Al terminar con el cambio del método de control y la sintonización, no solo se solucionó el problema de inestabilidad del control de temperatura del reactor al superar los 400 °C; sino, que también se logró evitar que la reacción se disparara a temperaturas más altas, provocando la carbonización del catalizador. La comprobación de la mejora del sistema de control al implementarse una estrategia de control en cascada no representó algún gasto adicional en la instrumentación y control, pues a pesar de utilizar dos lazos de control, solo se cambió la configuración, direccionando las señales de indicación de temperatura a los lazos de control.(21)

2.2.6. Control PID de temperatura y dosificación de PH para la producción de gas metano a partir de la digestión anaeróbica de residuos sólidos orgánicos

En el presente artículo, los autores proponen la implementación de un sistema de control para la generación de biogás a partir de los desechos orgánicos domésticos. Ello, a partir de la problemática que representa la generación de dichos residuos, los mismos que a nivel de Sudamérica aún no tienen el tratamiento más idóneo por parte las entidades encargadas de los mismos.

Es así que, como alternativa, se abre un abanico de posibilidades con respecto al aprovechamiento de los residuos orgánicos de tipo doméstico. Uno de ellos es la generación de gas metano a partir de la Digestión Anaeróbica (DA), de estos residuos.

Para ello, se implementa un prototipo de DA, el mismo que tiene una capacidad de 5 litros. Sin embargo, para el mejor desempeño de este sistema, debe controlarse la correcta adición de insumos que modifiquen el pH, además del buen manejo de la temperatura.

Los autores han considerado el control mediante un sensor de temperatura y de pH; así como la adición, mediante bombas peristálticas, de soda cáustica y ácido clorhídrico. Como electrónica de control, se ha adoptado el uso de un microcontrolador, además de amplificadores operacionales y dobladores de voltaje. Además, se implementó un control tipo PID a través del microcontrolador para mejorar las respuestas y eficiencia del sistema.(22)

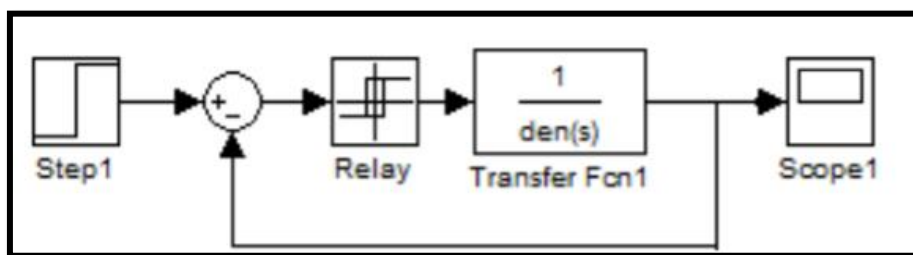


Figura 14. Realimentación con Relé, Kaiser Chiara (KC)

Fuente: (22)

Como resultado, se concluye que el prototipo funciona correctamente y dentro de los parámetros de seguridad esperados.(22)

También cabe mencionar que, si bien los autores optaron por un control con elementos electrónicos modulares, esto puede ser realizado a través de

controladores comerciales que, además, presentan mayor versatilidad en cuanto a posibilidades de uso.

Este artículo nos presenta una solución al tema cada vez más caótico de la generación y disposición final de los residuos orgánicos

2.2.7. Modelamiento de una planta de control de nivel mediante identificación no paramétrica

Una de las problemáticas que los autores encuentran es el método de sintonización de los controles automáticos, donde primeramente los estudiantes usan la curva de reacción para determinar la región lineal que luego es complementado por el método de tanteo o cuarto decreciente; todo este procedimiento es demasiado tedioso y toma su tiempo.

Los autores proponen un modelo con técnicas no paramétricas que se apoyan de un software de identificación para obtener un buen modelo de planta. En su modelo de prueba usan un transmisor de presión para calcular de manera indirecta el nivel del tanque de almacenamiento de agua, una válvula proporcional, un transmisor de flujo y un controlador PID industrial SIEMENS DR20.(23)

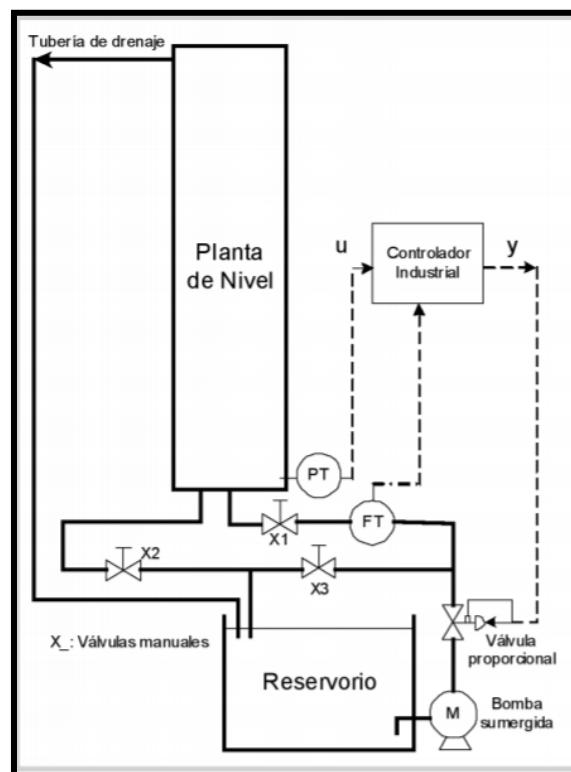


Figura 15. P&ID del módulo de la planta de nivel

Fuente: (23)

Con el diagrama de planta anterior se saca la curva característica del proceso que permite conocer la dinámica de planta con la cual se identifica los tramos lineales, establecer el rango de operación y aplicar el algoritmo de control PID.

Para usar el software de adquisición de datos, se tiene que hacer una configuración de la tarjeta de adquisición de datos y poder convertir las señales de 4-20mA a voltaje de 0-10vdc mediante un convertor de señal y una resistencia de 248Ω para conseguir una caída de tensión entre 0-4.96 voltios.(23)

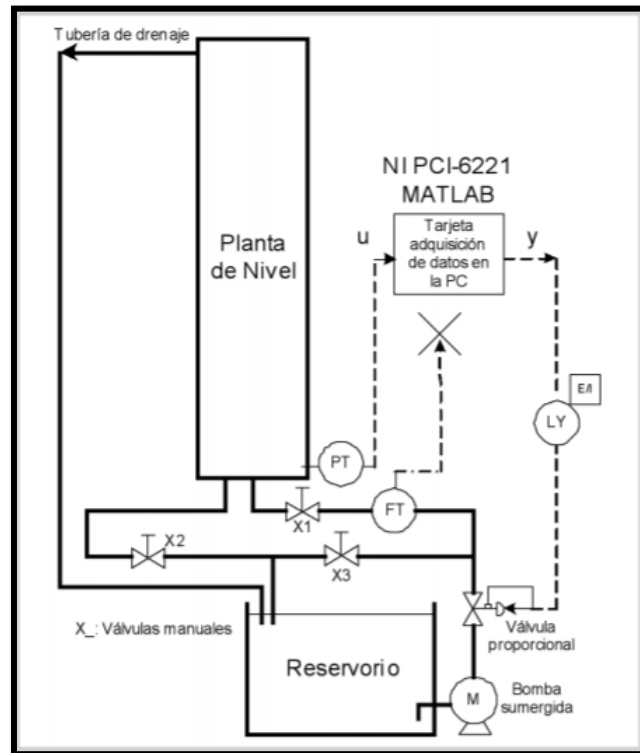


Figura 16. Diagrama P&ID de conexiones.

Fuente: (23)

Luego de usar la herramienta de identificación “Tool-box” de MATLAB se realizaron simulaciones del modelo de planta haciendo uso del controlador PID con valores para el controlador PID de: proporcional 3.5; Integral 1; derivativo 0, simulando valores de referencia fuera del rango lineal.

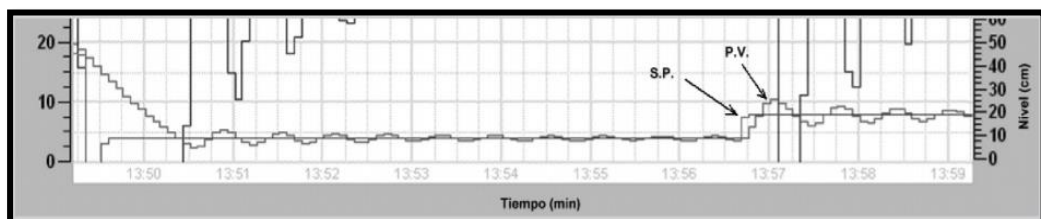


Figura 17. Respuesta del sistema simulado controlado con escalón de 0,1 a 0,2m

Fuente: (23)

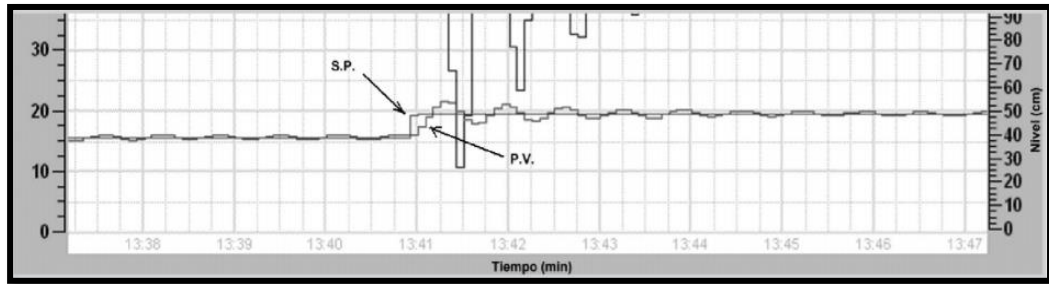


Figura 18. Respuesta del sistema simulado controlado con escalón de 0,4 a 0,5m

Fuente: (23)

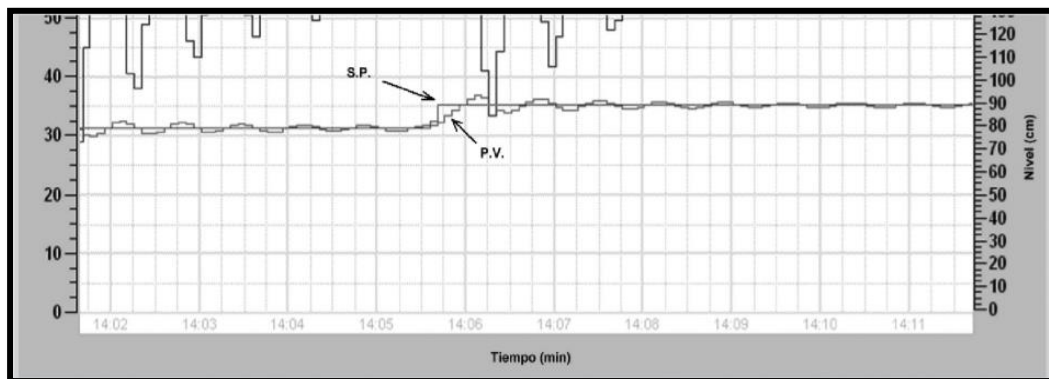


Figura 19. Respuesta del sistema simulado controlado con escalón de 0,8 a 0,88m

Fuente: (23)

Los autores llegaron a demostrar que, para un tema académico, optimizar los tiempos de sintonía de un control automático es mejor con un software de adquisición de datos y poder simular para adquirir los datos de sintonía y poder ser insertados en el proceso real.(23)

A modo de crítica al autor, se ve que no considera los temas de ruidos que hay en las plantas industriales reales; así como las perturbaciones por procesos anteriores a un control automático.

2.2.8. Diseño de un sistema de control para torre de enfriamiento de agua en planta PROTISA

El autor llegó a las siguientes conclusiones:

- El programa MATLAB es una herramienta de mucha ayuda ya que nos permite ahorrar tiempo en las gráficas y cálculos de los parámetros del controlador PID.

- El controlador PLC fue idóneo para el proceso ya que se pudo acoplar sus entradas a los sensores y el PID interno fue sintonizado con éxito, así se pudo gestionar en su totalidad todas las actividades hechas en el proceso.
- La velocidad de transmisión de datos de los sensores y la velocidad de lectura están limitadas por la velocidad en respuesta de cada instrumento, así como el módulo de adquisición de datos.
- La automatización del sistema mejora el rendimiento y eficiencia dentro de un proceso, así como el ahorro de recursos que se pueden destinar a otras áreas de la planta.(24)

2.2.9. “Diagnóstico confiable para la operación de bombas centrífugas en régimen cavitacionales”

Universidad Nacional de San Agustín de Arequipa. Escuela de posgrado, 2019

El autor identifica como problema los costos en que incursionan las bombas centrífugas con un porcentaje superior al 70%, debido, principalmente, a las fallas que produce la cavitación moderada en el sistema de bombeo.

El autor busca establecer las correlaciones de parámetros eléctricos y mecánicos de una bomba centrífuga trabajando en cavitación moderada, generando a través del estudio de los parámetros, herramientas de diagnóstico en campo del grado de cavitación y las acciones correctivas a tomar. (25)

Los requisitos para la cavitación según el autor son:

- La presencia de núcleos o burbujas en el sistema que ocasionan la vaporización del líquido.
- Cae en forma instantánea la presión en algún punto del líquido a la presión de vapor.
- La presión en la succión de la bomba debe ser superior a la presión de vapor para provocar su explosión.

Los parámetros de caracterización descritos por el autor son:

- NPSH. – es la altura positiva neta de succión, y son de dos tipos, la disponible y la requerida, donde la intersección muestra los límites de operación sin cavitación y con cavitación.(25)

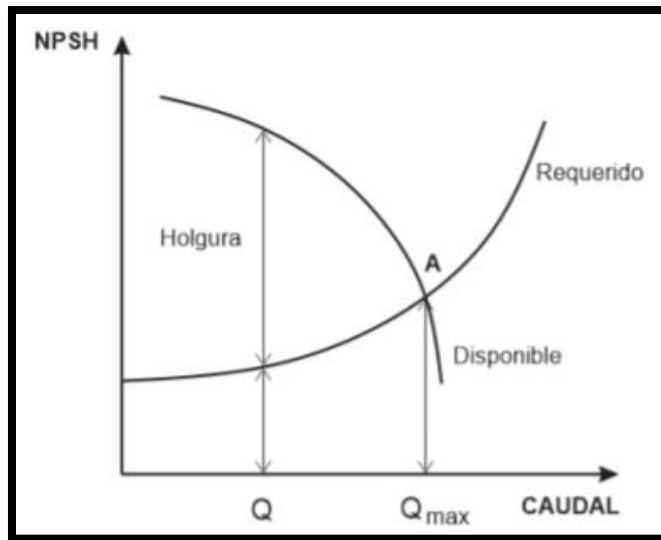


Figura 20. Curva NPSHd VS NPSHr (25)

- Velocidad y rotación específica.

$$N_q = N * \frac{\sqrt{Q}}{\sqrt[4]{H^3}} \quad (10)$$

- Índice de cavitación y factor de thoma.

$$\sigma = \frac{P_{abs} - P_v}{\frac{P_v^2}{2}} \quad (11)$$

- Influencia de aire disuelto en el agua.

Una de las pruebas que realizó el autor fue variar la presión en la succión de la bomba y NPSHd, observándose la formación de burbujas en la succión de la bomba y, por consiguiente, la pérdida de caudal por la cavitación producida. (25)

Una conclusión importante fue establecer que el incremento de potencia de bomba es producto de la cavitación de la bomba; a pesar de no tener una descarga de la bomba, se tiene un aumento en la presión, contradictorio para muchos investigadores.

2.3. Conclusión y propuesta de solución

De todo lo revisado en el estado del arte y teniendo el problema de inestabilidad en la alimentación de carga a celdas columna, se plantea la solución en tres niveles de disciplina.

- La primera es la solución al problema de cavitación de la bomba producida por el material lleno de espumas, donde se propone una solución

mecánica para minimizar espumas y mantener la presión en la succión de la bomba PU-021, tomado en cuenta lo investigado por Tony Asencio en su estudio. “Diagnóstico confiable para la operación de bombas centrífugas en régimen cavitacionales” (25)

➤ La segunda parte es la implementación de una instrumentación que contemple la adquisición de datos en tiempo real de la variable de interés, en este estudio, es el flujo de alimentación a celdas columna con datos recopilados por instrumentos cuya respuesta y velocidad de transmisión de datos sea lo mejor posible, así como lo contempla Arango Morales R. en su investigación “Diseño de un sistema de control para torre de enfriamiento de agua en planta PROTISA” (24), y crear una nueva lógica de control de flujo considerando que la lógica PID es la más usada en la industria de controladores industriales.

➤ La tercera solución es el acoplamiento de la lógica de control existente con la nueva lógica de control en un sistema en cascada, tomando como antecedentes el estado del arte como: “Control en cascada por métodos difusos (17)”; “Estrategia de control por modo deslizante en cascada (18)”; “Prototipo para el control automático de nivel y caudal de líquidos (19)”; “Aplicación de control en cascada de temperatura – temperatura de un reactor de una planta piloto (21)” y “Control PID de temperatura y dosificación de PH para la producción de gas metano a partir de la digestión anaeróbica de residuos sólidos orgánicos (22)” donde todos ellos usan el modo en cascada para el control de dos variables tomando al control esclavo para que soporte todas las interferencias o perturbaciones del sistema de control.

Aunque muchos de los estudios anteriores mejoraron el sistema de control PID, nos impulsa a que en trabajos sucesivos a este se pueda mejorar implementando sobre todo la lógica difusa para el modelamiento del control PID. Lo que se pretende en esta investigación es mejorar el problema actual y en el camino, sugerir mejores alternativas de solución.

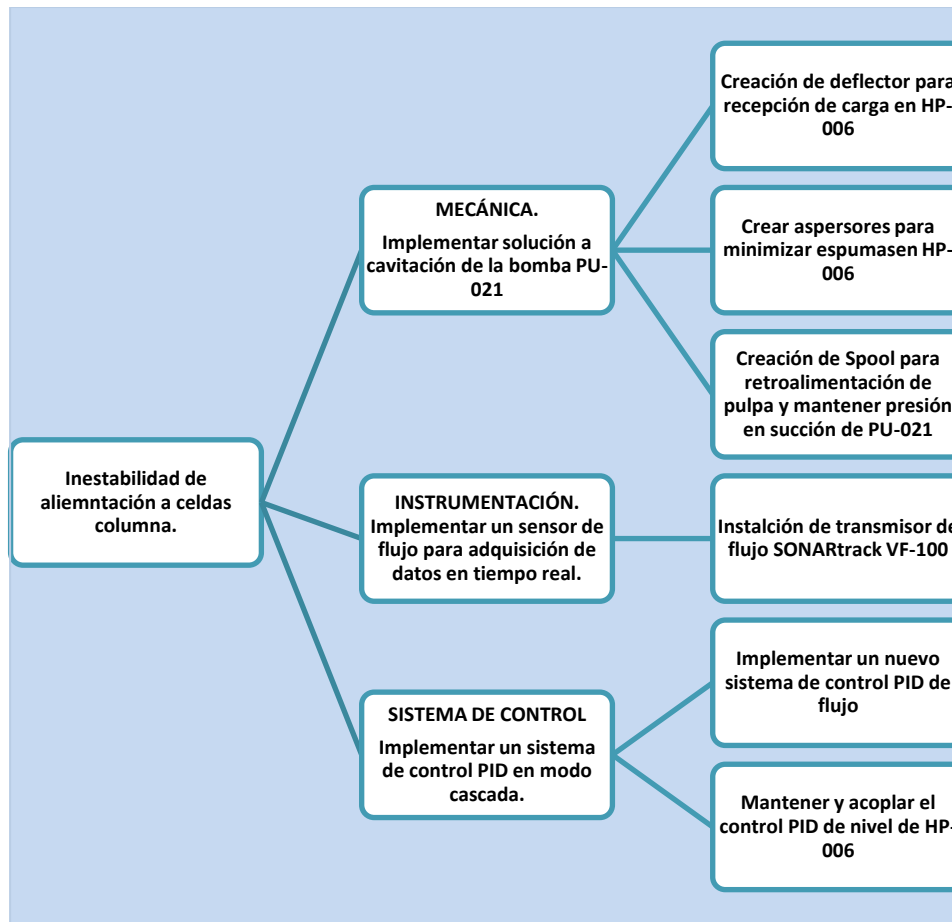


Figura 21. Diagrama de solución al problema

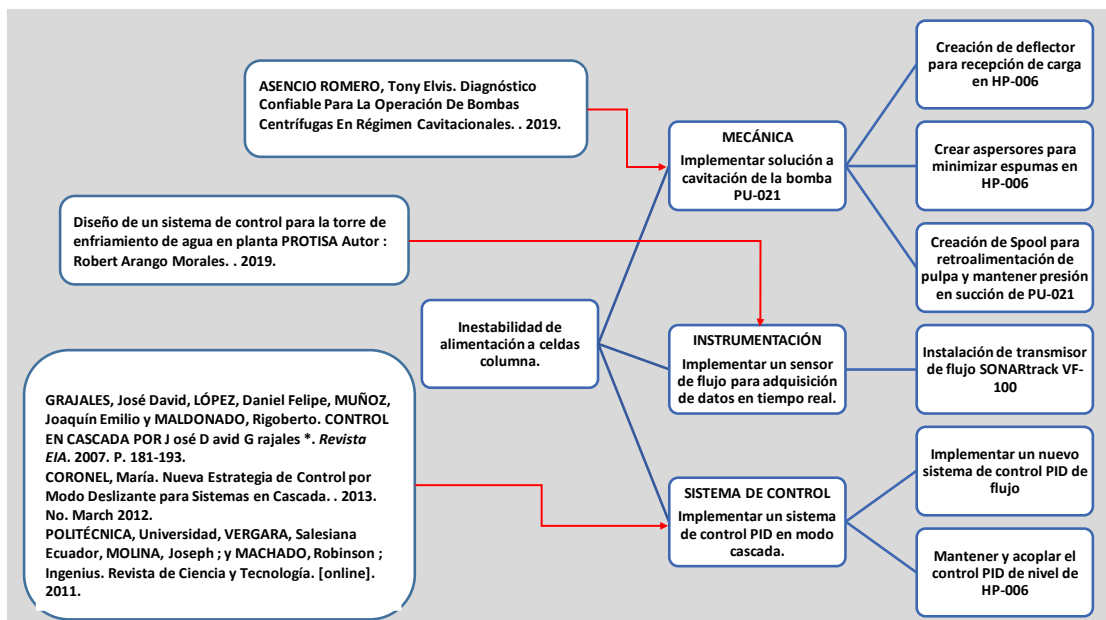


Figura 22. Antecedentes estudiados a cada solución

Fuente: (Elaboración propia)

CAPÍTULO III: METODOLOGÍA

3.1. Métodos y alcance de la investigación

El tipo de investigación a desarrollar tiene un **enfoque diseño tecnológico**, para realizar la investigación se tomarán datos que permitan medir el grado de recuperación de cobre actual. Para ello, se tendrá la medición de variables en tiempo real apoyado con instrumentos analógicos instalados en la alimentación a celdas columna. Los datos recolectados serán tomados del sistema de control distribuido DCS que genera tendencia de datos medidos en tiempo real de los instrumentos de campo.

El alcance de la investigación sería descriptivo – explicativo.

El objetivo principal es mejorar el control de las celdas columna de la 3ra fase de limpieza de la etapa de flotación. En primer lugar, se va a estabilizar la descarga de las celdas mediante estrategias de control que entrelacen el nivel de pulpa y el flujo de descarga, o a través de propuestas de modificación de infraestructura de la planta, siempre teniendo en cuenta el flujo mínimo de descarga, a fin de que la tubería no se obstruya. En segundo lugar, se implementará en el DCS el cálculo de bias en coordinación con el equipo de metalurgia. Luego, se estabilizará el flujo de entrada con la adopción de estrategias de control que ayuden a disminuir los efectos de los picos o adoptando alguna modificación en la bomba o el tanque colector. Finalmente, se implementará en el DCS opciones para que el operador tenga la facultad de elegir, según el requerimiento de operación, control por nivel, por flujo de descarga o manual por cada celda.

Se describirá la realidad en la problemática de operación de celdas columna en la planta concentradora de la empresa Hudbay, varios estudios previos tratan sobre el mejor control de flotación en celdas columna, pero no evaluaron la etapa que une una etapa anterior con la etapa de flotación en celdas columna. La etapa previa está compuesta por una sola bomba de alimentación donde el tipo de material con el que trabaja tiene mucha espuma, lo que hace inestable el envío de alimentación a celdas columna.

Se explicará con el análisis de datos para demostrar que la inestabilidad en los flujos de entrada y salida de las celdas columna afectan el aumento del grado de recuperación de cobre; este grado no depende solo de la flotación sino es la etapa final de toda la operación de planta, y dentro de la operación en una parte intermedia se encuentra la etapa de tercera limpieza que cuenta con celdas columna.

Las condiciones actuales de control entre sub áreas solo contempla un control de nivel del HP-006 que solo se encarga, a manera aislada, de controlar que no se tenga rebose

de dicho Hopper, pero este control afecta al flujo que va hacia celdas columna. A continuación, se muestra el diagrama de bloques actual de acuerdo al P&ID de la bomba. Anexo D.

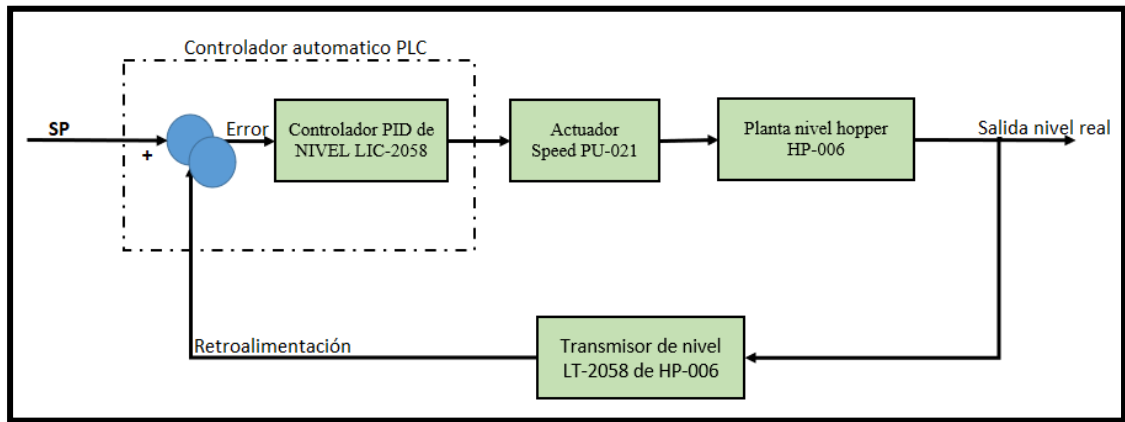


Figura 23. Diagrama PID actual, control de nivel

Fuente: (Elaboración propia)

El método que se propone para esta investigación es hacer un control en cascada para no dejar de lado el control de nivel e incorporar un control de flujo que trabaje como maestro y gobierne al control de nivel, el diagrama de bloques de control en cascada, donde la salida del controlador maestro (flujo) será la referencia al control esclavo (nivel).

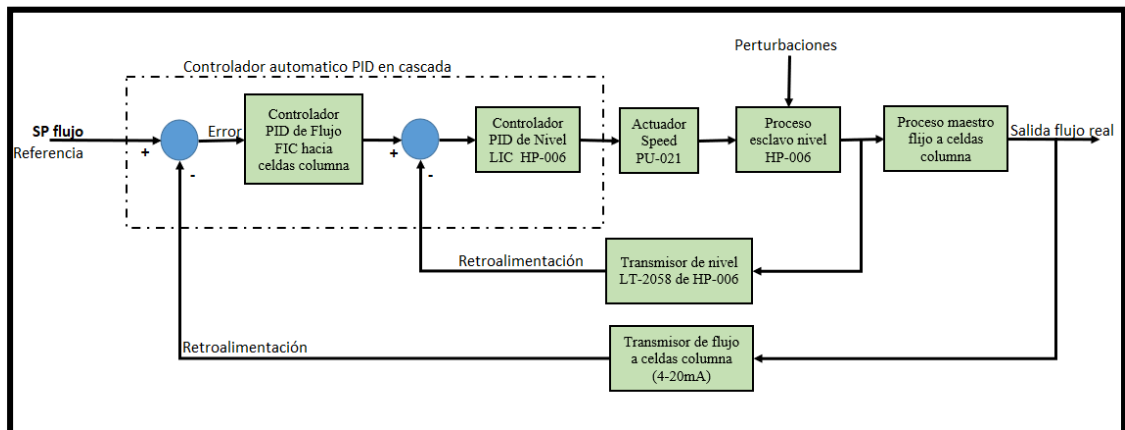


Figura 24. Diagrama PID que se propone en la investigación, control en cascada

Fuente: (Elaboración propia)

3.2. Población y muestra

La empresa Hudbay Perú cuenta con catorce celdas Rohuger, siete celdas de limpieza, cinco celdas de limpieza scavenger y dos celdas columna que trabajan en configuración en paralelo; estas dos celdas representan la muestra para la presente investigación.

3.3. Diseño de la investigación tecnológica

La investigación tendrá un **diseño de desarrollo tecnológico**, se propone mejoras en el control de flujo de ingreso y salida de celdas columna y no se tiene grupo de control por tener un solo grupo experimental.

En el ingreso a la celda se tomarán lecturas de flujo y se diseñará un control en cascada, siendo la variable principal a controlar el flujo de ingreso a celdas columna y como variable secundaria, el nivel del Hopper HP_006. Esto es para evitar que se baje el nivel y no se produzca cavitaciones, haciendo estable el control de flotación en la celda columna. Pero, como la carga de ingreso al Hopper está constituido en mayor parte de espuma, se diseñará una retroalimentación en el diseño de la bomba para evitar cavitaciones, a pesar de no tener Hopper con nivel bajo.

3.4. Diseño e implementación del control PID en modo cascada

Para iniciar con la implementación del control PID en modo cascada. Primero, se analizará los problemas o fallas existentes, así como los controles e instrumentos existentes, se planteará el nuevo método de control y los requerimientos para su implementación; posteriormente, se evaluará los resultados técnicos y las conclusiones.



Figura 25. Acciones para el diseño de control PID en modo cascada

3.4.1. Análisis de la situación actual del sistema

El principal problema está en la baja recuperación de cobre en las celdas columna, esto se debe a los siguientes puntos:

- Alimentación de pulpa a celdas columna demasiado inestables (flujo inestable).
- Demasiada espuma en Hopper HP-006 que provoca disminución de presión en la succión de la bomba PU-021 causando cavitación de la bomba.
- Control PID de nivel que no trabaja correctamente por los problemas anteriores.
- Demasiado derrame de carga por el rebose del Hopper HP-006 por no tener un buen control de nivel.
- La velocidad de la bomba PU-021, constantemente, se encuentra en valores altos como 90 a 95%.

3.4.2. Descripción de instrumentación existente

La lógica de control de nivel de Hopper HP-006 existente cuenta con:

- **Transmisor de nivel** de tipo radar SITRANS LR-250 de la marca Siemens de 2 hilos por el que se alimenta la energía de 24 VDC y por donde también circula la señal análoga de corriente 4 – 20 mA, donde 4 mA es el 0% del nivel del Hopper y 20 mA es el 100% del nivel del Hopper. (26)

La función principal del transmisor de nivel es la medición de nivel de pulpa del Hopper HP-006 cuya configuración es la siguiente:

Tabla 3. Parámetros principales de configuración

Modo de medición.	Nivel.
Tanque vacío 4 mA 0%	3.4 metros
Tanque lleno 20 mA 100%	1.8 metros
Material de medición	Pulpa o lodo
Respuesta.	Rápido 10,0 m/min (32.8 ft/min)

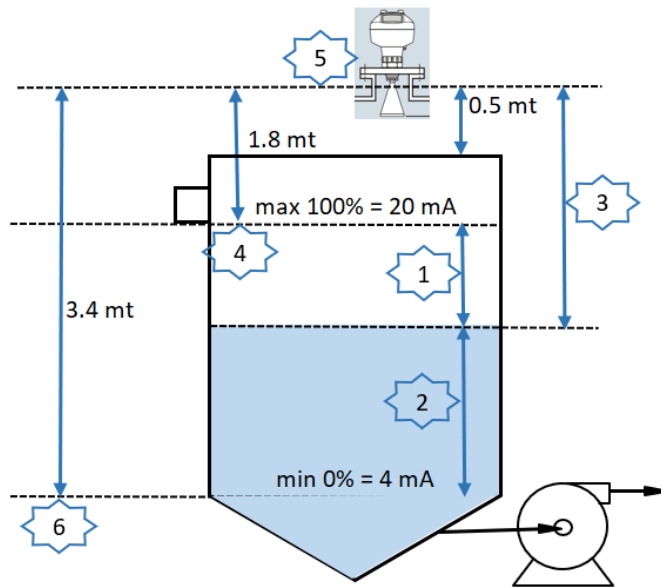


Figura 26. Puntos de configuración de sensor de nivel

Fuente: (Elaboración propia)

1: Espacio; 2: nivel; 3: distancia; 4: rango máximo; 5: nivel de referencia de sensor y 6: rango mínimo, también llamado zona muerta.

Rango de medición:

$$Max - Min = 3.4 \text{ mt} - 1.8 \text{ mt} = 1.6 \text{ mt} \quad (12)$$

Tabla 4. Escalamiento análogo cada 5%

NIVEL %	DISTANCIA mt	CORRIENTE mA
0	3.4	4
5	3.32	4.8
10	3.24	5.6
15	3.16	6.4
20	3.08	7.2
25	3	8
30	2.92	8.8
35	2.84	9.6
40	2.76	10.4
45	2.68	11.2
50	2.6	12
55	2.52	12.8
60	2.44	13.6
65	2.36	14.4
70	2.28	15.2
75	2.2	16
80	2.12	16.8
85	2.04	17.6
90	1.96	18.4
95	1.88	19.2
100	1.8	20

➤ **Actuador** que tiene la función principal de variar la velocidad de la bomba warman PU-021 de esta manera, aumentar o disminuir la evacuación de pulpa del Hopper HP-006. La bomba warman está acoplada a un motor eléctrico trifásico de 480 VAC que es controlado a través de un variador de frecuencia de la marca Siemens modelo Sinamics Power module 240, de 100 Hp de potencia.

Para poder variar la frecuencia a través de este variador Sinamics se controla las entradas análogas del variador o se comanda bajo comunicación profibus.

El primero es inyectando una corriente de referencia 4-20 mA que provocaría una variación de frecuencia desde Referencia mínima que, por lo general, es de 0 Hz hasta la referencia máxima que dependerá de las características del motor. Por lo general, tienen una frecuencia nominal de 60 Hz que soportan hasta un 15% superior a la nominal si el motor está preparado en sus características internas.

El segundo método de comando del variador es a través de comunicación profibus. Donde se da los comandos de arranque, parada y referencia de velocidad, este método es con el que se cuenta en el actual control.

3.4.3. Descripción del sistema de control existente

- **Controlador PID de nivel**, el sistema de control actual es un sistema en lazo cerrado.

Según Ogata, el diagrama de un sistema cerrado es el siguiente y a partir de ahí se presenta la función de transferencia. (27)

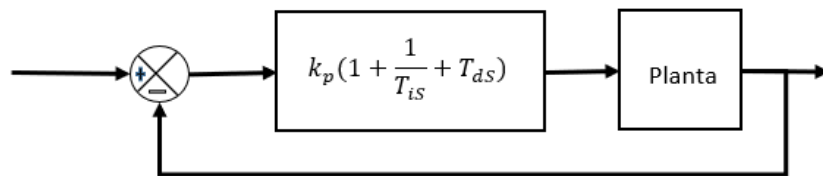


Figura 27 Sistema de control de lazo cerrado.

Fuente: (27)

Donde:

P: Acción de control proporcional, una salida proporcional al error.

I: Acción de control integral, implica un modo de control lento.

D: Acción de control derivativo, nunca trabaja de manera sola porque solo es eficaz durante periodos transitorios.

Ziegler y Nichols propusieron dos métodos de ajuste de las ganancias de un controlador PID, que son el método de escalón unitario y el método de oscilación. (27)

Método de respuesta a un escalón unitario

Basado en la curva de reacción, se puede obtener mediante un experimento a lazo abierto bajo los siguientes pasos:

- Con el control a lazo abierto, se lleva el control a un punto de operación normal, supongamos que la salida se estabiliza en $y(t)=y_0$ para una entrada constante $u(t)=u_0$.
- Se aplica un cambio en la entrada escalón en el instante t_0 , desde u_0 a u_∞ .
- Se establece el nuevo punto de operación y se registra la salida y se produce la siguiente curva, llamada curva de reacción del proceso. (27)

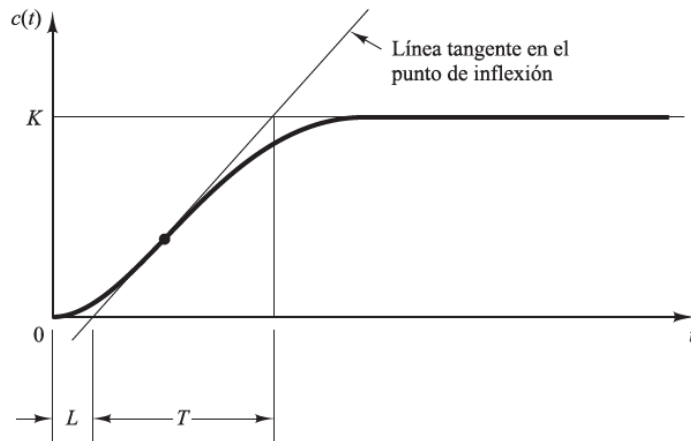


Figura 28. Curva de respuesta forma de "s"

Fuente: (27)

- Los parámetros de mayor característica son "L" tiempo de retardo y la constante de tiempo "T".

Tabla 5. Regla de sintonía de Ziegler-Nichols mediante respuesta a escalón unitario

	k_p	T_i	T_d
P	$\frac{T}{L}$	∞	0
PI	$0.9 \frac{T}{L}$	$\frac{L}{0.3}$	0
PID	$1.2 \frac{T}{L}$	$2L$	$0.5 L$

Según la tabla de sintonía del controlador PID por respuesta a escalón, se produce:

$$G_c(s) = 1.2 \frac{T}{L} \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (13)$$

$$G_c(s) = 0.60k_c \left(1 + \frac{1}{2Ls} + 0.5 Ls \right) \quad (14)$$

$$G_c(s) = 0.6T \frac{\left(s + \frac{1}{L}\right)^2}{s} \quad (15)$$

Método de oscilación

Este método es bueno para plantas de lazo abierto y se realiza mediante los siguientes pasos.

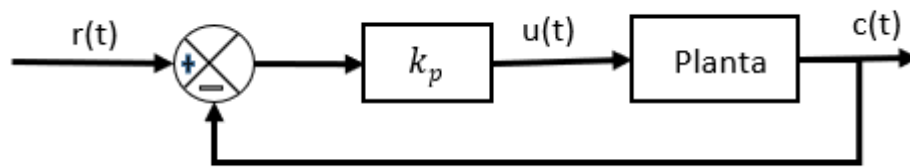


Figura 29. Sistema de lazo cerrado con un controlador solo proporcional

Fuente: (27)

- Para eliminar los controles integral y derivativo, se fija T_{iS} a un valor muy grande 0 infinito y T_{dS} a cero. De esta manera solo se tendrá un control proporcional.
- Se utiliza solo un control proporcional, empezando por un valor de ganancia pequeño. Luego, se aumenta la ganancia hasta conseguir una oscilación del lazo que serán observadas en la salida del controlador.

(27)

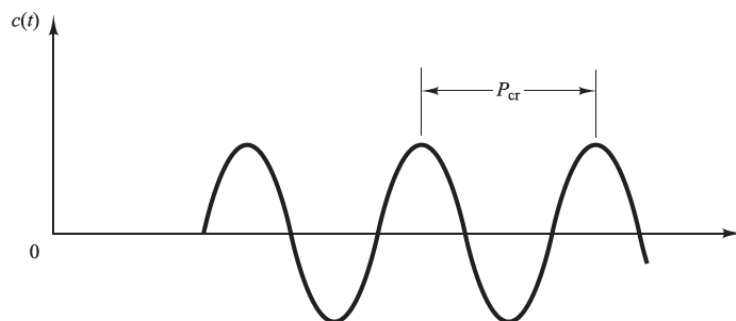


Figura 30. Oscilación con periodo P_{cr} .

Fuente: (27)

- Se registra la ganancia crítica del controlador ($K_p=K_c$), así como el periodo de oscilación de la salida del controlador.
- Los parámetros se ajustan según la siguiente tabla:

Tabla 6 sintonía de Zieger-Nichols por ganancia crítica y periodo crítico

	k_p	T_i	T_d
P	$0.50k_c$	∞	0
PI	$0.450k_c$	$p_{cr}/1.2$	0
PID	$0.60k_c$	$0.50p_{cr}$	$p_{cr}/8$

Según la tabla de sintonía del controlador PID por oscilación, se produce:

$$G_c(s) = k_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (16)$$

$$G_c(s) = 0.60k_c \left(1 + \frac{1}{0.50p_{cr}s} + \frac{p_{cr}}{8} s \right) \quad (17)$$

$$G_c(s) = 0.075k_{cr}p_{cr} \frac{\left(s + \frac{4}{p_{cr}} \right)^2}{s} \quad (18)$$

La función principal es la de controlar el nivel, bajo un parámetro de consigna o set-point (SP) que es asignada por el operador de flotación, normalmente, en unidades de porcentaje. Para lograr este control de nivel, toma información proporcionada del sensor de nivel en corriente de 4-20 mA a través de sus entradas análogas en configuración de 2 hilos seteadas por el jumper de la tarjeta aisladora MTA.(28)

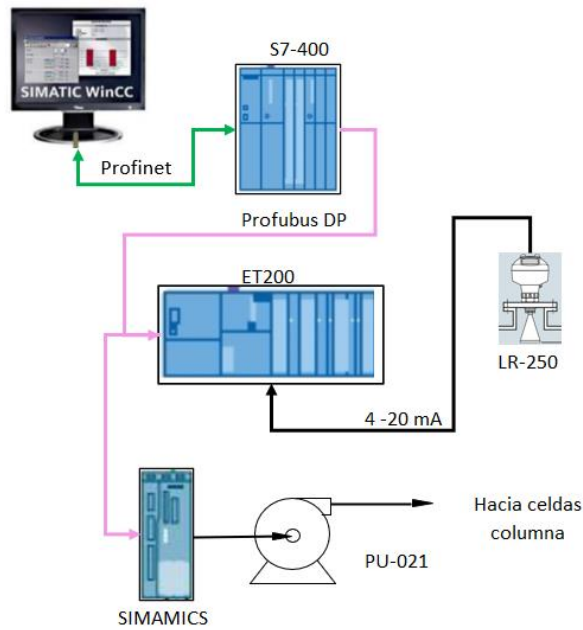


Figura 31 Arquitectura del sistema con control de nivel

El control de nivel actual del Hopper Hp-006 está compuesto por un sensor de nivel LT-2058, un controlador PID de nivel LIC-2058 y un variador de velocidad de la PU-021.

En el siguiente diagrama PID, el controlador compara la variable de proceso PV (nivel) con la variable de referencia SP (Set-point), del cual se tiene un error que podría ser positivo o negativo y, sobre ese error, el controlador manda la acción de subir o bajar la velocidad en el variador de la PU-021.

$$E = SP - PV \quad (19)$$

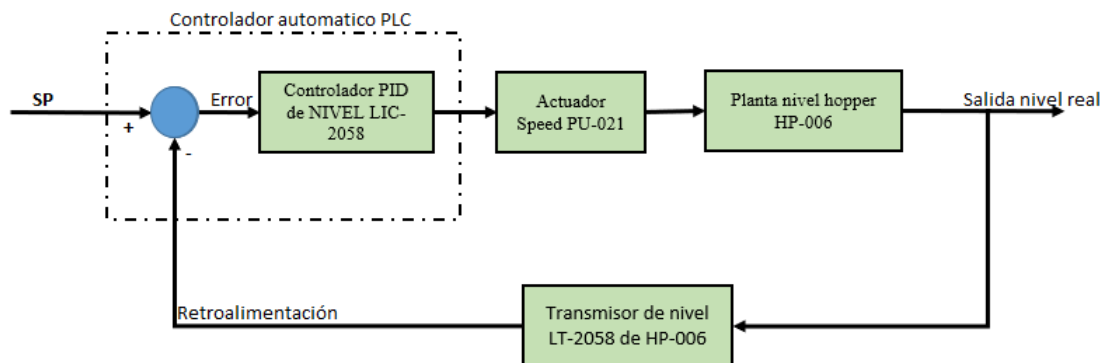


Figura 32. Diagrama de bloque PID de control de nivel HP-006

La sintonía final de control de nivel no se puede realizar por el método de escalón ni por el método de oscilación porque el proceso en planta concentradora es demasiado oscilante y no la ecuación de modelamiento que es

muy variable; por lo tanto, se realiza la sintonía mediante prueba y error por el programador de control.

Los parámetros de sintonía, con los que se llega a tener un control más estable del control de nivel del Hopper HP-006, son los mostrados en la siguiente imagen:



Figura 33. parámetros, proporcional, integral y derivativo del control de nivel

Fuente: (7)

3.4.4. Identificación de requerimientos

La primera parte es el mejoramiento mecánico para mantener la presión de la bomba y evitar las cavitaciones. Esto se solucionó con el arreglo del Spool en la tubería de succión de la bomba, el cual mantiene la presión a pesar de estar el nivel del Hopper HP-006 en valores bajos o tener demasiada espuma en el Hopper.

Una vez solucionado el problema de cavitación de la bomba se identifica los instrumentos para monitorear el flujo hacia las celdas columna, por lo que se

requiere un flujómetro que sea lo más eficiente, mínimo error y bajo mantenimiento o calibración.

- **Transmisor de flujo SONARtrac**, cuya función principal es la medición de flujo en m³/h que pasa a través de la tubería de descarga de la bomba PU-021, donde los rangos de medición son: flujo 0 m³/h es 4 mA y flujo de 500 m³/h es 20 mA.

Tabla 7 Denominación de terminales de conexión

Etiqueta de conexiones	Tipo	Comentarios	Usados.
CUR 1	4-20 mA #1 Salida	Interno (autoalimentado) o externo (circuito cerrado), con capacidad para comunicación HART.	SI
CUR 2	4-20 mA #2 Salida	Interno (autoalimentado) o externo (circuito cerrado).	NO
PULSO	Pulso de salida	Cierre de relé de estado sólido	NO
ALARMA	Salida de alarma – Salida Alta/Baja	Cierre de relé de estado sólido	NO
COMM RS-485 ó RS-232	Salida	Configurado por el usuario	NO

Fuente: (29)

Se requiere de un control de flujo más que un control de nivel, si ya se tiene el flujómetro necesitamos un controlador que mantenga el flujo al valor de consigna modificando la velocidad de la bomba.

- **Control PID de flujo**, cuya función principal es la de controlar el flujo que pasa por la tubería de descarga de PU-021, comparándola con un valor de consigna o set-point SP que es asignada por el operador de flotación. Para lograr este control de flujo, el PLC toma información proporcionada del transmisor de flujo

en corriente de 4-20 mA a través de sus entradas análogas en configuración de 4 hilos seteadas por el jumper de la tarjeta aisladora MTA.

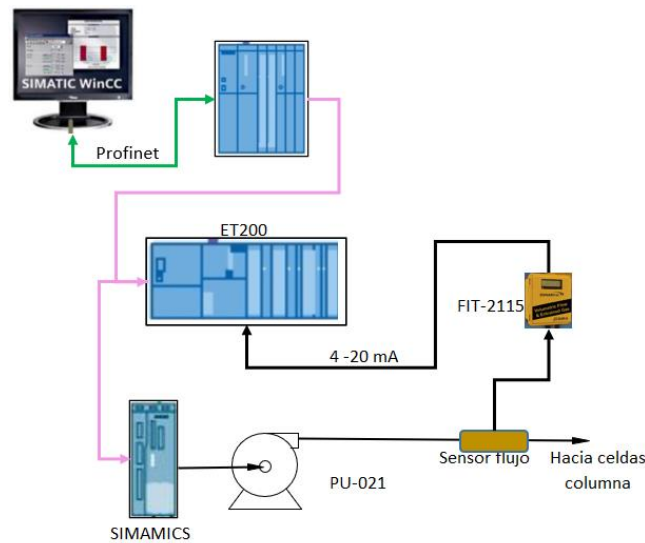


Figura 34. Arquitectura del sistema con control de flujo

Fuente: (Elaboración propia)

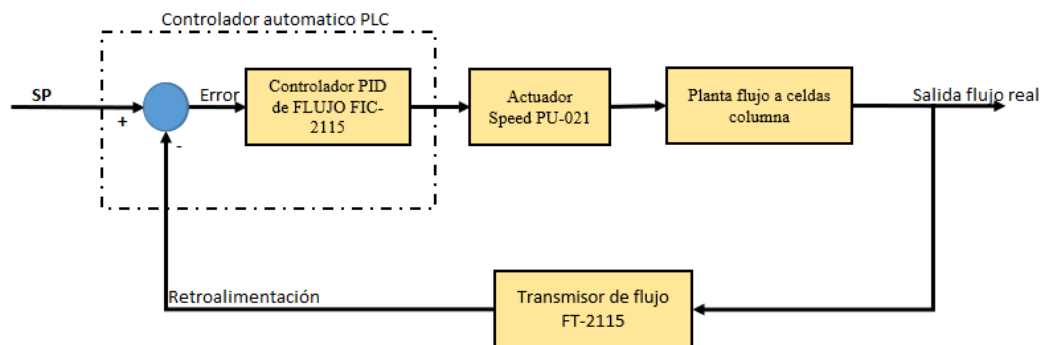


Figura 35. Diagrama de bloque PID de control de flujo a celdas columna

Fuente: (Elaboración propia)

El actuador seguirá siendo el variador de velocidad de la bomba PU-021, pero en este nuevo control de nivel la referencia de velocidad lo dará el control PID de flujo.

3.4.5. Implementación de requerimientos

Para la instalación del flujómetro SONARtrac VF-100, se tenía que cambiar un tramo de tubería de 12" por una tubería de 10" para ser instalado el flujómetro. Se realizó las conexiones de alimentación de energía y conexionado de señales

de 4 – 20 mA hacia el controlador S7-400, el cual, en su lógica de control PID, proporcionará las variables de referencia de velocidad para la bomba PU-021. Los parámetros de sintonía con lo que se llega a tener un control más estable del control de flujo a celdas columna son los mostrados en la siguiente imagen:

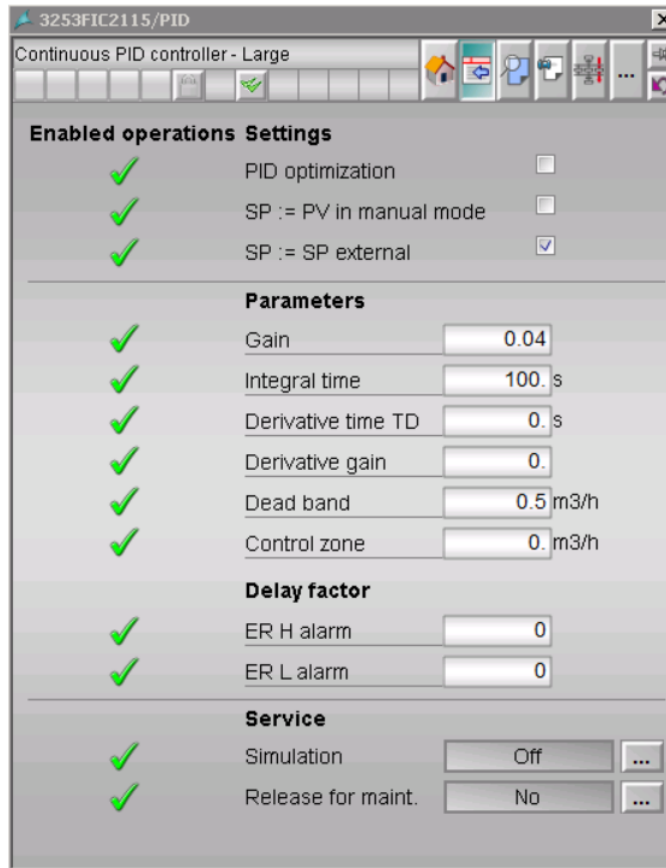


Figura 36. Parámetros, proporcional, integral y derivativo del control de flujo a celdas columna

Fuente: (7)

En esta parte se presenta el hardware, la lógica de control y las pantallas de operador del control de flujo de la PU-021.

La siguiente imagen muestra la visualización de la parte de hardware donde se encuentra conectado la señal de flujo MTA 2.11 Chanel 5 (módulo de entrada 2.11 canal 5). Es decir, la conexión de señal de 4-20 mA (dos hilos + y -) están conectadas en el módulo 2.11 en la entrada análoga 5.

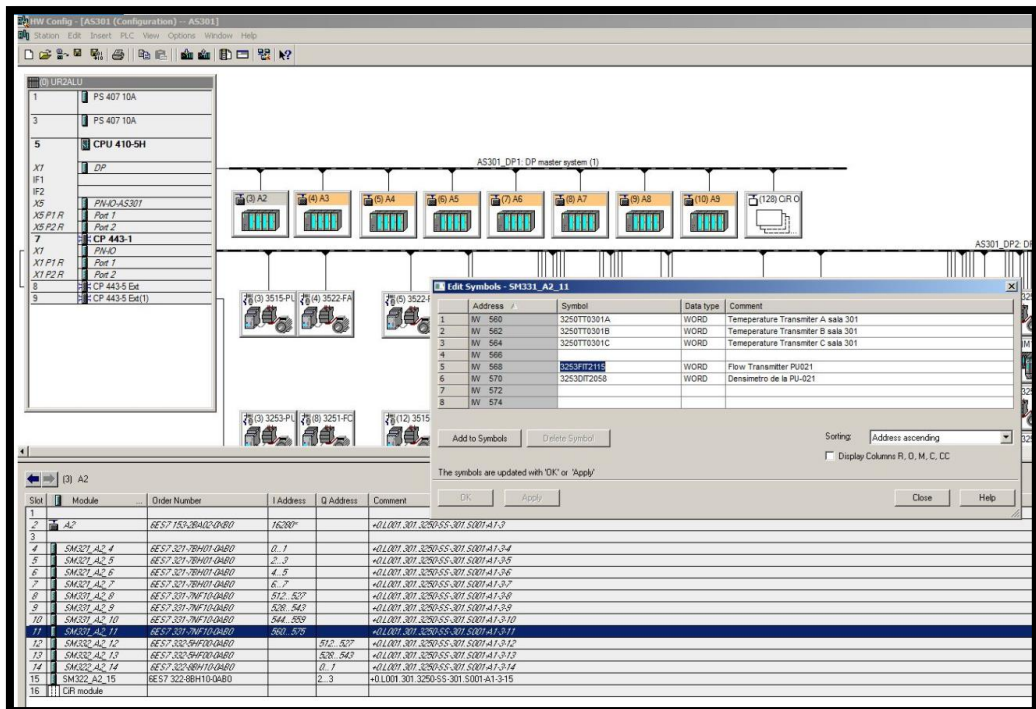


Figura 37 Simatic manager visualización en DCS de hardware sala 300

Fuente: (7)

La parte de programación del DCS es en lenguaje de bloques, donde, primeramente, se programa el bloque de entrada análoga. La siguiente imagen es el bloque de entrada análoga programada en el PCS7 de Siemens donde se configura los rangos de medición de 0 a 500 m³/h.

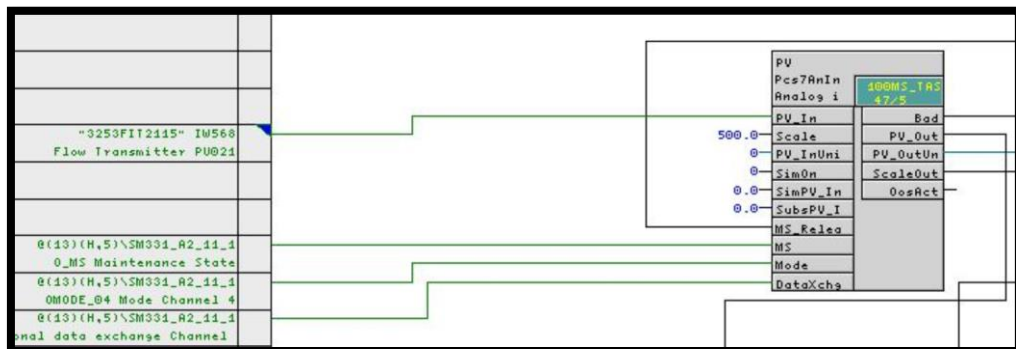


Figura 38. Bloque de entrada análoga PCS7

Fuente: (7)

El bloque PID de control de flujo es el encargado de tomar la variable de proceso de flujo y, comparando con el valor de consigna o SP, toma acción en su salida MV (variable manipulada). Esta variable es la que va al bloque del variador de velocidad.

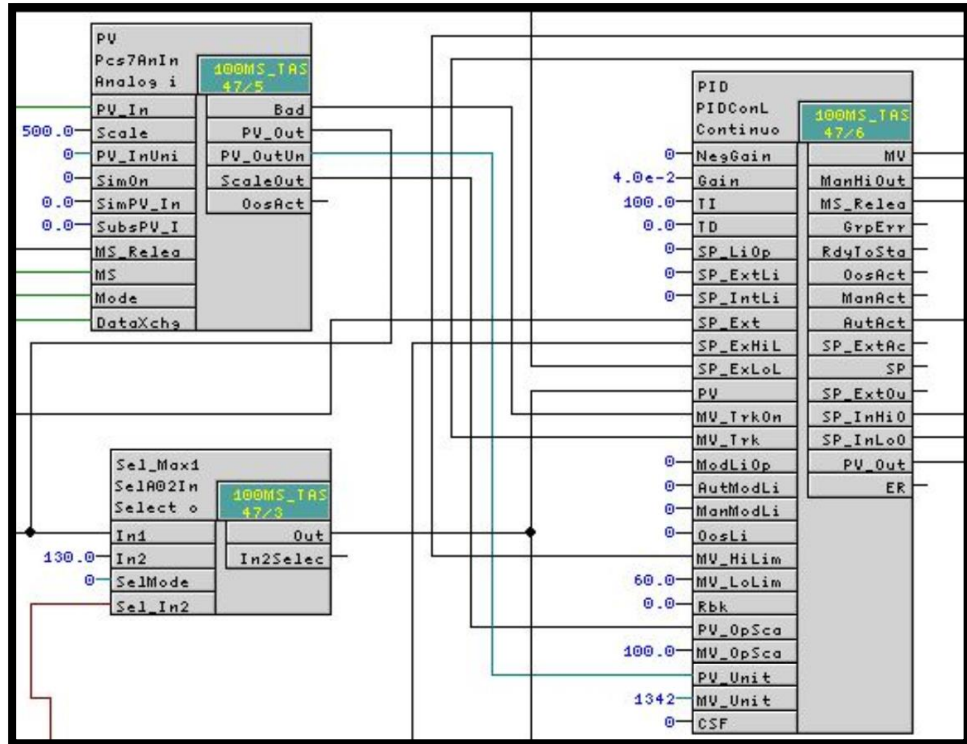


Figura 39. Bloque PID de control de flujo

Fuente: (7)

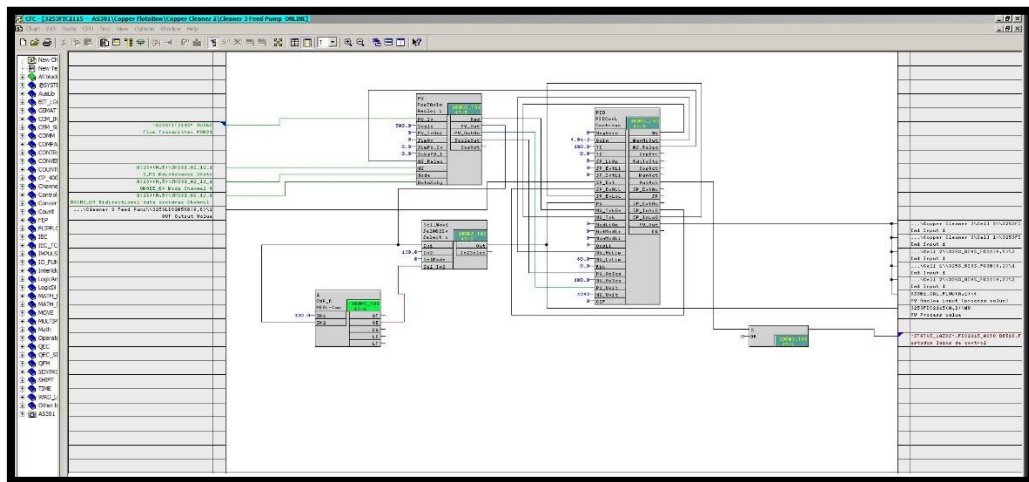


Figura 40. Chart o lógica de control en bloques de control PID de flujo

Fuente: (7)

La siguiente imagen es el faceplate para el control de flujo FIC-2115. Esta imagen es la representación gráfica del PID de la imagen anterior donde el operador puede cambiar el modo de operación de manual a automático,

visualizar la variable de proceso de flujo, poner un valor de consigna o setpoint y leer/escribir la variable manipulada que representa la salida del controlador que va hacia el variador de velocidad, según la imagen se encuentra en 100% de velocidad.

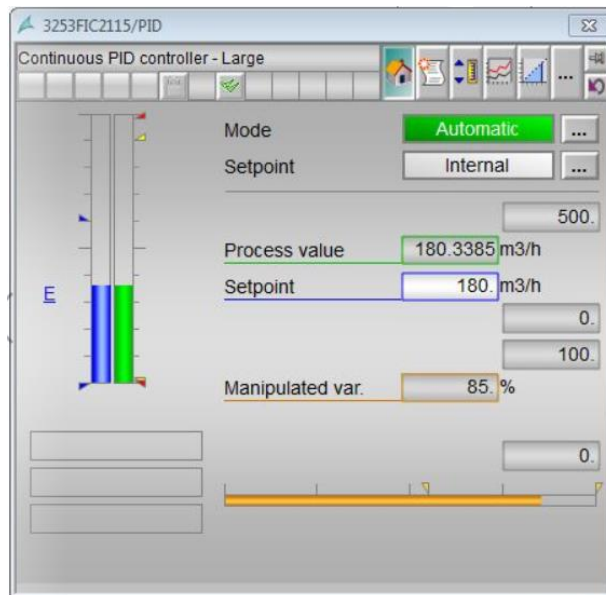


Figura 41 Faceplate de control PID de flujo

Fuente: (7)

Como ya se mencionó anteriormente el variador de velocidad se comanda por comunicación profibus DP2. Según la siguiente imagen, se encuentra en el nodo o dirección 50.

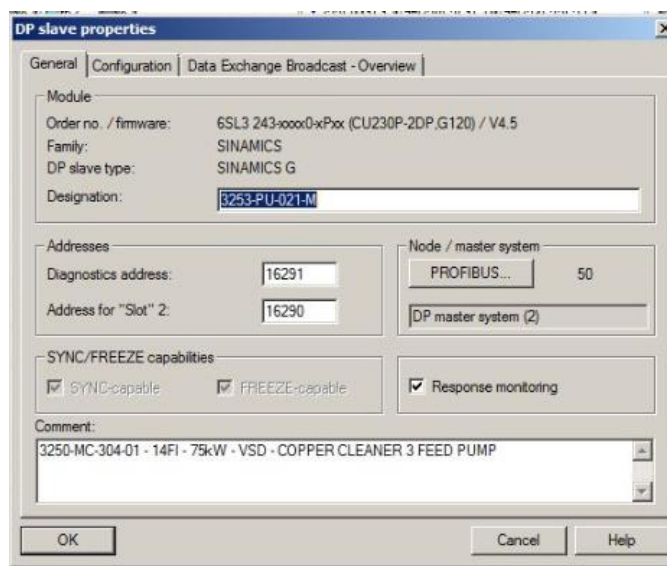


Figura 42 Propiedades de hardware PU-021

Fuente: (7)

El bloque del variador es el siguiente, dónde se encuentra conectado el valor de PV que viene del bloque controlador PID de flujo.

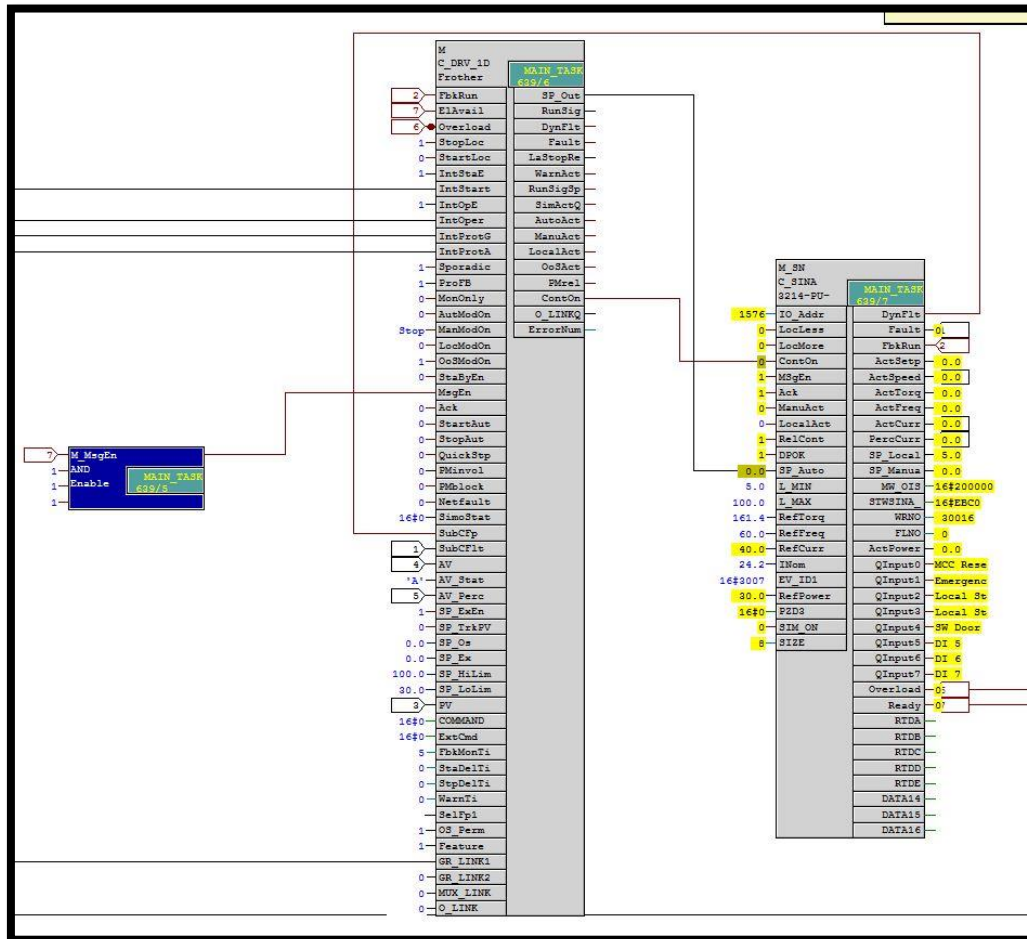


Figura 43 Bloque motor de variador de PU-021 y bloque de comunicación Profibus

Fuente: (7)

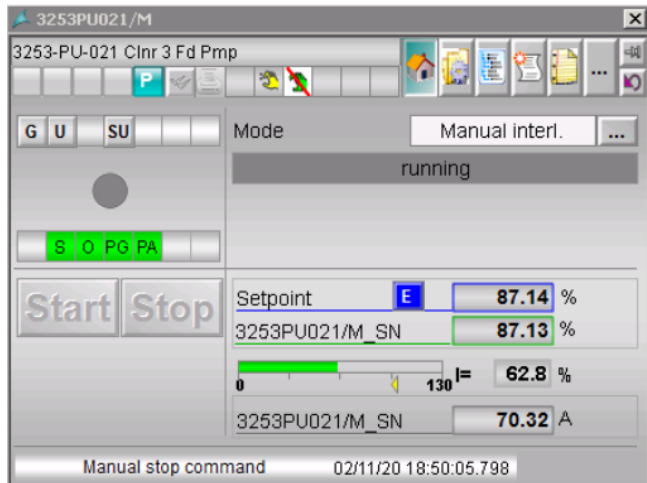


Figura 44 Faceplate de bloque motor de PU-021

Fuente: (7)

3.4.6. Implementación de sistema de control final

Control PID en cascada (flujo nivel)

Para lograr el control en cascada se tomará los controles de nivel y flujo descritos anteriormente, y se asignará a un control como maestro y al otro control como esclavo. Esto significa que el control esclavo dependerá del maestro para asignar valores automáticos de consigna que ya no será un valor designado por el operador, sino que será proporcionada por el control maestro. En estas condiciones, el setpoint del control esclavo será variable, en cambio del control maestro será un setpoint fijo.

El control de flujo será designado control maestro y el control de nivel será designado control esclavo.

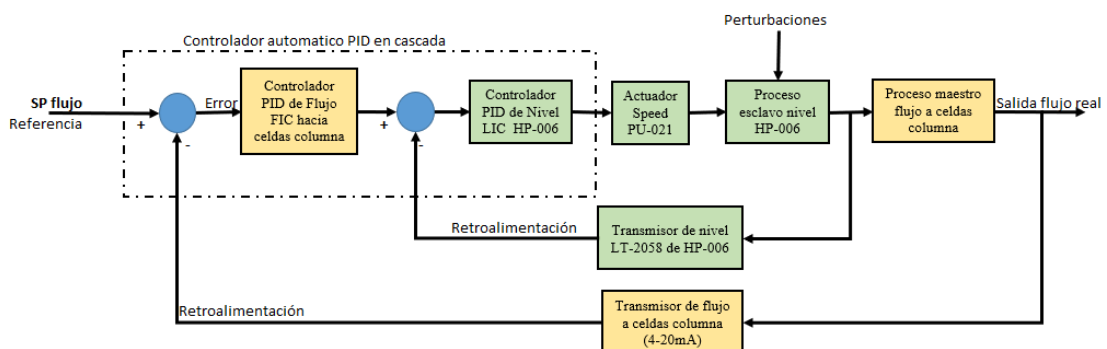


Figura 45. Diagrama de bloque PID en cascada de control de flujo-nivel

Fuente: (Elaboración propia)

3.4.7. Descripción funcional del sistema final

En el sistema de control en cascada se tiene un solo valor de referencia que está a disponibilidad del operador y es SP de flujo. Para efectos de análisis, se tomará un momento de la operación que según la siguiente imagen está en:

$$SP_{flujo} = 233 \text{ m}^3/h$$

$$PV_{flujo} = 232.9282 \text{ m}^3/h$$

$$\epsilon_{flujo} = 0.0718 \text{ m}^3/h$$

Bajo este error el control maestro PID calcula los algoritmos de corrección aplicando un cambio en la variable manipulada MV.

Esta variable MV sería la salida del control maestro, que a su vez sería la referencia del control esclavo.

$$MV_{Flujo} = SP_{nivel} = 88\%$$

$$PV_{nivel} = 86.41789\%$$

$$\epsilon_{nivel} = 1.58211 \%$$

Bajo este segundo error el control PID esclavo calcula los algoritmos de corrección aplicando un cambio en la variable manipulada del control de nivel.

Esta variable al ser la salida al único actuador (variador de velocidad) del control PID setea la velocidad de la bomba en:

$$MV_{nivel} = SP_{speed} = 89.34\%$$

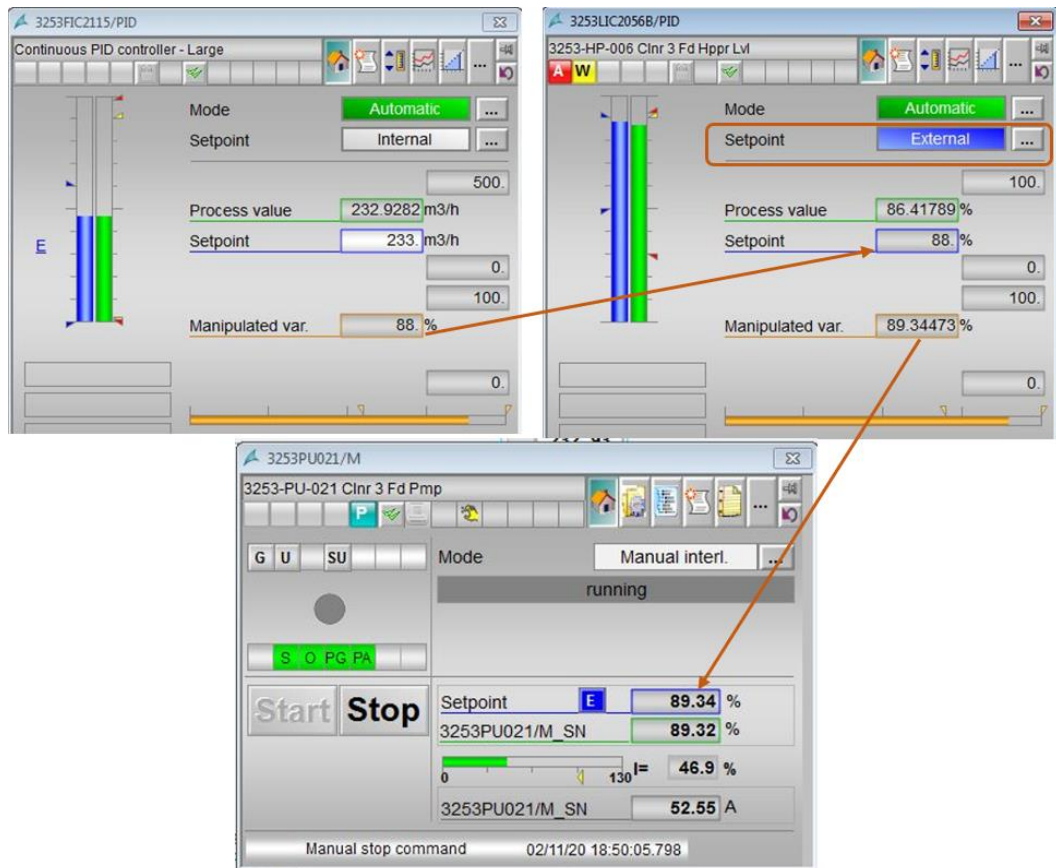


Figura 46. Faceplate del control en cascada flujo - nivel

Fuente: (7)

En la figura 46, podemos observar que la variable manipulada del control maestro (flujo) 88% pasa a ser el setpoint del control esclavo (nivel) 88% y la variable manipulada del control esclavo es el setpoint o referencia de velocidad para la bomba PU-021.

3.4.8. Evaluación de resultados

Según la gráfica de tendencias de flujo y nivel, el control de nivel en cascada proporcionó un mejor método de control sin tener que eliminar el control de nivel existente, y acoplado el control de flujo con un único actuador que es la velocidad de la bomba.

El control de flujo tomó el control maestro porque lo que se quiere es la estabilidad en celdas columna; y, del control de nivel, su única restricción, es no generar rebose o derrame del Hopper HP-006, para lo cual no es necesario tener un nivel que siga bien de cerca de un setpoint fijo, sino que no salga de los límites que pueden provocar el rebose o quedarse sin carga el Hopper.

El control de la estabilidad en las mismas celdas columna ya no tiene los inconvenientes de un flujo de alimentación inestable. Con un buen control de bias propios de las celdas columna se logra el objetivo de aumentar la recuperación de cobre fino.

3.4.9. Conclusiones finales

Si bien la siguiente investigación usa, en muchas de sus líneas, la palabra celdas columna, no se trabajó directamente en el control propio de celdas columna, sino solo en la parte de alimentación o ingreso de carga a estas celdas; como se mencionó anteriormente, estos equipos en la construcción de planta fueron provistos por diferentes marcas, donde no se contempló la lógica de control entre la segunda y tercera limpieza.

Una parte del sistema que aún está en evaluación es el control de densidad que, aunque se está controlando mediante muestras por personal de metalurgia, está contemplado la instalación de un densímetro no radiactivo que dará mayor control a la alimentación a celdas columna. Actualmente, se instaló un densímetro radiactivo; pero, por ser una fuente recuperada de otra aplicación, se tiene dificultades en la calibración del Zero por detectar demasiada radiación (1000 mCi).

CAPÍTULO IV: ANALISIS Y DISEÑO DE LA SOLUCIÓN

4.1. Identificación de requerimientos

El objetivo principal de este estudio es mejorar la recuperación de cobre en la etapa de flotación en las celdas columnas, la cual viene siendo afectada por el flujo inestable de alimentación y en el control de nivel de cama en las celdas. Para implementar el diseño de solución se necesitan los siguientes requerimientos:

4.1.1. Requerimientos generales:

La propuesta para mejorar la recuperación debe estar enfocada en dos puntos principales:

- Mejorar la estabilidad del flujo de ingreso a las celdas columnas proveniente de las etapas de la limpieza 1 y 2.
- Mejorar el control de nivel en las celdas columna.

4.1.2. Requerimientos mecánicos

Se evaluarán los requerimientos de los componentes mecánicos, incluyendo modificaciones o nuevas instalaciones a la infraestructura existente, los cuales permitirán un comportamiento estable del sistema y que las acciones de control de los componentes electrónicos puedan ser efectivas.

4.1.2.1. Tuberías

La tubería de descarga de la bomba PU-021 es de 12” en todo el tramo que sale de la bomba hasta la llegada a celdas columna. Se evaluó el cambio de tubería en un tramo, debido a los datos máximos de flujo de la bomba PU-021. Según el fabricante de estos instrumentos, recomendaron que la tubería debía ser de 10” para lograr tener tubería llena a la descarga de la bomba y dar mayor confiabilidad a la lectura de flujo de descarga de PU-021.

4.1.2.2. Tanque de alimentación (Hopper 6)

Como se ha descrito en el sistema, existe constante cavitación de la bomba de alimentación (PU-21). Esto se debe, principalmente, a que el flujo que llega a este tanque son las espumas de las etapas de limpieza 1 y 2. Se debe evaluar un

sistema de dilución que permita un funcionamiento más estable de la bomba y al mismo tiempo que evite derrames en el tanque.

4.1.2.3. Bomba

La bomba actual tiene problemas de cavitación al bombear fundamentalmente espuma con alto porcentaje de sólidos. Se requiere una bomba que trabaje mejor bajo estas condiciones o modificaciones que mejoren el performance de la existente.

4.1.3. Requerimientos de instrumentación

Los requerimientos de instrumentación están enfocados en medir las variables del proceso y ejecutar acciones de control sobre estas variables. Los valores medidos en el proceso deben ser lo suficientemente preciso y confiable para el sistema de control.

4.1.3.1 Sensores

➤ Flujómetro.

El flujómetro que se requiere es aquel que nos dé una medida confiable, que proporcione el flujo real que está pasando por la tubería. Es de mucha importancia que este flujómetro sea de cero mantenimientos porque una mala lectura de ello significa un mal control de flujo hacia las celdas columna.

➤ Densímetro

El densímetro es el encargado de monitorear que no se baje la densidad de la pulpa de ingreso a celdas columna, debido a los puntos de ingreso de agua por el arreglo mecánico de la tubería de succión. Tener muy baja densidad en las celdas columna, también sería perjudicial para el control de nivel de la celda columna, porque evitaría la formación de burbujas para producirse la recuperación del cobre fino.

➤ Sensor de nivel

El sensor de nivel debe ser capaz de medir el nivel del Hopper HP-006, este Hopper tendrá material muy espumante, por lo que, la elección del sensor tiene que ser uno que no pierda la medición del material mencionado.

4.1.3.2 Controladores de lazo

Los controladores que se requieren deben tener la capacidad de controlar dos bloques PID en control cascada. En el mercado existen innumerables controladores dedicados para un control y, aunque estos controladores se pueden usar en cascada, se recomienda usar controladores que estén establecidos dentro del sistema de control existente en la planta concentradora de Hudbay.

4.1.3.3 Variador

Modificar la velocidad de la bomba es fundamental para el control de flujo y para el control de nivel; este variador representa el actuador del sistema de control Flujo-Nivel. Ambos controles, tanto para mantener un nivel, se tiene que variar la velocidad de la bomba, aumentar la velocidad del variador cuando el nivel sea mayor al nivel deseado (SP) y bajar la velocidad de la bomba cuando el nivel sea menor al nivel deseado de nivel (SP)

4.1.4. Requerimientos del sistema de control

El sistema de control es el que realiza la adquisición de los datos de los instrumentos montados en campo y, en función a los algoritmos programados, toma acciones de control para buscar alcanzar algún punto solicitado, comúnmente conocido como Setpoint (SP).

4.1.4.1 Adquisición de datos

Se requiere contar con el hardware y software necesario para leer los datos analógicos de los sensores.

4.1.4.2 Supervisión y control

Se contará con un sistema que permita supervisar, en tiempo real, las variables del proceso y, asimismo, controlar de forma automática las variables de interés del sistema.

4.2. Análisis de la solución

En las siguientes líneas se detallarán el análisis de las soluciones que se implementarán en cada uno de los componentes del sistema:

4.2.1. Sistema mecánico

4.2.1.1. Instalación de deflector en Hopper HP-006

Cuando la carga proveniente de las limpiezas 1 y 2 llega al Hopper, por la velocidad y la forma cilíndrica del Hopper, se produce un remolino interno que genera inestabilidad en la lectura del sensor de nivel. Es por ello que se implementará una solución que permita estabilizar el flujo al ingreso a este Hopper.

El deflector consiste en realizar una separación interna del Hopper; en una de las separaciones de menor volumen recibe la carga que llega de los circuitos de limpieza 1 y 2, el material se estabiliza en la primera separación y, una vez estabilizado, pasa por rebose a la siguiente separación donde se encuentra la tubería de succión a la bomba y donde el sensor de nivel tipo radar nos dará la lectura de nivel.

4.2.1.2. Instalación sistema rociador en el HP-006

Se debe mejorar el flujo de ingreso en la segunda sección que estará conectada a la bomba; es por eso que se diseñará un sistema para disminuir la espuma a través de un sistema rociador de agua, teniendo especial cuidado que el rocío no interfiera en la trayectoria del sensor de nivel.

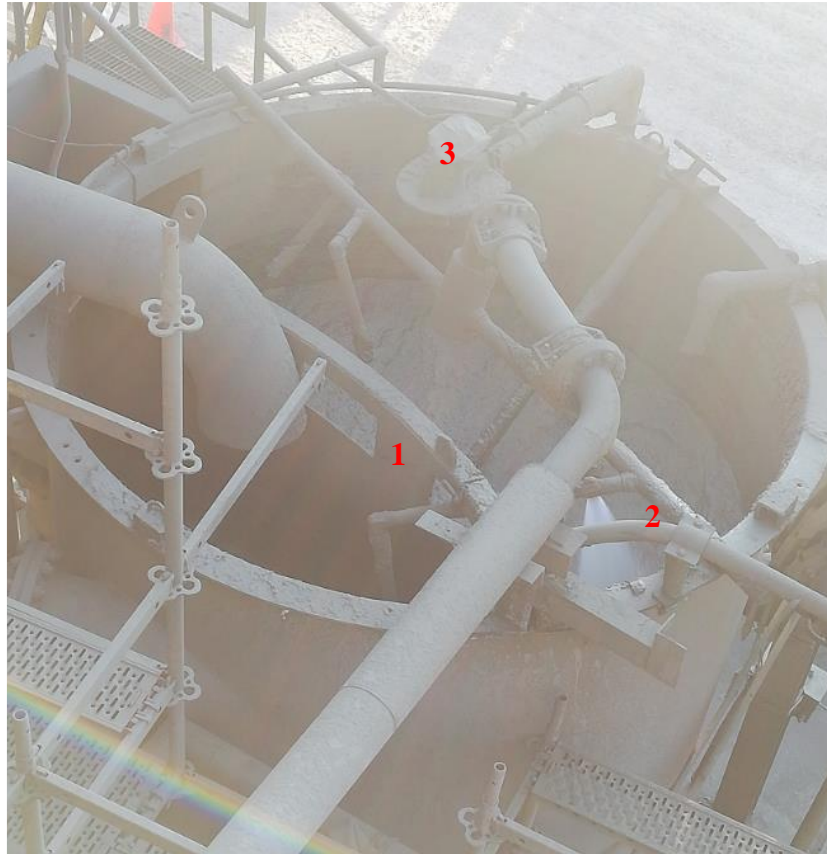


Figura 47 1: Deflector, 2: Aspersor y 3: Sensor de nivel en Hopper HP-006

La figura muestra 1: deflector, parte de estructura interna al HP-006 que sirve para separar la carga de ingreso al Hopper con la parte de succión de la bomba PU-021. 2: Aspersor, punto de ingreso de agua en forma de chorro para poder matar las burbujas en las espumas del material. 3: Sensor transmisor de nivel LIT-2058, mide el nivel de la carga dentro del HP-006 en unidades de porcentaje.

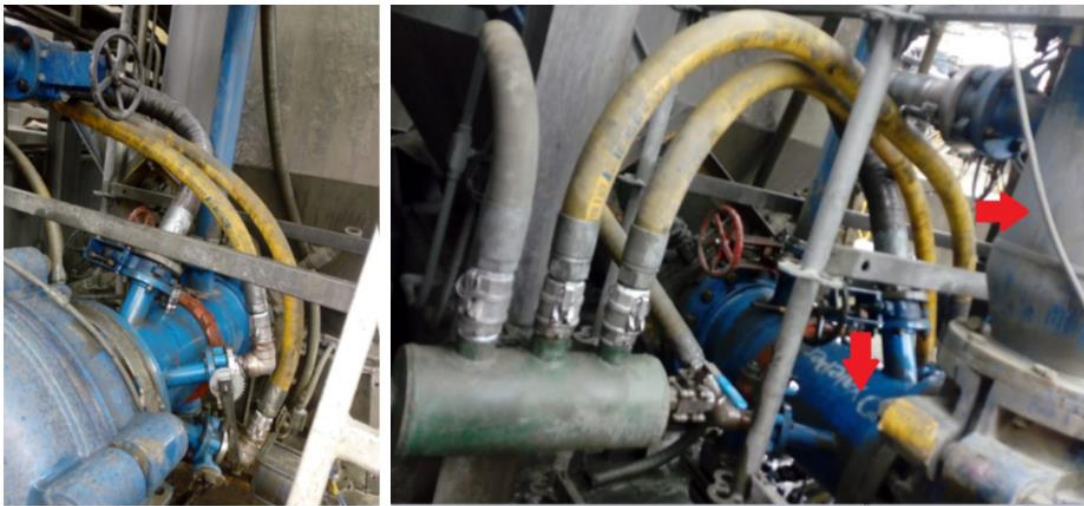
4.2.1.3. Fabricación de Spool con derivaciones para retroalimentación e ingreso de agua

Debido al material con que trabaja la bomba tiene demasiada espuma, se solicitó la fabricación de Spool que contenga las tomas para una retroalimentación del material, evitando de esta manera la pérdida de flujo en el tubo de succión. Pero, debido a que en algún momento el nivel del Hopper pudiera formar un hoyo de cavitación, se necesitaría otras tomas para un ingreso de agua externo y así evitar que se produzca la cavitación.

La cavitación de la bomba se produce porque pierde presión en la succión de la bomba; con los arreglos de ingreso de pulpa retroalimentada y el ingreso de agua a la tubería de succión se evita que se produzca cavitación.

Se instalaron dos Spools, uno de succión y de descarga, a fin de inyectar agua en la succión y recircular pulpa; ambos para aumentar la presión en la succión.

Instalación de Spools: En la siguiente figura se observa el Spools de succión con el arreglo de niples para la inyección de agua y recirculación de pulpa. También se observan los Spools (flechas rojas) con el arreglo de mangueras y el manifold de inyección de agua.



A **B**
Figura 48. A. conexiones de agua en Spool. B. Conexión de retroalimentación

A: muestra las mangueras amarillas donde ingresa el agua para mantener la presión en la succión de la bomba. B: muestra las tuberías azules de succión y descarga de la bomba y a su vez la tubería de 2" de retroalimentación, también, con la finalidad de mantener la presión en la succión de la bomba y así evitar las cavitaciones.

4.2.1.4. Cambio de tramo de tubería de 12" por tubería de 10"

El flujómetro sonar que se necesita es de 10", pero la tubería actual que alimenta a celdas columna es de 12. Por ello se requiere el cambio de un tramo de tubería donde se debe montar el instrumento de flujo.

Este flujómetro debe ser instalado en forma horizontal por requerimientos del fabricante y en una plataforma que tenga acceso para las calibraciones y conexiones al controlador de la planta.

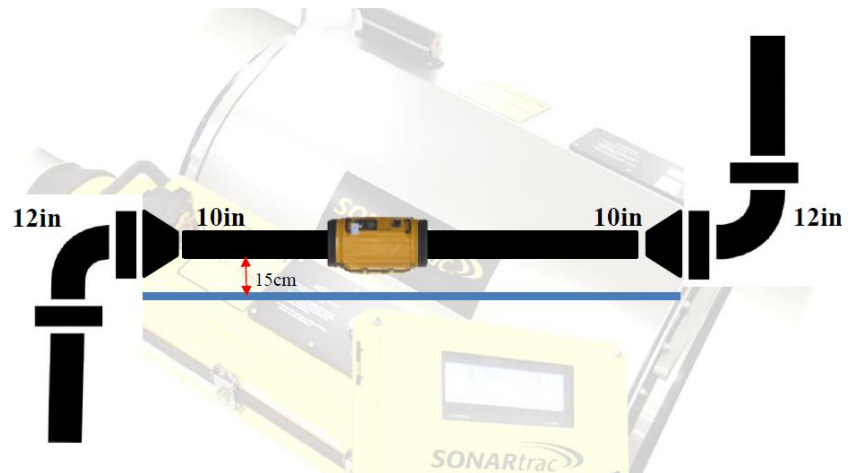


Figura 49. Reducción de tubería de 12" a 10"



Figura 50. Ubicación de cambio de tubería de 12" a 10"

4.2.2. Sistema de instrumentación

4.2.2.1. Flujómetro

Datos de proceso: Enviará flujo constante proveniente de las cleaner 1 y 2 hacia las celdas columna. Flujómetro SONARtrack VF100

Rango: Rango de medición del flujo máximo hacia celdas columna será de 500 m³/h

Precisión: La precisión de medición del instrumento debe ser el mínimo entre +/- 5%

4.2.2.2. Sensor de nivel

El sensor elegido para esta aplicación es de la marca Siemens modelo SITRANS LR250 con antena (28)

Transmisor de nivel por radar de impulsos de 25 GHz y 2 hilos para monitoreo continuo de líquidos y lodos en recipientes de almacenamiento y proceso, incluidos temperatura y presión, en un rango de 20 m (66 pies) (depende de la antena). Ideal para embarcaciones pequeñas y medios de bajo dieléctrico. (28)

4.2.2.3. Controladores

Para el control de nivel en el Hopper, se basará en el sensor de nivel montado, el variador que controlará la velocidad de la bomba y el bloque de control PID integrado en el PCS7.

Para el control de flujo de ingreso a las celdas columnas, se deberá tener el sensor de nivel de la celda, el variador que controlará la velocidad de alimentación y las válvulas dardos para apertura y cierre, y el bloque PID integrado en el DCS que controlará ambas salidas.

4.2.2.4. Variador de velocidad

El variador que se eligió para variar la velocidad la bomba es de la marca Siemens.

Modelo: Sinamics Power module 240.

Datos de placa: Input 3AC 380-480 voltios, 240A 50/60 Hz.

Output 3AC 0-input voltios In=178 Amp.

Motor IEC 75 KW /90 Ww NEMA 100 HP / 125 HP.

4.2.3. Sistema de control

La propuesta se basará en el sistema de control que se usa, actualmente, en la planta concentradora que es el sistema PCS 7 V8.0 de Siemens. El cual es una plataforma de control distribuido.

4.2.3.1. Algoritmos para adquisición de datos

Se debe verificar la mejor forma de adquirir la señal y poder integrarlo como señal análoga en el sistema de control del área de Flotación.

Las señales serán llevadas por cableado al tablero (Junction box) más cercano con reserva suficiente. Este tablero, desde el desarrollo del

proyecto, se encuentra cableado hasta el módulo de control de la sala eléctrica 301, que es la encargada del control de todo el proceso de flotación.

4.2.3.2. Supervisión y control

Se requiere pantalla para monitorear el funcionamiento del sistema.
Cambio de Setpoint por parte del operador.

El sistema de control de visualización existente es el WINCC, donde se requiere incorporar este sistema en control cascada para el mejor control del operador de flotación. También, este sistema deberá de permitir visualizar tendencia de control en el tiempo.

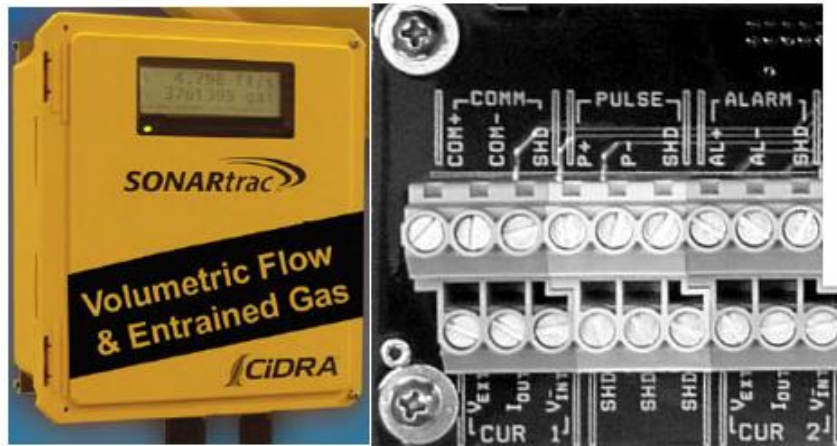
4.3.Diseño

Diseño de lógica de control.

El sistema de control será el encargado de recibir las señales eléctricas de los sensores, tanto de nivel como de flujo, en forma de corriente (4-20mA); y, con estas señales, aplicar la lógica de control para gobernar los actuadores que vendría a ser la velocidad de la bomba a través de un variador de frecuencia. Este sistema de control debe ser capaz de integrar un sistema de control en modo cascada.

Flujómetro SONARtarck

El transmisor del flujómetro tiene una salida de corriente de 4-20mA, que salen de la siguiente bornera de conexión. (29)



A **B**
 Figura 51. A. Transmisor de flujo SONARtrac B. Borneras de conexión.

Fuente: (29)

Tabla 8. Denominación de terminales de conexión

ETIQUETA DEL TERMINAL	TIPO	COMENTARIO
Salida de corriente 1	4-20mA #1 Salida	Salida configurable a dos hilos o cuatro hilos, con capacidad de comunicación Hart.
Salida de corriente 2	4-20mA #2 Salida	Salida configurable a dos hilos o cuatro hilos.
PULSO	Pulso de salida	Interno o externo
ALARMA	Salida de alarma salida alta/baja	Relé de estado solido
COMM	RS-485 ó 232 Salida	Cierre de relé de estado solido
SHD		Conexiones blindadas.

Fuente: (29)

El control PID del control de flujo en el DCS es el siguiente:

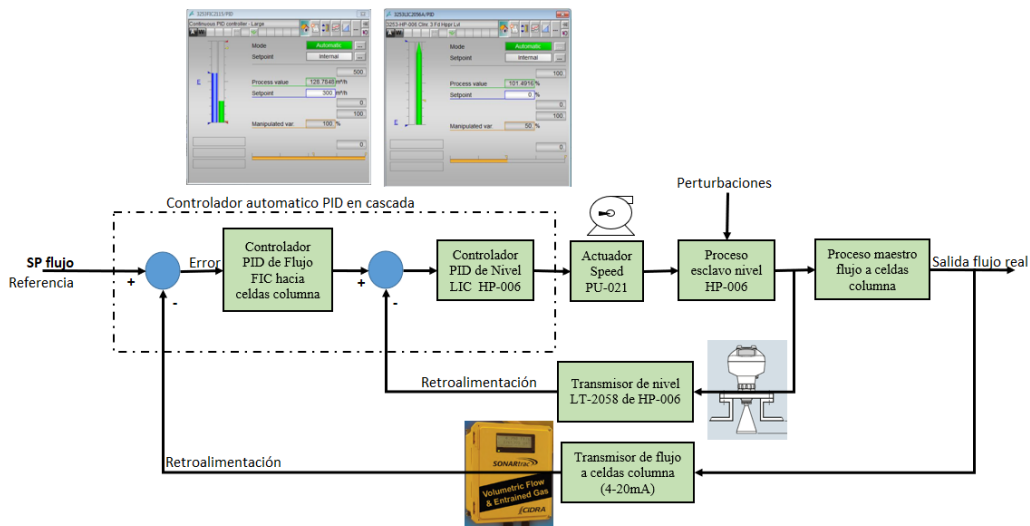


Figura 52. Diagrama PID, control en cascada

Fuente: (Elaboración propia)

Faceplate de control de flujo

Dentro de la pantalla para el operador se encuentra el faceplate para el control de flujo. En esta pantalla, el operador podrá cambiar la variable de consigna SP, colocar el control en manual o automático. En caso de que el control sea manual, también tendrá acceso a manipular la variable de salida, en este caso la velocidad de la bomba.

Cuando la variable de consigna se coloca en externo, se deshabilita la parte que entra a la variable de consigna, haciendo que el sistema actúe en modo cascada.

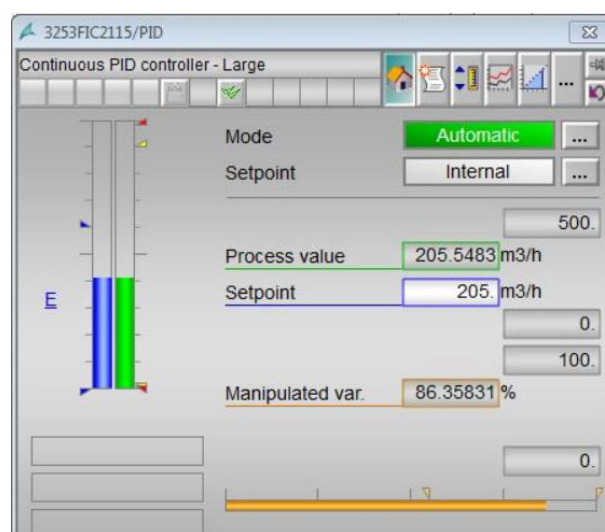


Figura 53 Faceplate de control de flujo

Fuente: (7)

- Mode: puede ser manual o automático.
- Setpoint: Puede ser interna (control local habilita cambiar variable de setpoint, o externa (deshabilita la variable de setpoint, esto quiere decir que el setpoint estará dado por otro control)
- Process value: muestra el flujo real que está pasando por la tubería, y esto es leído por el flujómetro SONARtrack.
- Setpoint: es la variable de consigna al cual se desea que el sistema llegue y se mantenga.
- Manipulated var: La variable manipulada va de 0 a 100%, y esto entra al variador de velocidad haciendo que la velocidad cambie de 0 a 60 Hz.

Faceplate de control de flujo

Dentro de la pantalla para el operador, también, se encuentra el faceplate para el control de nivel. En esta pantalla, el operador podrá cambiar la variable de consigna SP, colocar el control en manual o automático. En caso de que el control sea manual, también tendrá acceso a manipular la variable de salida, en este caso también la velocidad de la bomba.

Cuando la variable de consigna se coloca en externo, se deshabilita la parte que entra la variable de consigna haciendo que el sistema actúe en modo cascada.

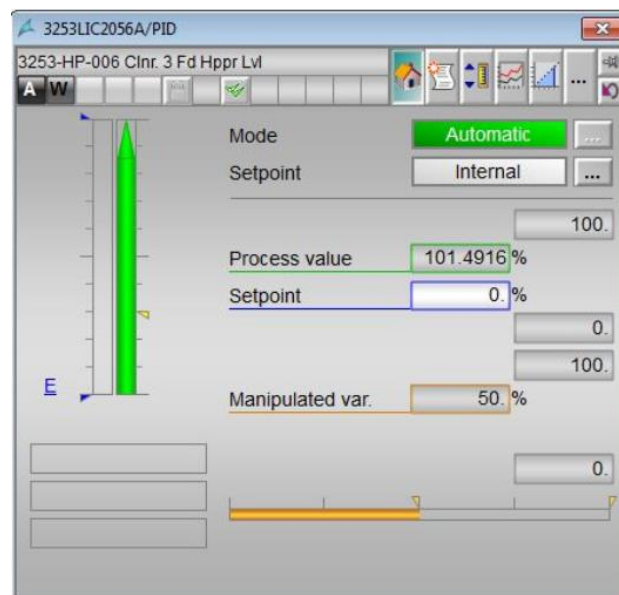


Figura 54. Faceplate de control de nivel

Fuente: (7)

- Modo: puede ser manual o automático.

- Setpoint: Puede ser interna (control local habilita cambiar variable de setpoint, o externa (deshabilita la variable de setpoint, esto quiere decir que el setpoint estará dado por otro control)
- Process value: muestra el flujo real que está pasando por la tubería, y esto es leído por el flujómetro SONARtrack.
- Setpoint: es la variable de consigna al cual se desea que el sistema llegue y se mantenga.
- Manipuled var: La variable manipulada va de 0 a 100%, y esto entra al variador de velocidad haciendo que la velocidad cambie de 0 a 60 Hz.

CAPÍTULO V: CONSTRUCCIÓN

5.1. Construcción

5.1.1. Detalles planos mecánicos

1) Fabricación de deflector en HP-006

Este deflector separará el Hopper en dos niveles: uno de menor volumen, donde llega la carga de los circuitos de limpieza 1 y 2; otro de mayor volumen, donde se concentrará la carga para ser succionada por la bomba. Este deflector debe tener dos aberturas para el ingreso de pulpa de un nivel al siguiente nivel.

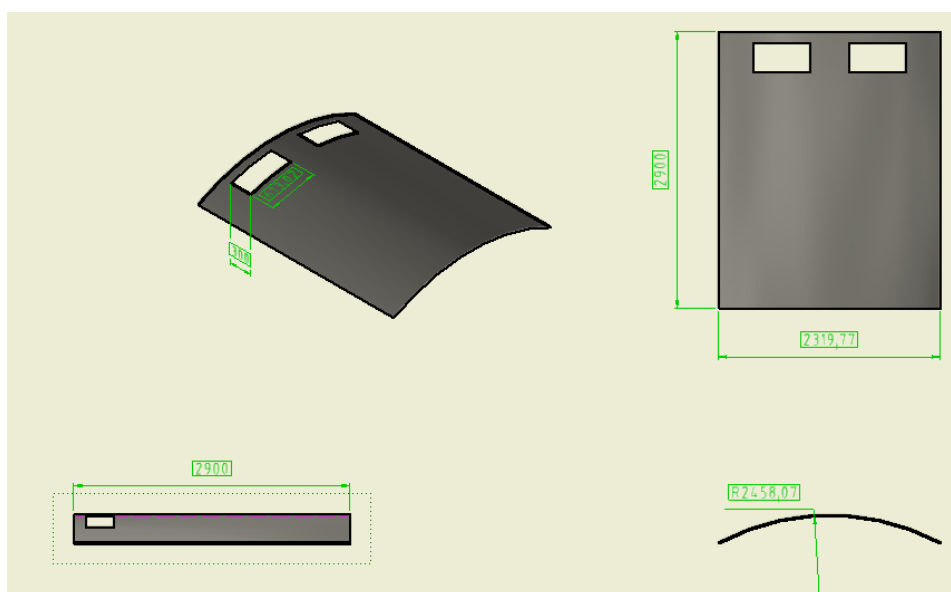


Figura 55. Deflector para Hopper HP-006

Fuente: (Elaboración propia)

2) Fabricación de aspersores

Los aspersores son pequeñas salidas de agua a presión para poder reventar las burbujas de aire que se encuentran en la parte superior de la carga del Hopper HP-006. Se tiene una tubería de 2" encima del Hopper del cual salen 4 derivaciones con tubería de 1" y boquillas de 1/2" por donde sale el agua a presión.

3) Fabricación de Spool en succión de PU-021

En este cambio, el Spool, incluye los arreglos de ingreso de agua y retroalimentación de pulpa para mantener la presión en la succión de la bomba.

Anexo B y C

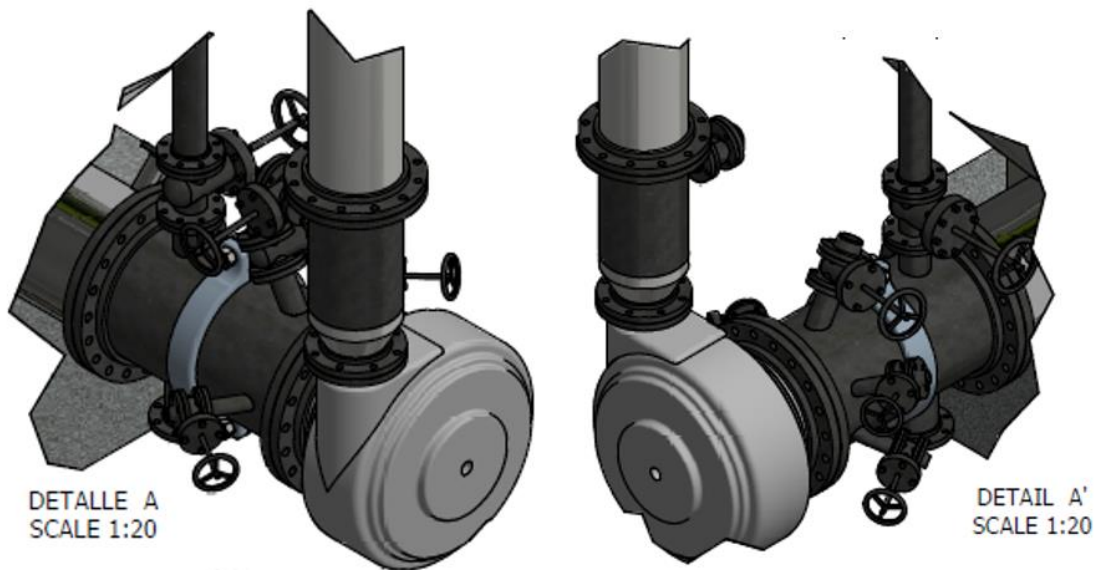


Figura 56. diseño 3D de la solicitud de Spool

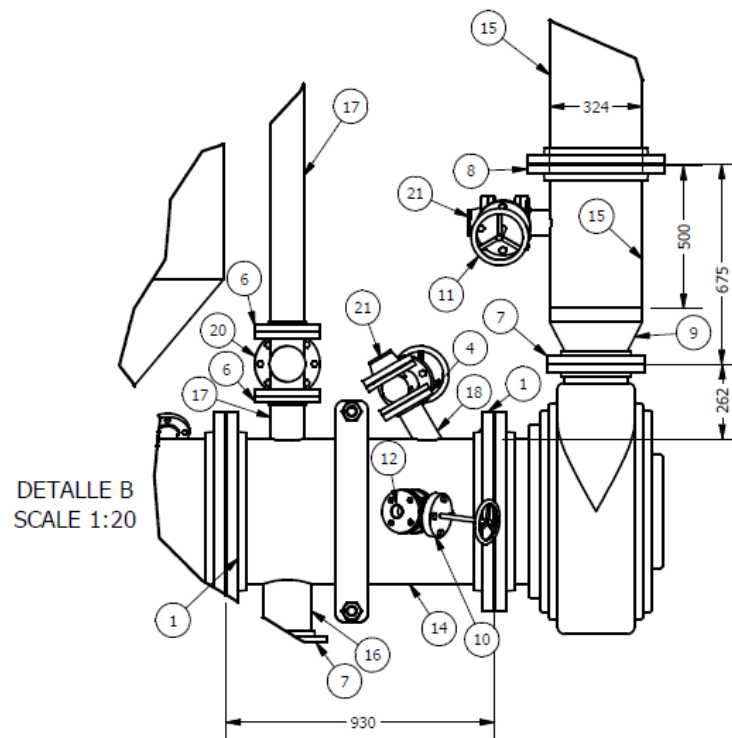


Figura 57. Partes y especificaciones de Spool

El detalle de cada una de las partes de la figura 57 se encuentran en la siguiente tabla, donde se detallan las medidas de cada pieza enumerada. La finalidad de todo este arreglo es mantener la presión en la succión de la bomba manteniendo la presión, a fin de evitar las cavitaciones.

Tabla 9. Especificaciones de Spool

TABLE			
ITEM	CANT.	ESPECIFICACIONES	DESCRIPTION
1	4	ASME B16.5 Flange Slip-On Welding - Class 150 -20"	BRIDA -SO-Ø 20"
2	3	ASME B16.5 Flange Lapped - Class 150 -2"	BRIDA -FF-Ø 2"
3	3	Welding Neck Flanges With Flat Face 2"	BRIDA-WN-FF- Ø 2"
4	4	ASME B16.5 Flange Lapped - Class 150 - 3"	BRIDA -FF-Ø 3"
5	1	ASME B16.5 Flange Lapped - Class 150 -6"	BRIDA -FF-Ø 6"
6	2	ASME B16.5 Flange Lapped - Class 150 4"	BRIDA -FF-Ø 4"
7	2	ASME B16.5 Flange Slip-On Welding - Class 150 8	BRIDA Ø 8"
8	1	ASME B16.5 Flange Slip-On Welding - Class 150 12	BRIDA Ø 12"
9	1	ASME B16.9 Reducer 12 x 8 - Schedule 40	REDUCCION
10	3	Knife Valve Flanged Ends - Class 150 2"	VALVULA TIPO CUCHILLA
11	2	Knife Valve Flanged Ends - Class 150 3"	VALVULA TIPO CUCHILLA
12	3	Acople rápido tipo chicago de 2"	
13	2	Acople rápido tipo chicago de 3"	
14	920mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 20" - Schedule 40	TUBERIA
15	500mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 12" - Schedule 40	TUBERIA
16	200mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 6" - Schedule 40	TUBERIA
17	6350mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 4" - Schedule 40	TUBERIA
18	400mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 3" - Schedule 40	TUBERIA
19	600mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 2" - Schedule 40	TUBERIA
20	1	Knife Valve Flanged Ends - Class 150 4"	VALVULA TIPO CUCHILLA
21	2	Welding Neck Flanges With Flat Face 3"	BRIDA-WN-FF- Ø 3"

4) Se cambió de tramo de tubería de 12” a 10”, el flujómetro que se adquirió es de 10”; por lo que, se tuvo que cambiar un tramo de la tubería para el montaje de flujómetro SONARtrac. Anexo A.

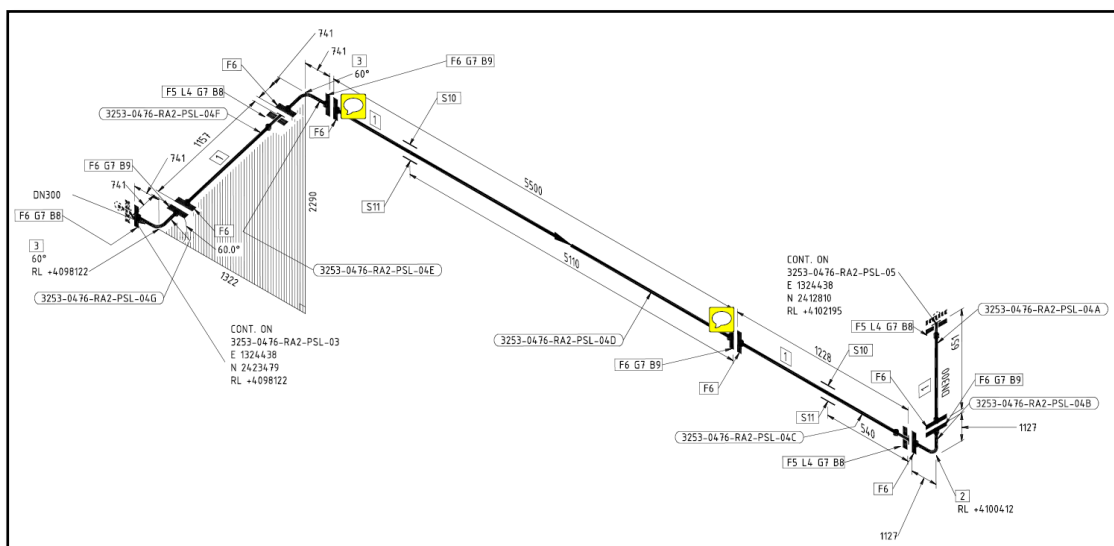


Figura 58. Plano de tubería descarga PU-021

Fuente: (30)

Tabla 10. Lista de materiales

BILL OF MATERIALS			
PT	QTY	SIZE	DESCRIPTION
1	7701	300	PIPE, STD, ERW, CS, ASTM A53M-B, BEVEL ENDS, ASME B36.10M, RUBBER LINED 6MM
2	1	300	BEND, 90 DEG, R=3D, STD, ERW, CS, ASTM A53M-B, PE, 2172-3000-P-001, RUBBER LINED 6MM
3	2	300	BEND, 60 DEG, R=3D, STD, ERW, CS, ASTM A53M-B, PE, 2172-3000-P-001, RUBBER LINED 6MM
4	3	300	STUB END, STD, FABD, CS, ASTM A53M-B, 2172-3000-P-001, RUBBER LINED 3MM ON FACE
5	3	300	BACKING FLANGE, PLATE, CS, ASTM A283M-C, DRILLED TO ASME B16.5 CL150, 2172-3000-P-001
6	11	300	FLANGE, PLATE, FF, CS, ASTM A283M-C, DRILLED TO ASME B16.5 CL150, 2172-3000-P-001, RUBBER LINED 3MM
7	8	300	GASKET, FULL FACE, CL150, CNAF, ASME B16.21, 3MM THK
8	48	22	STUD BOLT, C/W 2 HVY HEX NUTS, ASTM A193M-GrB7/A194M-Gr2H, ASME B18.2.1/B18.2.2; {7/8" UNC x 190mm}
9	48	22	STUD BOLT, C/W 2 HVY HEX NUTS, ASTM A193M-GrB7/A194M-Gr2H, ASME B18.2.1/B18.2.2; {7/8" UNC x 180mm}
10	2	300	PIPE SUPPORT PSS-1022 (2172-3000-P-054)
11	2	300	GENERAL STEEL SUPPORT - BY STRUCTURAL

Fuente: (30)

5.1.2. Detalle de planos de instrumentos

- 1) Sensor de nivel tipo Radar LR250 bridado de 4" cuyo rango de medición máximo es de 20mt.

Tabla 11. Dimensiones según tamaño de sensor

Nominal Horn Size	Horn O.D.	Height to sensor reference point		Beam angle	Measurement range
		Stainless steel flange raised or flat-faced	Optional alloy flange		
50 (2)	47.8 (1.88)	135.3 (5.32)	138.3 (5.44)	19 degrees	10 m (32.8 ft)
80 (3)	74.8 (2.94)	168.3 (6.62)	171.3 (6.74)	15 degrees	20 m (65.6 ft)
100 (4)	94.8 (3.73)	223.3 (8.79)	226.3 (8.90)	10 degrees	20 m (65.6 ft)

Fuente: (28)

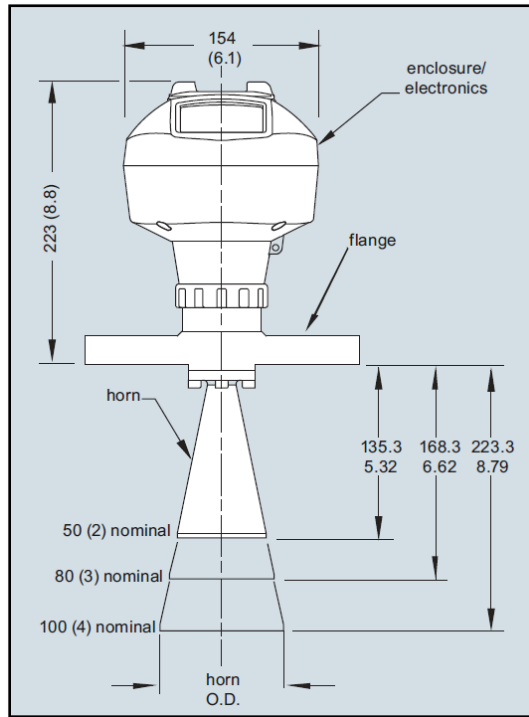


Figura 59. Dimensiones según tamaño de sensor

Fuente: (26)

2) Flujómetro SONARtrac

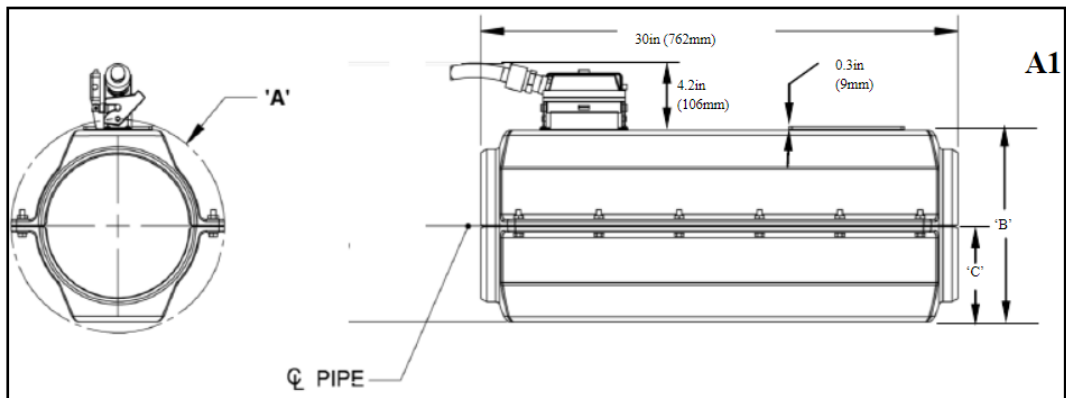


Figura 60. Flujómetro SONARtrac

Fuente: (29)

Tabla 12. Dimensiones de flujómetro SONARtrac

Envoltura de Fibra de Vidrio de la Cabeza del Sensor										
Modelo No.	Cañería / Tubo Tamaño Nominal		Diámetro Exterior		Dim 'A'		Dim 'B'		Dim 'C'	
	Inch	Mm	inch	mm	inch	Mm	inch	mm	inch	Mm
SH-E02-01-01	2	50	2.4	60	9.3	236	5.8	147	2.9	74
SH-T02-01-01	2	50	2.0	51	9.3	236	5.8	147	2.9	74
SH-D02-01-01	2.5	65	2.5	64	9.3	236	5.8	147	2.9	74
SH-E03-01-01	3	80	3.5	89	9.3	236	7.0	178	3.5	89
SH-T03-01-01	3	80	3.0	76	9.3	236	7.0	178	3.5	89
SH-E04-01-01	4	100	4.5	114	9.8	249	7.7	196	3.9	98
SH-T04-01-01	4	100	4.0	102	9.8	249	7.7	196	3.9	98
SH-T05-01-01	5	125	5.0	127	11.4	290	10.0	254	5.0	127
SH-E06-01-01	6	150	6.6	168	11.4	290	10.0	254	5.0	127
SH-T06-01-01	6	150	6.0	152	11.4	290	10.0	254	5.0	127
SH-E08-01-01	8	200	8.6	219	13.4	340	12.0	305	6.0	152
SH-E10-01-01	10	250	10.8	273	15.5	394	14.1	358	7.1	179

Fuente: (29)

5.2. Pruebas y resultados

5.2.1. Resultados de estabilidad

Luego de haber implementado los instrumentos para la adquisición de datos, se comparó la información que se tenía antes y que se obtuvo después de la implementación. Visualizando datos de flujo y corriente de la bomba que estará en relación a la velocidad que tiene la bomba para lograr el objetivo de flujo y nivel.

En la siguiente figura, se puede observar el flujo (azul) y la corriente (morada) antes del cambio de Spool en la succión y descarga de la bomba; donde se observa, que tanto el flujo y la corriente son oscilantes por la cavitación de la bomba.

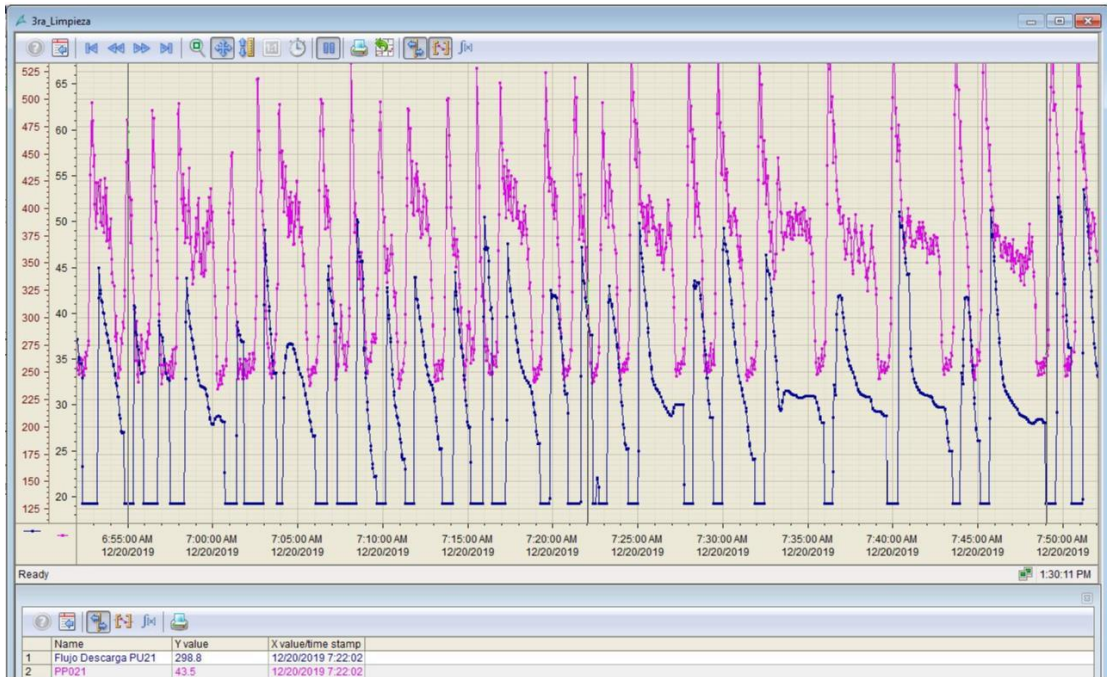


Figura 61. Flujo y corriente antes del cambio de Spool

Fuente: (7)

En las siguientes figuras, se muestran una estabilidad de la corriente y el flujo una vez implementados los Spool y abiertas las válvulas de agua y retroalimentación de pulpa. También, se muestran el flujo y la corriente estables.

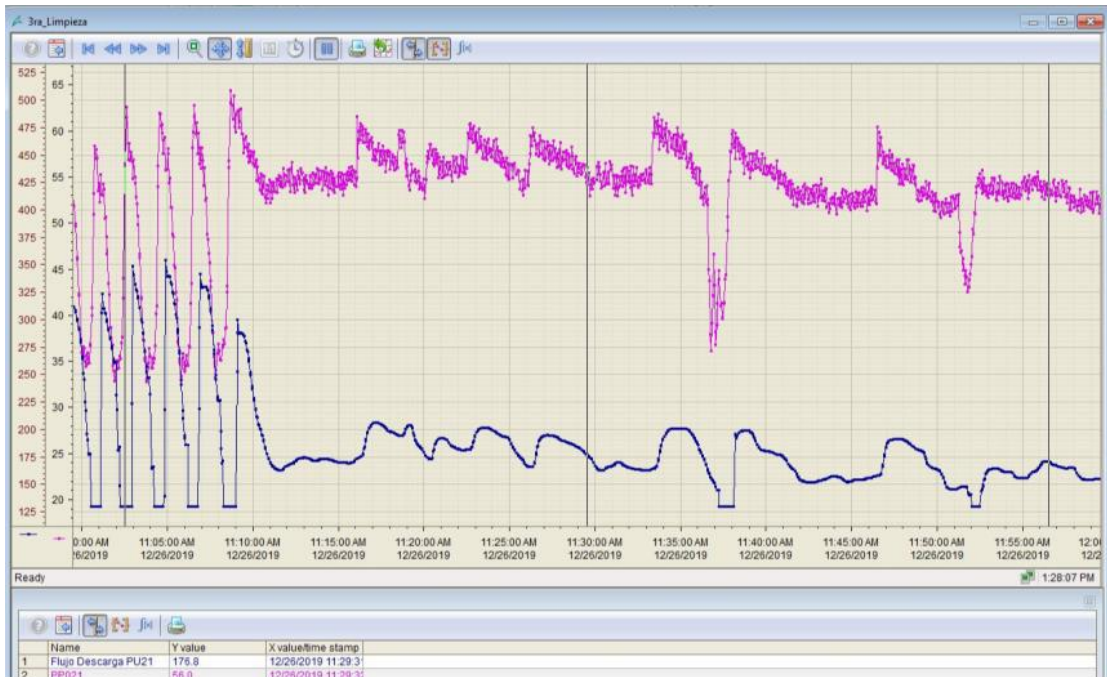


Figura 62. Estabilidad del flujo

Fuente: (7)

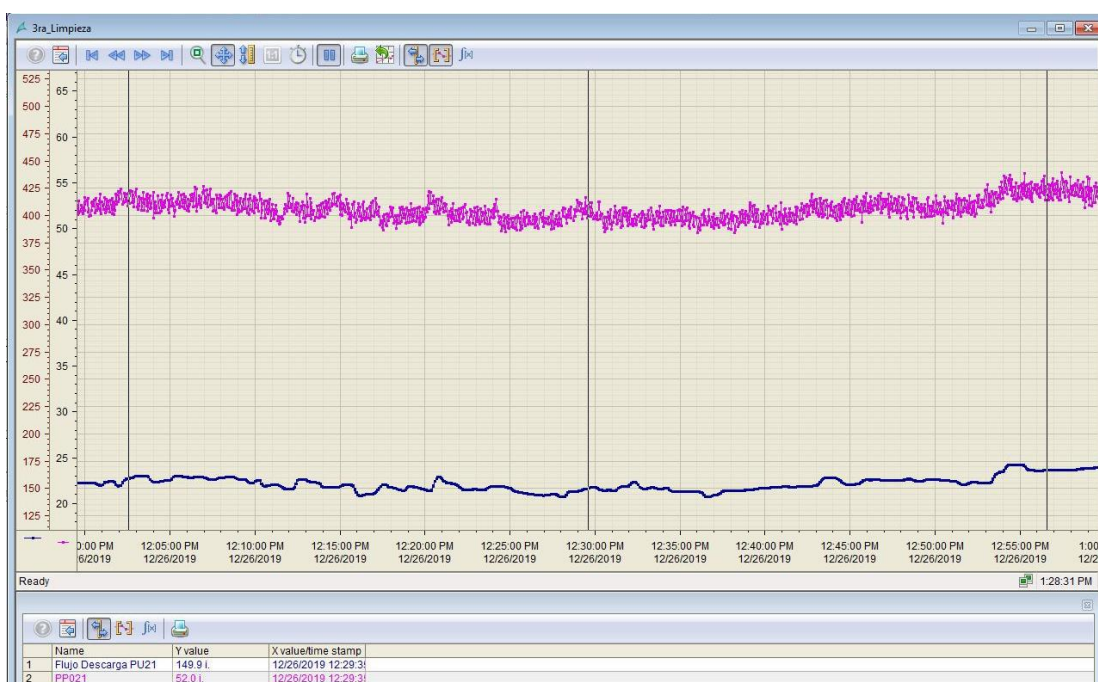


Figura 63. Flujo y corriente estable

Fuente: (7)

Según lo observado, en las imágenes anteriores, se ha logrado estabilizar el flujo de ingreso a celdas columna.

5.2.2. Resultados Metalúrgicos

Comparación de balance metalúrgico en celdas FC-030 y FC-031 (celdas columna).

Muestra tomada el 04/02/2019

Tabla 13. Balance metalúrgico febrero 2019

Producto	Peso		Leyes			Contenido Metálico			Recuperación		
	TMH	%	% Cu	% Fe	% Ins.	Cu	Fe	Ins.	% Cu	% Fe	% Ins.
Cabeza	140	100	8.5	20.6	41.2	11.840	28.770	57.68	100.0	100.0	100.0
Concentrado	13.14	9.39	21.5	26.9	15.9	2.828	3.535	2.089	23.9	12.28	3.62
Cola	126.86	90.61	7.1	19.9	43.8	9.012	25.245	55.56	76.1	87.7	96.4
Cabeza Calculada	140	100	8.5	20.6	41.2	11.840	28.780	57.65	100	100	100

Muestra tomada el 09/10/2020

Tabla 14. Balance metalúrgico octubre 2020

Producto	Peso		Leyes			Contenido Metálico			Recuperación		
	TMH	%	% Cu	% Fe	% Ins.	Cu	Fe	Ins.	% Cu	% Fe	% Ins.
Cabeza	140	100	8.6	20.8	40.6	12.079	29.078	56.84	100.0	100.0	100.0
Concentrado	14.86	10.62	23.2	26.32	13.1	3.441	3.912	1.947	28.5	13.46	3.43
Cola	125.14	89.38	6.9	20.1	43.85	8.638	25.153	54.87	71.5	86.5	96.6
Cabeza Calculada	140	100	8.6	20.8	40.6	12.079	29.064	56.82	100	100	100

Se observa, en las tablas 13 y 14, que, para una ley de cobre, similar a la cabeza, la recuperación de cobre, antes de implementar la mejora de alimentación a celdas columna, fue de 23.9%; mientras que, con el segundo balance metalúrgico, que se hizo en la presente investigación, se muestra que la recuperación de cobre fue de un 28.5 %, teniendo un aumento de 4.6% del cual se evaluara su impacto económico.

5.2.3. Resultados Económicos

Tabla 15. Cálculo del beneficio económico

1 Month Copper Price		Antes	Despues
6,699.00 USD/t			
Date	Price (USD/t)		
Sep 1	6,788		
Sep 2	6,719		
Sep 3	6,613		
Oct-13	6,699		
Finos Cu		5.05	5.79
Hora/Día		24	24
Disponibilidad Planta		96	96
Copper Price (Actual)		6,699	6,699
Smelter discount		94	94
USD/día		\$ 732,614.48	\$ 839,783.98
Ganancia			\$ 107,169.50

Tabla 16. Beneficio y ganancia económica

Beneficio Económico	\$ 839,783.98
Ganancia por mejora	\$ 107,169.50

CONCLUSIONES

Luego del análisis del problema de la inestabilidad de operación en celdas columna por causas operativas, mecánicas, falta de instrumentación y un deficiente sistema de control para eliminar la inestabilidad en el ingreso de alimentación a celdas columna; Se concluye lo siguiente:

- La gran cantidad de espuma en el Hopper HP-006 que se presentaba en un inicio proveniente de la flotación de la primera y segunda limpieza, afectaba de manera directa a la operación de la bomba PU-021. Para ello, se dio una solución mecánica, separando el Hopper en dos compartimientos mediante un deflector que separa el ingreso del material a Hopper con el lado donde succiona la bomba.
- La presión en la succión de la bomba se controló con la instalación mecánica de un Spool que tiene conexiones de ingresos de agua y una pequeña parte de retroalimentación hacia la succión de la bomba, evitando de esta manera la cavitación de la bomba PU-021.
- Se instaló un nuevo instrumento para monitorear la variable principal de mayor interés para el control de celdas columna (flujómetro); pero, se mantuvo el control existente de nivel de Hopper HP-006.
- Se programó la lógica de control PID en modo cascada, haciendo que el flujo tome el control maestro sin descuidar el control de nivel del Hopper HP-006.
- Se sintonizó el control PID, en un inicio con las ecuaciones de modelamiento propuestas por Zieger y Nichols, y, aun cuando el modelamiento funciono correctamente en laboratorio, no funcionó la sintonía real de planta porque el sistema de control de nivel de la primera y segunda limpieza tiene perturbaciones que afectan el control. Debido a ello, se sintonizo el lazo de control mediante prueba y error.
- Se evidencia, mediante tendencia de datos almacenados en el sistema de control distribuido DCS, la mejora de la estabilidad en la alimentación de material a las celdas columna.
- Con el apoyo de muestras tomadas por el laboratorio metalúrgico, se evaluó el aumento de recuperación en la operación de celdas columna y el cálculo de beneficio económico al costo del cobre en el mes de octubre del 2020, consiguiendo valores favorables.

TRABAJOS FUTUROS

Dentro del control cascada no está contemplado la medición de densidad del material de ingreso a celdas columna, sobre todo, porque se tiene ingreso de agua a través del Spool mecánico para mantener la presión en la succión de la bomba PU-021. Debido a ello, se instaló un densímetro nuclear de 1000 mci; pero, se tuvo problemas en la calibración del Zero o calibración con agua, debido a que la capacidad de la fuente radiactiva es muy alta y da error de exceso de radiación en el tubo detector.

Por lo tanto, para trabajos futuros se puede investigar:

- La implementación de medidores nucleares no radiactivos porque es difícil conseguir los permisos de la OTAN (Oficina Técnica de la Autoridad Nacional) y el IPEN (Instituto Nacional de Energía Nuclear).
- Realizar un control de densidad que trabaje en relación con el control de nivel, debido a que se tienen puntos de ingreso de agua a la tubería de descarga de PU-021; pero, sin descuidar el control de nivel o la cavitación de la bomba.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Mercados: Ránking: Estos son los países que lideran la producción de cobre en el mundo. | NOTICIAS EL COMERCIO PERÚ. [online]. [Accessed 17 septiembre 2020]. Available from: <https://elcomercio.pe/economia/mercados/ranking-estos-son-los-paises-que-lideran-la-produccion-de-cobre-en-el-mundo-peru-usgs-mineral-commodity-summaries-2020-noticia/?ref=ecr>
2. Ministerio de Energía y Minas - PRODUCCIÓN MINERA ANUAL 2011-2019 - Minería. [online]. [Accessed 17 septiembre 2020]. Available from: http://www.minem.gob.pe/_estadistica.php?idSector=1&idEstadistica=12501
3. AQS. [online]. [Accessed 17 septiembre 2020]. Available from: <https://aquasistemas.com.mx/temp/2016/07/27/pidenvfd/>
4. HUSBAY INC. Hudbay Minerals Inc. - Acerca de nosotros. [online]. [Accessed 17 septiembre 2020]. Available from: <https://hubbayminerals.com/about-us/default.aspx?LanguageId=1>
5. VALE INCO LIMITED. *Copper Concentrate*. 2008.
6. رسول اکرم ﷺ کی رضاعی مائیں صدیقی، یسین مظہر . No Title
7. DEL, Imágenes, CONTROL, Sistema D E y HUSBAY, D E Procesos. Imágenes del sistema de control de procesos hubbay minerals. .
8. (No Title). [online]. [Accessed 17 septiembre 2020]. Available from: <https://www.tagusbooks.com/leer?isbn=9788499698748&li=1&idsource=3001>
9. CODELCO CHILE. «Burbujas de cobre». *Codelcoeduca.cl* [online]. 2019. P. 1-5. Available from: https://www.codelcoeduca.cl/codelcoeduca/site/artic/20190109/asocfile/20190109005132/flotacion_media_t_cnico_060119.pdf
10. mineralurgia II. [online]. [Accessed 17 septiembre 2020]. Available from: <https://es.slideshare.net/ivanlaymealvarez/mineralurgia-ii>
11. Flotación en columna como técnica de beneficio para minerales finos. *Tecnura*. 2005. Vol. 9, no. 17, p. 4-15.
12. ÁNGEL, Ing, ORTIZ, Azañero, PABLO, Ing, NÚÑEZ, Antonio, ELARD, Ing, DELGADO, León, MARCO, Ing, VALENCIA, Morales, IZACUPE, July Jara, LUIS, Jorge y LÓPEZ, Rendón. Avances En Flotación Columnar. *Revista del Instituto de Investigación de la Facultad de Ingeniería Geológica, Minera,*

- Metalurgica y Geográfica*. 2003. Vol. 6, no. 11, p. 82-90.
13. POTOS, San Luis, RAM, Luis, PI, Arellano y DELGADILLO, Angel. Estudio de la estabilidad de espuma en el rendimiento metalúrgico de la flotación de minerales Estudio de la estabilidad de espuma en el rendimiento metalúrgico de la flotación de minerales. . 2018. No. 1032.
 14. RAMOS, Ysrael. Universidad Nacional De San Agustín De Arequipa Historico Sociales. . 2017. <http://repositorio.unsa.edu.pe/bitstream/handle/UNSA/10738/EDDrIolrw1.pdf>
 15. VALENZUELA, Lionel. Adición de un nuevo colector en el banco de flotación primaria-cuantificación contextual del mejoramiento potencial en el desempeño de la flotación en las concentradoras Laguna Seca y Los Colorados. . 2016. P. 290.
 16. VALDEBENITO NORAMBUENA, Fabiola. Análisis de estrategia operacional en flotación columnar planta las tórtolas, división los bronce anglo american. [online]. 2011. P. 1-133. Available from: http://opac.pucv.cl/pucv_txt/txt-0500/UCF0783_01.pdf
 17. GRAJALES, José David, LÓPEZ, Daniel Felipe, MUÑOZ, Joaquín Emilio y MALDONADO, Rigoberto. CONTROL EN CASCADA POR J osé D avid G rajales *. *Revista EIA*. 2007. P. 181-193.
 18. CORONEL, María. Nueva Estrategia de Control por Modo Deslizante para Sistemas en Cascada. . 2013. No. March 2012.
 19. POLITÉCNICA, Universidad, VERGARA, Salesiana Ecuador, MOLINA, Joseph ; y MACHADO, Robinson ; Ingenius. *Revista de Ciencia y Tecnología*. [online]. 2011. Available from: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=505554810003> Alrededor de 540 industrias asentadas en Guayaquil evacuan el 25% del total de las cargas orgánicas, el 75% restante corresponden a las aguas servidas domésticas sin tratamiento de la ciudad y zonas periféricas...
 20. GONZÁLEZ YERO, Guillermo, RAMÍREZ MENDOZA, Mercedes y MAYO MARTÍ, Liset. Un nuevo método de control PI no lineal robusto. *Revista Científica de Ingeniería Electrónica, Automática y Comunicaciones*. 2017. Vol. 38, no. 1, p. 1-16.
 21. Aplicación de control en cascada de Temperatura-Temperatura en un reactor de una planta piloto | ISA México Sección Central. [online].

[Accesed 17 septiembre 2020]. Available from:
<https://www.isamex.org/intechmx/index.php/2017/03/17/articuloprincipal/>

22. COLOMBIANA, Revista. Control Pid De Temperatura Y Dosificación De Ph Para La Producción De Gas Metano a Partir De La Digestión Anaeróbica De Residuos Sólidos Orgánicos. *Control Pid De Temperatura Y Dosificación De Ph Para La Producción De Gas Metano a Partir De La Digestión Anaeróbica De Residuos Sólidos Orgánicos*. 2017. Vol. 2, no. 24. DOI 10.24054/16927257.v24.n24.2014.2339.
23. MEDRANO, Raúl y GODINEZ, Ernesto. Modelamiento de una planta de control de nivel mediante identificación no paramétrica Modeling a level control plant by non-parametric identification. . 2008. Vol. 2, no. 2.
24. Diseño de un sistema de control para la torre de enfriamiento de agua en planta PROTISA Autor : Robert Arango Morales. . 2019.
25. ASECIO ROMERO, Tony Elvis. Diagnóstico Confiable Para La Operación De Bombas Centrífugas En Régimen Cavitacionales. . 2019. P. 119.
26. LR, Sitrans, ANTENNA, Horn, LR, Sitrans y ANTENNA, Horn. Level Measurement Continuous level measurement — Radar transmitters Level Measurement Continuous level measurement — Radar transmitters. . 2014. P. 216-227.
27. OGATA, Katsuhiko. *Ingeniería de control moderna*. [no date]. ISBN 9788483226605.
28. LR, Sitrans. Radar transmitters. . 2018. Vol. 250.
29. DE, Sistema D E Monitoreo y VF, Modelo. FLUJO Y FRACCIÓN DE GAS POR VOLUMEN. .
30. *3253-0476-RA2-PSL-04_REV_1(3876682).pdf*.

Glosario de términos.

DCS: Sistema de control distribuido.

HP-006: Hopper 6. Anexo E

PU-021: Bomba centrífuga 21.

PID: Proporcional, integral y derivativo.

SP: Setpoint, es la variable de consigna o variable deseada.

MV: Variable manipulada generalmente en porcentaje de 0-100%

FIC: Controlador indicador de flujo.

LIC: Controlador indicador de nivel.

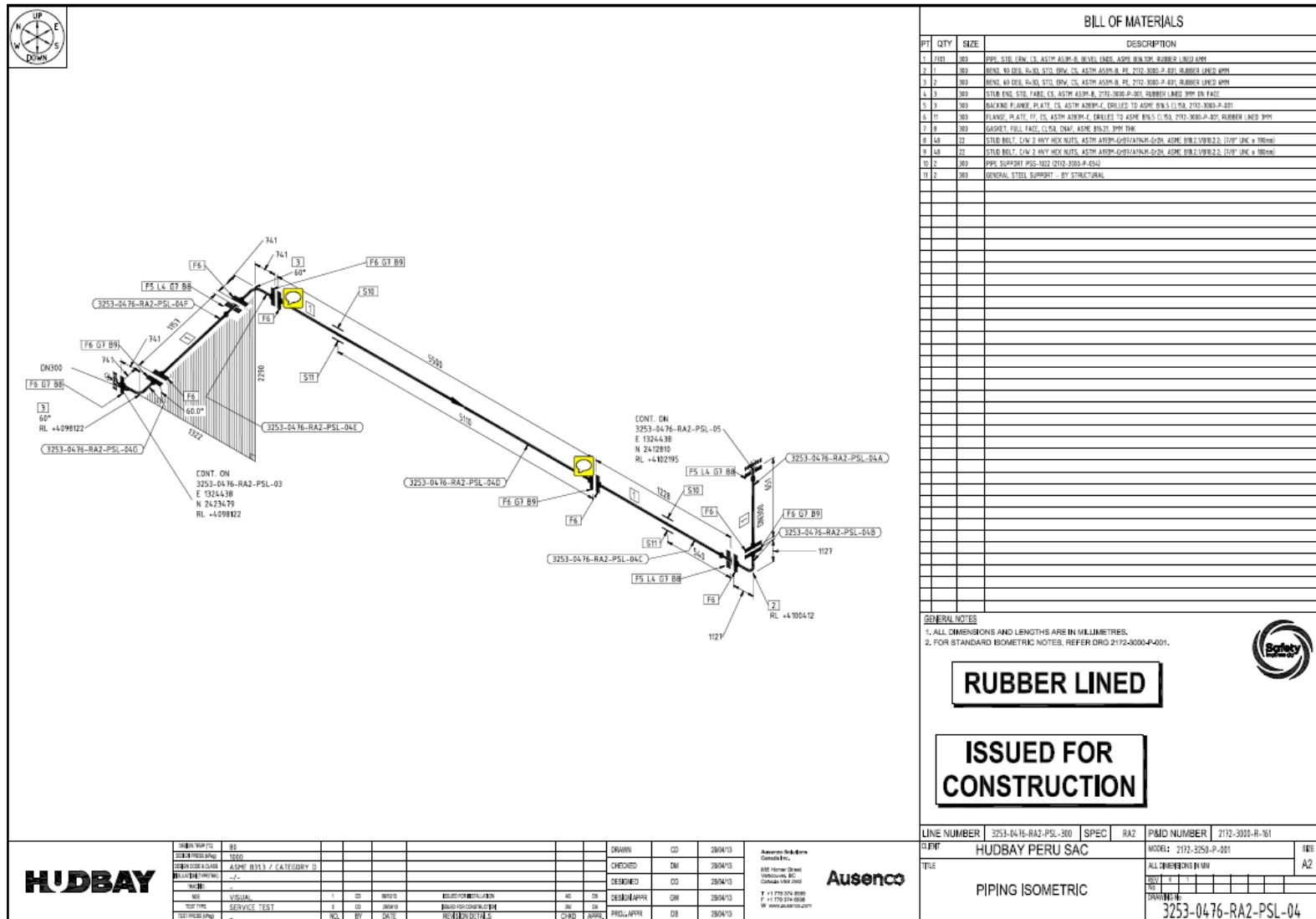
mA: Miliamperios.

mCi: Milicourie, unidad de medida de actividad de fuentes radiactivas.

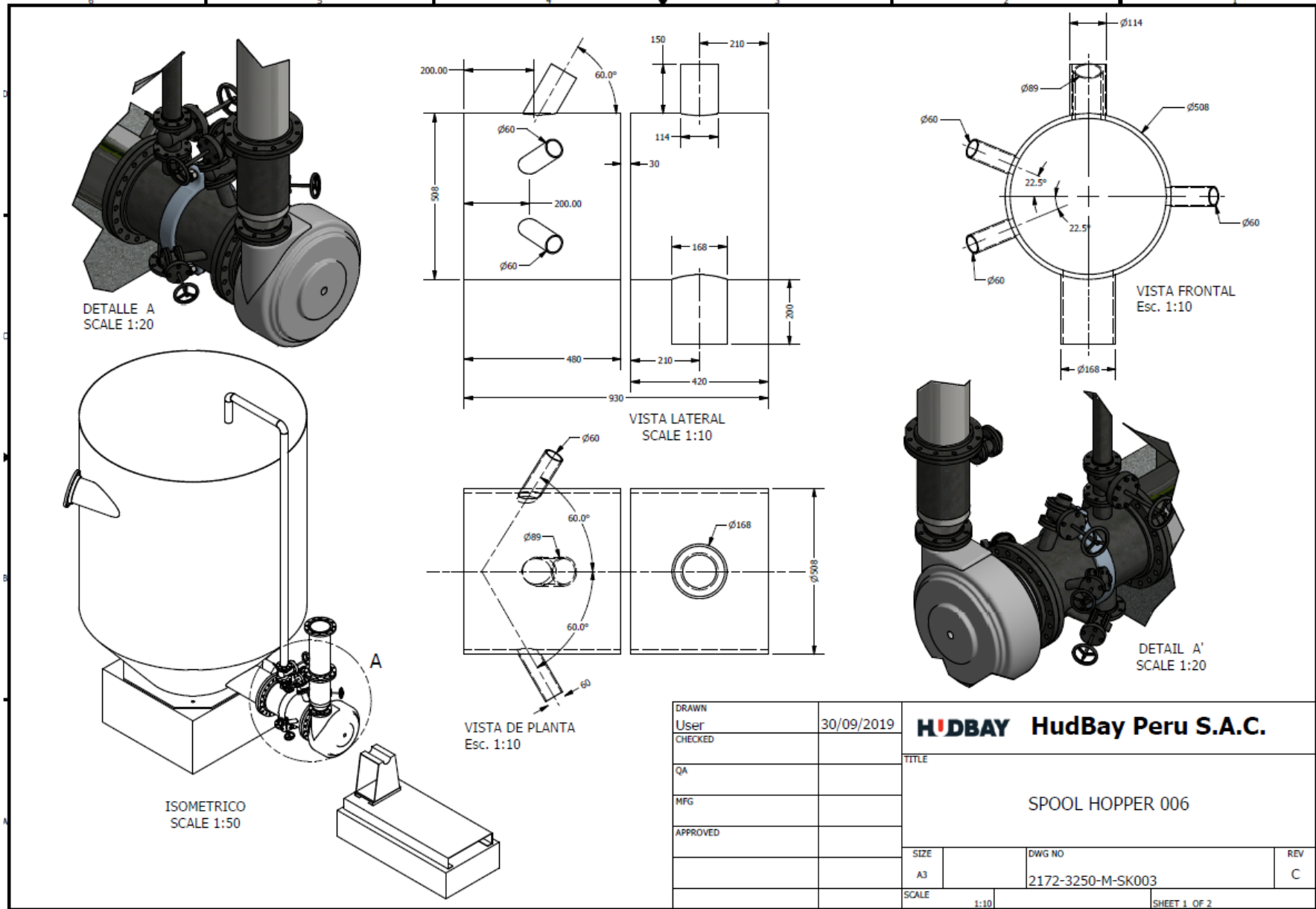
Spool: Arreglo de tubería.

ANEXOS

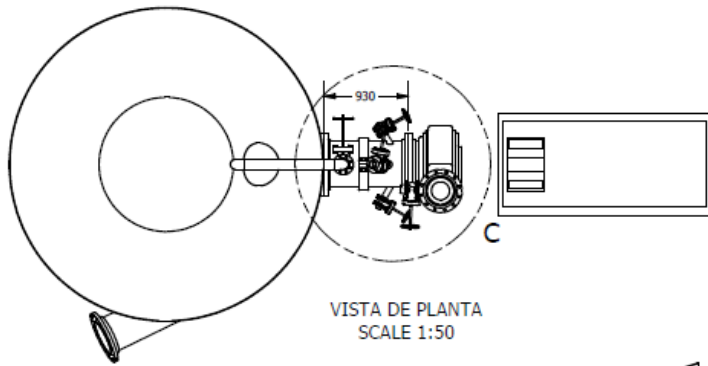
Anexo A: Plano de tubería para instalación de flujómetro.



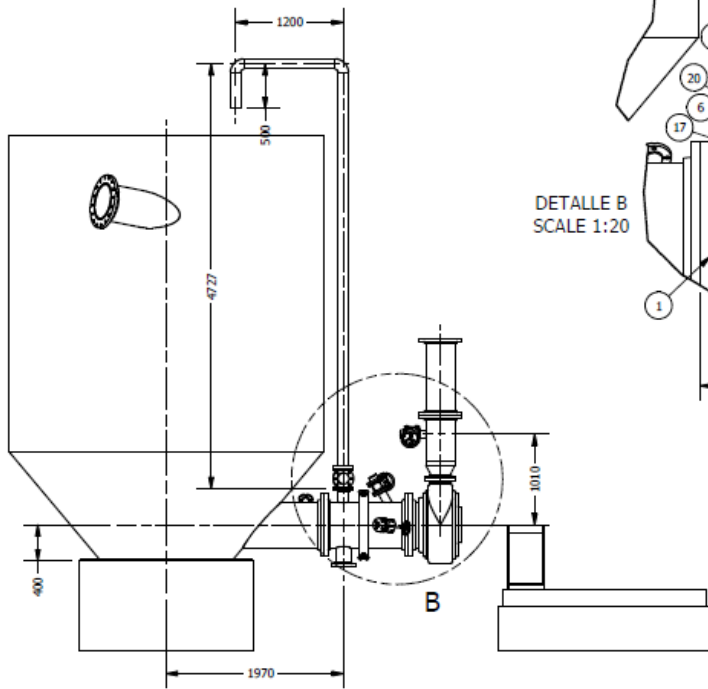
Anexo A. Plano de tubería de 10"



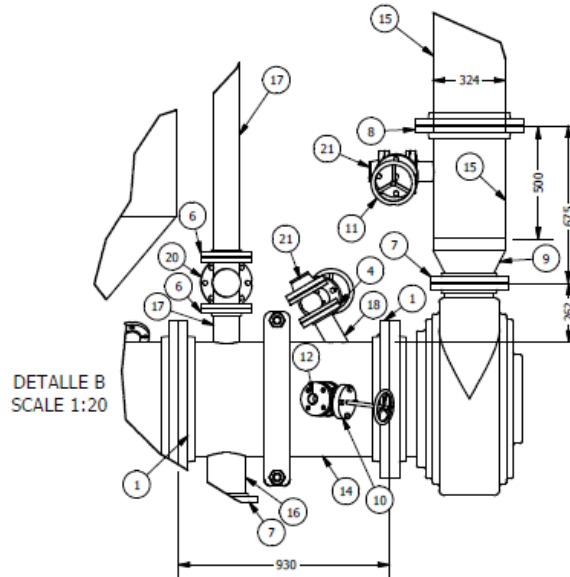
Anexo B. Plano 1 Spool



VISTA DE PLANTA
SCALE 1:50

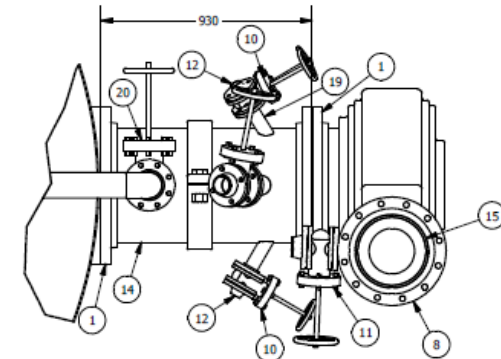


VISTA LATERAL
SCALE 1:50



DETALLE B
SCALE 1:20

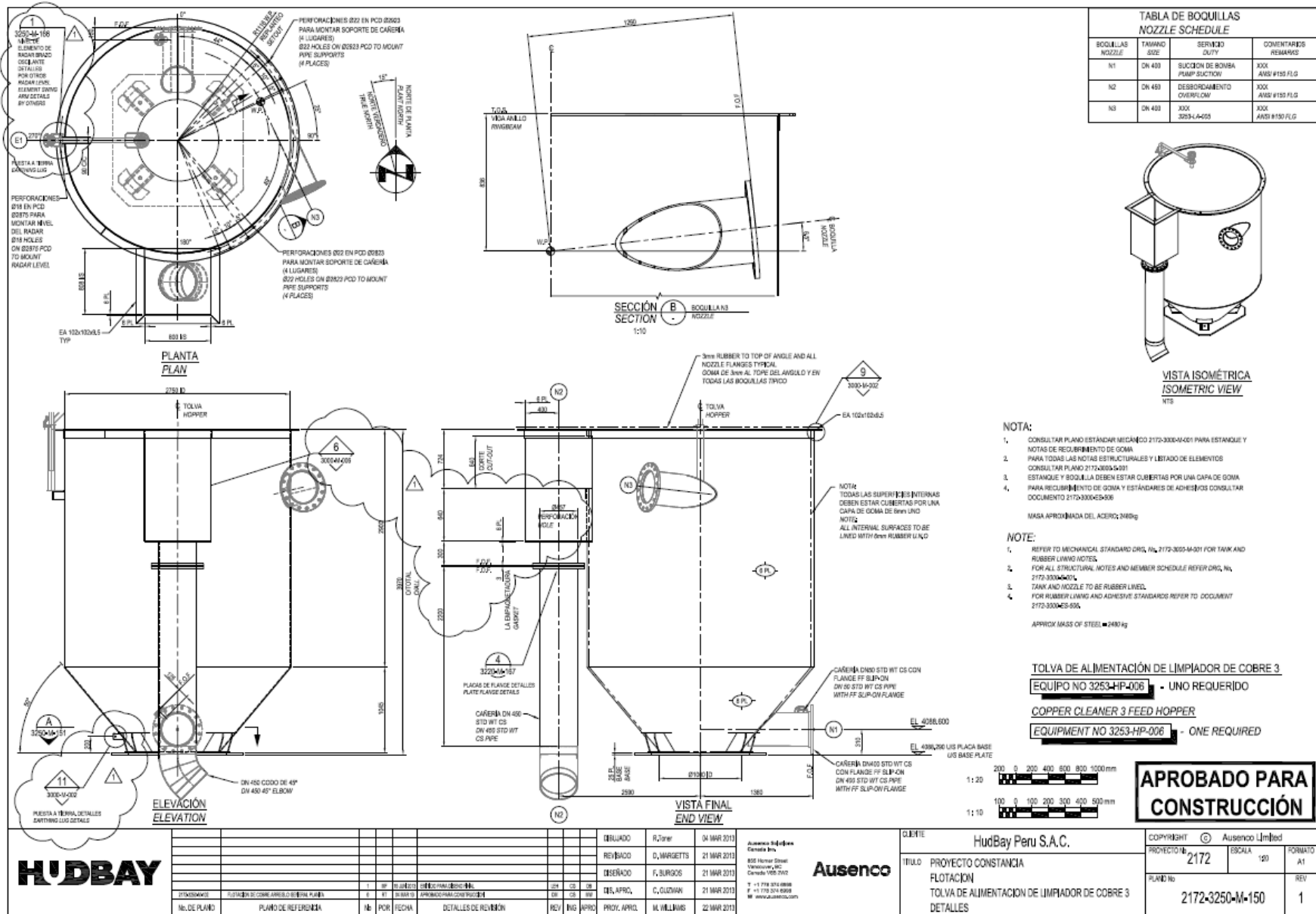
TABLE			
ITEM	CANT.	ESPECIFICACIONES	DESCRIPTION
1	4	ASME B16.5 Flange Slip-On Welding - Class 150 - 20"	BRIDA -SO-Ø 20"
2	3	ASME B16.5 Flange Lapped - Class 150 - 2"	BRIDA -FF-Ø 2"
3	3	Welding Neck Flanges With Flat Face 2"	BRIDA-WN-FF- Ø 2"
4	4	ASME B16.5 Flange Lapped - Class 150 - 3"	BRIDA -FF-Ø 3"
5	1	ASME B16.5 Flange Lapped - Class 150 - 6"	BRIDA -FF-Ø 6"
6	2	ASME B16.5 Flange Lapped - Class 150 4"	BRIDA -FF-Ø 4"
7	2	ASME B16.5 Flange Slip-On Welding - Class 150 8	BRIDA Ø 8"
8	1	ASME B16.5 Flange Slip-On Welding - Class 150 12	BRIDA Ø 12"
9	1	ASME B16.9 Reducer 12 x 8 - Schedule 40	REDUCCION
10	3	Knife Valve Flanged Ends - Class 150 2"	VALVULA TIPO CUCHILLA
11	2	Knife Valve Flanged Ends - Class 150 3"	VALVULA TIPO CUCHILLA
12	3	Acople rápido tipo chicago de 2"	
13	2	Acople rápido tipo chicago de 3"	
14	920mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 20" - Schedule 40	TUBERIA
15	500mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 12" - Schedule 40	TUBERIA
16	200mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 6" - Schedule 40	TUBERIA
17	6350mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 4" - Schedule 40	TUBERIA
18	400mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 3" - Schedule 40	TUBERIA
19	600mm	ASTM A 53_A 53M Pipe 2" - Schedule 40	TUBERIA
20	1	Knife Valve Flanged Ends - Class 150 4"	VALVULA TIPO CUCHILLA
21	2	Welding Neck Flanges With Flat Face 3"	BRIDA-WN-FF- Ø 3"



DETALLE C
SCALE 1:20

DRAWN		30/09/2019	HUBBAY HudBay Peru S.A.C.	
User			TITLE	
CHECKED			SPOOL HOPPER 006	
QA			SIZE	
MFG			A3	
APPROVED			DWG NO	
			2172-3250-M-SK003	
			REV	
			C	
			SCALE	SHEET 2 OF 2
			1:50	

Anexo C. Plano 2 Spool



Anexo E. Plano Hopper HP-006