

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL



Facultad de Ingeniería en Electricidad y Computación

“SINTONÍA DE LAZOS DE CONTROL EN PROCESO ASU”

EXAMEN DE GRADO (COMPLEXIVO)

Previa a la obtención del grado de:

INGENIERO EN ELECTRICIDAD ESPECIALIZACIÓN

ELECTRÓNICA

CARLOS IVÁN TORRES CÓRDOVA

GUAYAQUIL – ECUADOR

AÑO: 2015

AGRADECIMIENTO

A todo el personal de profesores de la FIEC por todas las enseñanzas impartidas.

Un agradecimiento especial al M.Sc. Miguel Yapur, al Ph.D Douglas Plaza, y al Ph.D Wilton Agila por el excelente soporte brindado en el proceso de titulación.

Un inmenso agradecimiento al M.Sc. Carlos Valdivieso A. y al Mg. Alberto Larco por las correcciones y aclaraciones que han servido para mejorar el presente trabajo.

DEDICATORIA


A DIOS “Mientras mayor es el conocimiento más nos acerca a Él”.

A mis Padres: Sustento de vida y amor espiritual.

A mi esposa: Mujer, compañera y amiga por siempre.

A mis hijos: Humilde orgullo mío.

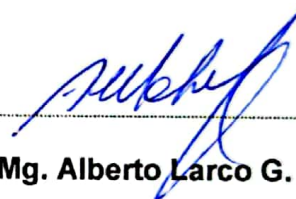
TRIBUNAL DE SUSTENTACIÓN



M.Sc. Carlos Valdivieso A.

PROFESOR DELEGADO

POR LA FIEC



Mg. Alberto Larco G.

PROFESOR DELEGADO

POR LA FIEC

DECLARACIÓN EXPRESA

"La responsabilidad por los hechos, ideas y doctrinas expuestas en este Informe me corresponde exclusivamente; y, el patrimonio intelectual de la misma, a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL"

(Reglamento de Graduación de la ESPOL).



Carlos Iván Torres Córdova

RESUMEN

El tema de este informe de trabajo profesional trata de la sintonía de lazos de control en un proceso ASU. Este trabajo se lo realizó durante el primer arranque (start-up) de dicha planta.

El proceso ASU, se utiliza para obtener oxígeno, nitrógeno y argón de alta pureza, en estado líquido; para esto se utiliza columnas de destilación fraccionada. Durante las pruebas de desempeño realizadas en conjunto con el fabricante, durante el primer arranque de la planta, se constató que los lazos de control LICA 1, LICA 2 y PICA 703 correspondientes a las columnas de destilación C1, C2 y C-702, respectivamente; estuvieron fuera de sintonía. Los controladores de dichos lazos son controladores tipo PID implementados con la función FB41-C del simatic S7-300, que sirve para controlar el proceso ASU en conjunto con el Scada Wincc, tanto el PLC como el Scada y la mayor parte de la instrumentación son del fabricante Siemens. La razón por la que no había control es porque sus parámetros P, I y D tenían cargados los valores iniciales de arranque de la función (default) es decir no se habían sintonizado dichos controladores.

En el capítulo 1, se describe el procedimiento llevado a cabo para sintonizar los lazos LICA 1, LICA 2 y PICA 703: se obtiene la función de transferencia del controlador de manera explícita gracias al diagrama del algoritmo de control PID dado por Siemens y la función de transferencia del proceso específico, misma que se obtiene experimentalmente con la curva de reacción (conocido también como Bump Test) dicho test es grabado en el sistema de adquisición de datos que es

parte del Scada. Para poder analizar la curva de reacción se diseñó una pantalla, en el HMI del SCADA de control de planta, específica para esta tarea. Con los parámetros de la función de transferencia del proceso y conociendo el tipo de algoritmo del controlador PID, se simula la respuesta en lazo cerrado con el software “Advanced PID Loop Simulator” desarrollado en excel por “Engineers-Excel”. Así se obtuvo los parámetros PID de los lazos LICA 1, LICA 2 y PICA 703.

En el capítulo 2, se muestran los resultados obtenidos, estos impactaron positivamente en todos nuestros sistemas de gestión: En calidad porque evitamos mermas o desperdicios, se ahorró en consumo energético e incluso en Salud Ocupacional, el impacto fue positivo ya que el control fue menos demandante para el operador de proceso. Todo esto llevo a ahorros económicos para la empresa. La supervisión permanente de los lazos de control es una necesidad no solo por los beneficios anotados sino también porque nos ayuda a detectar a tiempo inconvenientes en válvulas, transmisores, etc. y así es posible planificar mantenimientos con antelación.

ÌNDICE GENERAL

AGRADECIMIENTO	II
DEDICATORIA	III
TRIBUNAL DE SUSTENTACIÓN	IV
DECLARACIÓN EXPRESA	V
RESUMEN	VI
ÌNDICE GENERAL.....	VIII
INTRODUCCIÓN	X
CAPÍTULO 1	1
1. SOLUCIÓN IMPLEMENTADA PARA SINTONIZAR LAZOS DE CONTROL DE PROCESO ASU.....	1
1.1 Identificación de Lazos de control LICA 1, LICA 2 y PICA 3.....	2
1.2 Métodos de Sintonía.....	6
1.3 Modelamiento:	8
CAPITULO 2.....	17
2 RESULTADOS OBTENIDOS EN SINTONIA DE LAZOS DE CONTROL.....	17
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	28
Conclusiones.....	28
Recomendaciones	29
BIBLIOGRAFÍA.....	30
ANEXOS.....	31

**MÉTODO SIMC DEL PRF. SKOGESTAD UTILIZADO EN PROGRAMA DESARROLLADO
POR ENGINEERS-EXCEL:..... 31**

INTRODUCCIÓN

En el año 2010 un grupo de inversionistas generó la idea de montar y operar una planta ASU (Air Separation Unit) para rectificación de aire por destilación fraccionada criogénica para comercializar oxígeno, nitrógeno y argón de alta pureza, gases cuya producción, en ese entonces, era deficitaria en el País. Para esto se firmó un contrato con el Estado Ecuatoriano, para aplicar el Código de la Producción. En el año 2011 se contrató a la empresa que se encargaría de diseñar y construir la planta ASU. A fines del año 2013 y durante todo el año 2014 se arrancó con el montaje, pre-comisionado, comisionado, puesta en marcha y Test de desempeño de la planta de rectificación del aire ASU.

Durante el pre-comisionado y comisionado se encontraron no-conformidades, de diferentes índoles, que fueron solventadas sin dificultad. Sin embargo durante la prueba de desempeño detectamos que en operación los lazos de control LICA 1, LICA 2 Y PICA 703 no trabajaban acorde a lo requerido por el proceso. Para eliminar esta no-conformidad se acordó como acción correctiva la realización del proyecto: "Sintonía de lazos de control en proceso ASU". En el presente Informe Técnico se describe dicho proyecto.

La destilación, en general, es un método muy utilizado, para obtener productos puros a partir de mezclas líquidas en la industria química y particularmente en la industria petrolífera. Este proceso se basa en el principio de que en una mezcla líquida en ebullición, el componente que posee el punto de ebullición más bajo, es el más volátil, esto es, se gasificará más fácilmente.

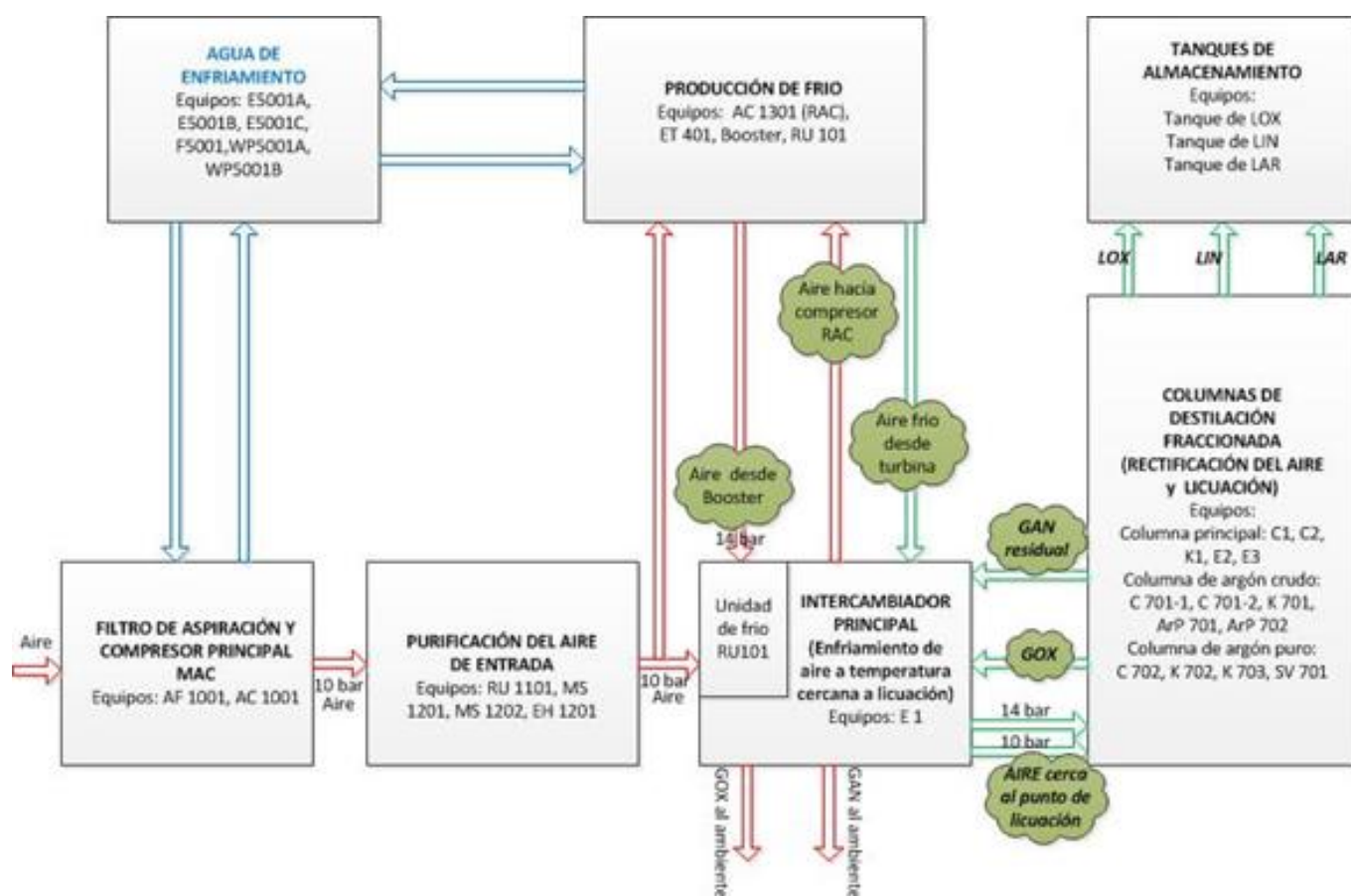
Ahora de manera introductoria para el Capítulo 1, se dará una descripción breve del proceso ASU (Air Separation Unit). El proceso ASU, se fundamenta en la licuefacción del aire y la posterior destilación criogénica fraccionada del aire líquido:

El aire es una mezcla de gases diferentes. Los tres más importante son:

Nitrógeno 78% (volumen) el símbolo Químico: N₂

Oxígeno 21% (volumen) el símbolo Químico: O₂

Argón 1% (volumen) el símbolo Químico: Ar



Principales etapas de producción del proceso ASU:

- 1 Compresor de aire con filtro: El aire libre de polvo se comprime a una presión de alrededor de 10 bar, esta es la fuerza de impulso para que el aire ingrese al proceso.
- 2 Purificación del aire: Se utiliza una unidad de refrigeración que baja la temperatura entre 3°C y 10°C, con el fin de eliminar agua por condensación. Luego tenemos tamices moleculares (12 X) para retener el resto de vapor de agua, el dióxido de carbono y otros contaminantes como hidrocarburos. Después de esta etapa el aire está completamente seco y limpio. Cualquier partícula de polvo o residuo de humedad se congelaría en el proceso y puede causar una parada imprevista de planta.
- 3 Enfriamiento del aire: En el intercambiador principal de calor el aire es enfriado hasta cerca del punto de condensación por medio de los gases fríos que provienen de la columna de destilación y del aire expandido en la turbina de expansión. Adicionalmente tenemos una unidad de frío-frío, que baja la temperatura de -20°C a -30°C aproximadamente.
- 4 Producción de frío: La producción mayoritaria de frío la tenemos en la turbina de expansión, aquí un flujo de aproximadamente 14000 Nm³/h es enfriado de -120 °C a -188°C aproximadamente. El flujo que alimenta a la turbina está alimentado por un compresor que se lo conoce como reciclo, ya que el mantiene en recirculación los 14000 Nm³/h, es decir este aire solo es un medio para transmitir frío que genera la turbina de expansión.

5. Agua de enfriamiento: se utiliza agua de enfriamiento para los compresores y otras máquinas que requieren enfriar sus motores y el calor generado luego de la compresión. El agua de enfriamiento recircula no se la elimina y para enfriarla se utilizan torres de enfriamiento y una piscina en ciclo abierto.

6. Separación del aire: El aire líquido se separa en oxígeno, argón y nitrógeno (LOX, LAR y LIN) dentro de las columnas de destilación fraccionada. El proceso de destilación fraccionada involucra tanto intercambio de masa como de temperatura. Dentro de la columna de destilación el gas más frío que es el nitrógeno (-196°C) asciende mientras que el oxígeno que es más caliente (-183°C) queda en la parte líquida bajando al condensador-hervidor (reboiler). El nitrógeno se licúa gracias a la diferencia de presiones existentes entre el oxígeno que está en la columna superior (C2) y la columna inferior (C1).

Si bien es cierto que la materia prima, el aire, no tiene costo para este proceso, la energía necesaria para licuar el aire es alta alrededor 1,6 Kwh por cada m^3 de producción. Por esta razón todos los equipos que operan a temperatura criogénica (menor de -70°C) están en una estructura metálica denominada "caja fría", con un aislante de baja densidad conocido como perlita y que proviene de rocas volcánicas.

Un P&ID sencillo del proceso de ASU, se muestra a continuación:

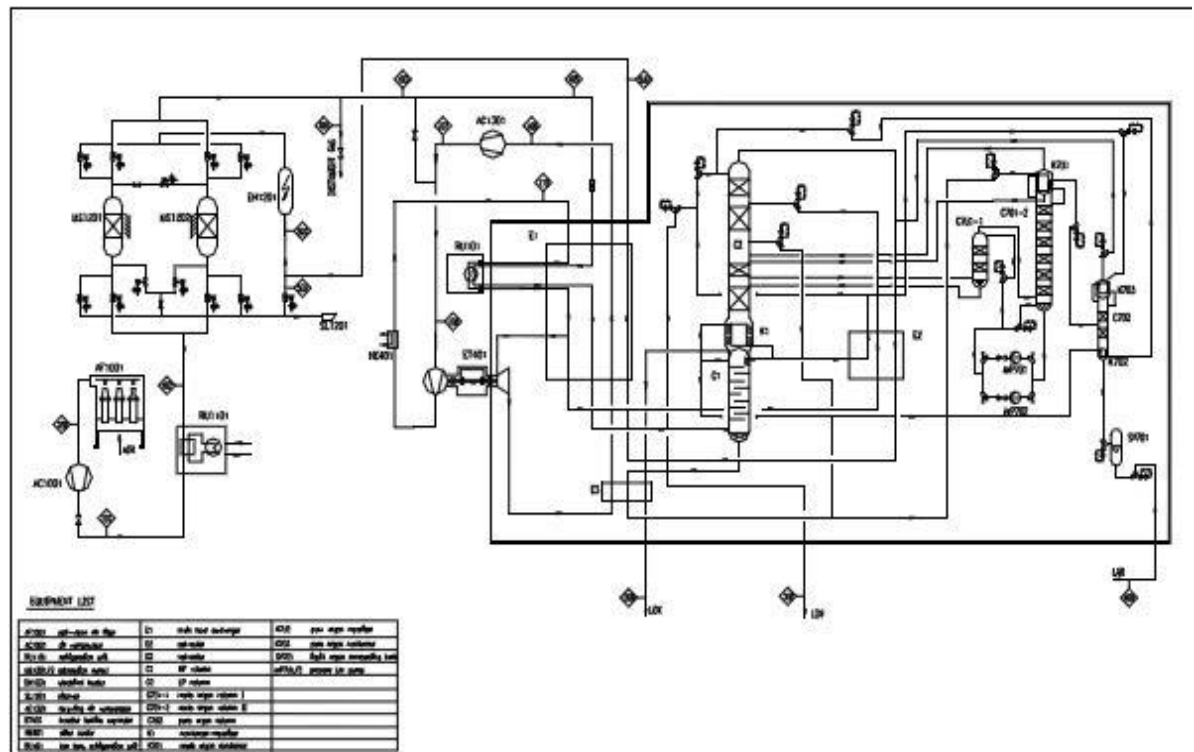


FIGURA : P&ID simplificado de proceso ASU.

Definición de siglas utilizadas:

ASU, siglas de Unidad de Separación del Aire, proceso de destilación fraccionada criogénica, mediante el cual se consigue separar los componentes principales del aire, esto es, oxígeno, nitrógeno y argón.

LOX, siglas de oxígeno líquido.

LIN, siglas de nitrógeno líquido.

GOX, siglas de oxígeno gaseoso.

GAN, siglas de nitrógeno gaseoso.

GAR, siglas de argón gaseoso.

Max. LOX, modo de producción de proceso ASU en el cual se maximiza la producción de oxígeno líquido.

Max. LIN, modo de producción de proceso ASU en el cual se maximiza la producción de nitrógeno líquido.

Scada, Supervisión, control y adquisición de datos, es un sistema (software) que permite supervisar y controlar procesos industriales a distancia.

HMI, Interfaz de usuario o interfaz humano máquina (Human Machine Interface).

PID, Proporcional, Integral, Derivativo. Es un tipo de controlador por realimentación, es uno de los más utilizados a nivel industrial.

P&ID, Diagrama de tuberías e instrumentos.

CAPÍTULO 1

1. SOLUCIÓN IMPLEMENTADA PARA SINTONIZAR LAZOS DE CONTROL DE PROCESO ASU.

Se entiende por sintonía al método por el cual seleccionamos los parámetros de un controlador, que satisfaga lo requerido por el proceso. Los controladores que se debieron sintonizar, objeto de este informe técnico, son LICA 1, LICA 2 y PICA 3, los tres son tipo PID, implementados con el Simatic S7-300 gracias a su función FB41 CONT-C.

Se comenzó investigando que recursos y datos se necesitarían para obtener lazos de control sintonizados para un desempeño óptimo del proceso. Para esto comenzaremos con la descripción del diagrama de bloques básico de un lazo de control automático implementado en esta planta de producción. Ver figura 1.1

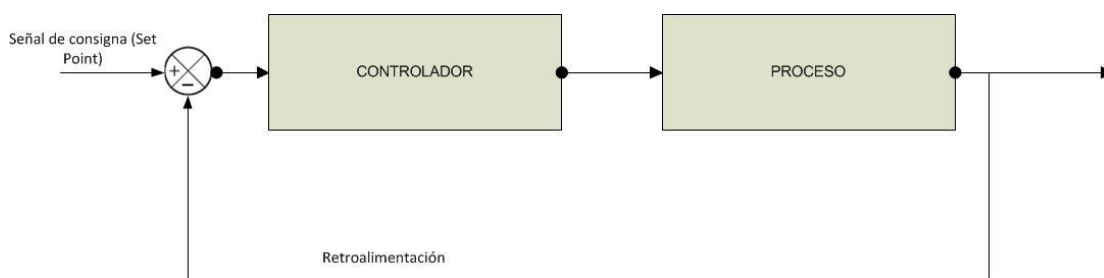


Figura 1.1: Diagrama básico de un lazo de control en lazo cerrado.

1.1 Identificación de Lazos de control LICA 1, LICA 2 y PICA 3

Del diagrama de la figura 1.1, se deduce que se necesita conocer para cada lazo de control el detalle de los puntos de consigna a utilizar de acuerdo con el proceso específico que es controlado por dichos lazos; se necesita conocer también el tipo de lazo de control PID implementado con el S7-300 y por último se necesita identificar las características de cada uno de los procesos: LICA 1, LICA 2 y PICA 3; esto con el fin de sintonizar los parámetros del controlador PID con la característica de cada proceso específico. Identificar el proceso o modelarlo es una forma de predecir como el proceso responderá bajo ciertas condiciones, de ahí su importancia.

En la siguiente figura 1.2, se observa el lazo LICA 1, constituido por el transmisor de presión diferencial que mide el nivel de líquido enriquecido en la columna C1 y la válvula LCV 1A, que se encarga de llevar el líquido enriquecido a la columna C2.

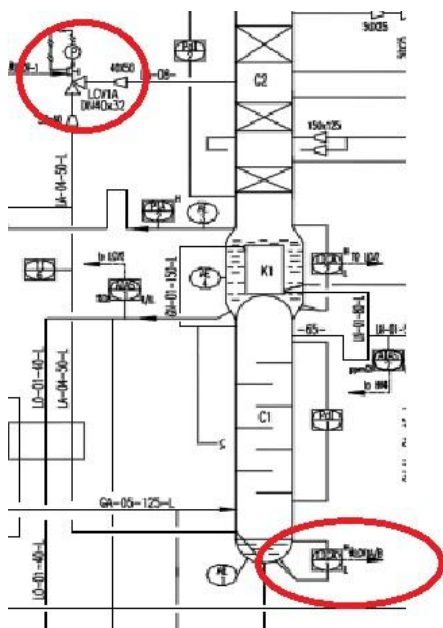


Figura 1.2: P&ID indicando lazo de control LICA 1.

En la Figura 1.3 tenemos al lazo LICA 2, constituido por un transmisor de presión diferencial, utilizado para medir el nivel de oxígeno líquido en la columna C 2 y la válvula LCV 2 que conduce el oxígeno líquido al tanque de almacenamiento.

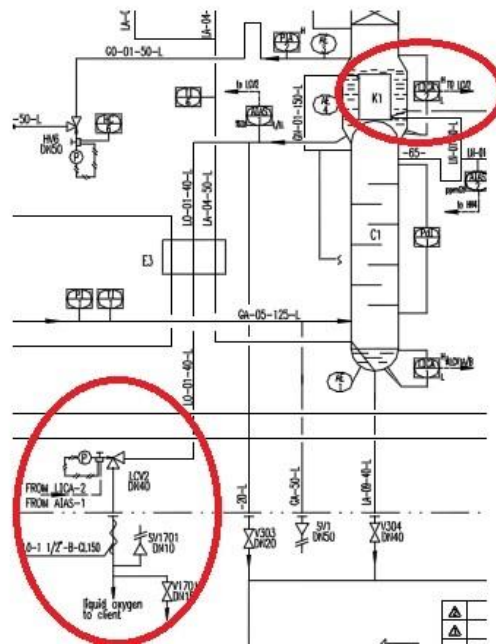


Figura 1.3: P&ID indicando Lazo de control LICA 2

En la figura 1.4, se observa el lazo PICA 3, constituido por el transmisor de presión que mide la presión de la columna de argón puro y ventea a la atmósfera el nitrógeno residual para mantener la presión en dicha columna. Estrictamente hablando aquí tenemos un control multivariable, ya que la presión depende del flujo de entrada a la columna pero también del nivel de LIN en el condensador de dicha columna y de la cantidad de gasificación en el reboiler. Sin embargo de eso el flujo de entrada es el que más aporta a subir la presión. Por esta razón los fabricantes de plantas ASU, desacoplan el control de nivel de LIN en el condensador y la vaporización del reboiler. La operación tanto del nivel de LIN como la vaporización del reboiler se lo realiza de forma manual.

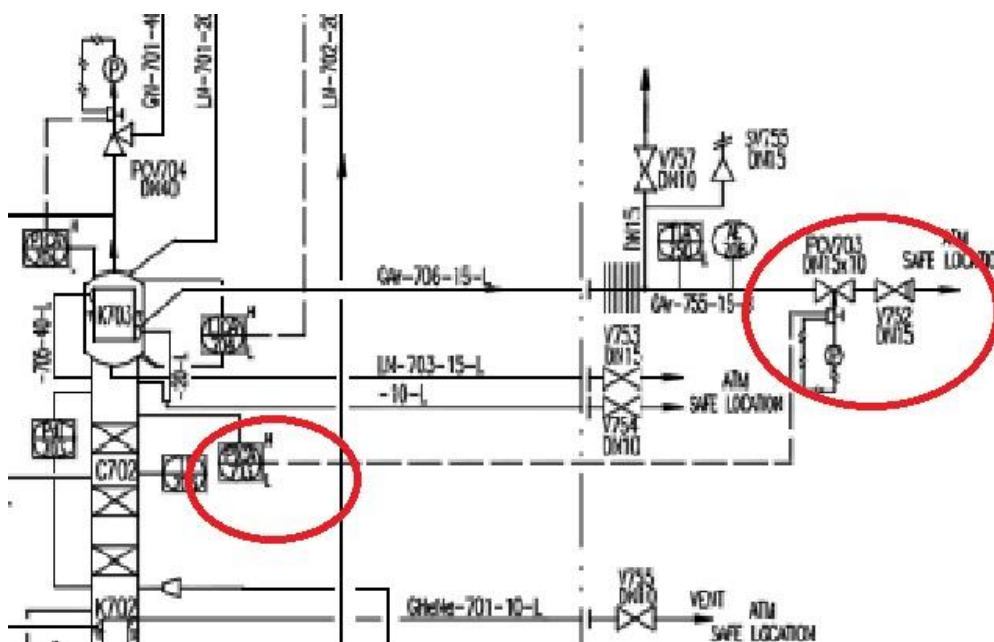


Figura 1.4: P&ID de lazo de control PICA 3

En la figura 1.5, se muestra, el esquema de PLC S7-300 con su control hacia el proceso, este diagrama es igual para los tres lazos LICA 1, LICA 2 y PICA 3 ; por ejemplo para controlar la presión en una columna de destilación de argón puro, Figura 1.4, El transmisor capta la señal controlada de presión de la columna y la transforma en una señal electrónica que la puede procesar el controlador [1]. El controlador es una función programable del PLC y realiza dos funciones esenciales, la primera de comparar la variable medida con la señal de consigna (set point) para determinar el error y luego la segunda función es estabilizar el funcionamiento dinámico del lazo [1].

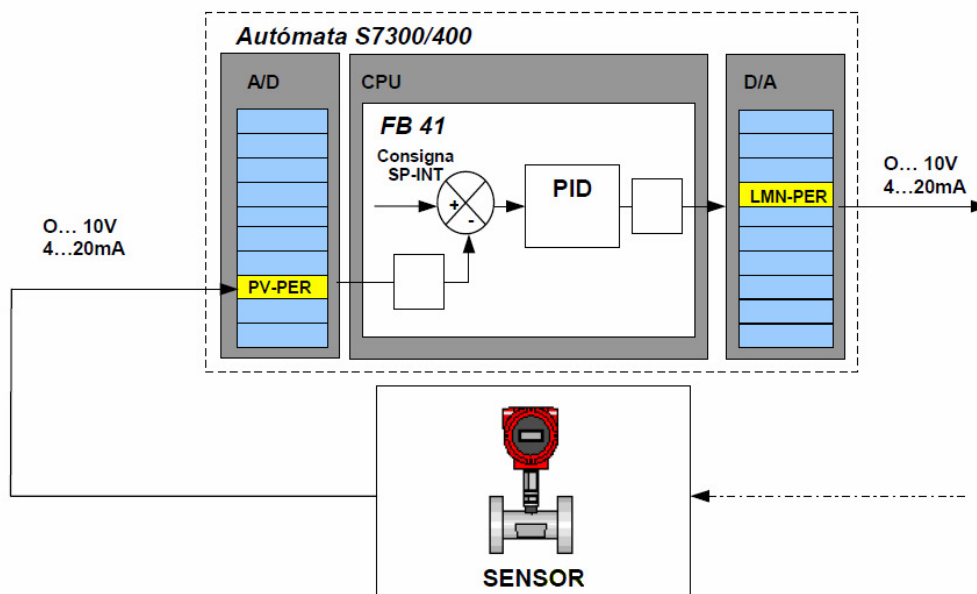


Figura 1.5: Controlador implementado con la función FB 41 CONT_C.

1.2 Métodos de Sintonía.

Con los lazos LICA 1, LICA 2 y PICA 3, plenamente identificados escogeremos un método para su sintonía [1], [2]:

Los controladores PID son los más ampliamente utilizados en la industria, hay un sin número de literatura técnica sobre métodos de sintonía, entre los métodos empíricos o heurísticos más conocidos tenemos [6]:

Ziegler y Nichols: Los autores plantean un criterio empírico de desempeño, el cual supone un comportamiento dinámico con razón de decaimiento de un cuarto entre dos oscilaciones sucesivas de la respuesta. Estos métodos fueron diseñados para procesos de primer orden con retardo. El método de respuesta a un escalón es

aplicable a procesos estables en lazo abierto, mientras el método de la ganancia última es para procesos inestables en lazo abierto.

Mapas de sintonía: Debido a que los métodos de Ziegler y Nichols son heurísticos, se hace necesario realizar sintonía manual sobre el proceso para obtener el desempeño deseado. Por este motivo se han construido los mapas de sintonía, que sirven como guía en la sintonía manual y proporcionan cierta intuición sobre la influencia que tienen los cambios de los parámetros del controlador en el comportamiento del lazo cerrado.

Método de Chien, Hrones y Reswick: El método de Chien, Hrones y Reswick es una modificación del método de Ziegler y Nichols. Estos autores proponen usar como criterio de diseño una respuesta más rápida con un sobreimpulso del 20%, y consideran que la sintonía ante cambios en el punto de ajuste y para el rechazo de perturbaciones debe ser diferente.

Si determinamos las funciones de transferencia del controlador y del proceso podemos realizar la determinación de los parámetros PID por método analítico, con soporte del programa desarrollado en excel.

Para esto se deben modelar tanto el controlador como el proceso, a continuación analizamos el modelamiento.

1.3 Modelamiento:

El algoritmo del controlador PID implementado con el PLC simatic S7-300, esta dado en la Función de Bloques FB41 y se basa en la ecuación ideal para control PID, representado en el siguiente esquema de la figura 1.6 [4].

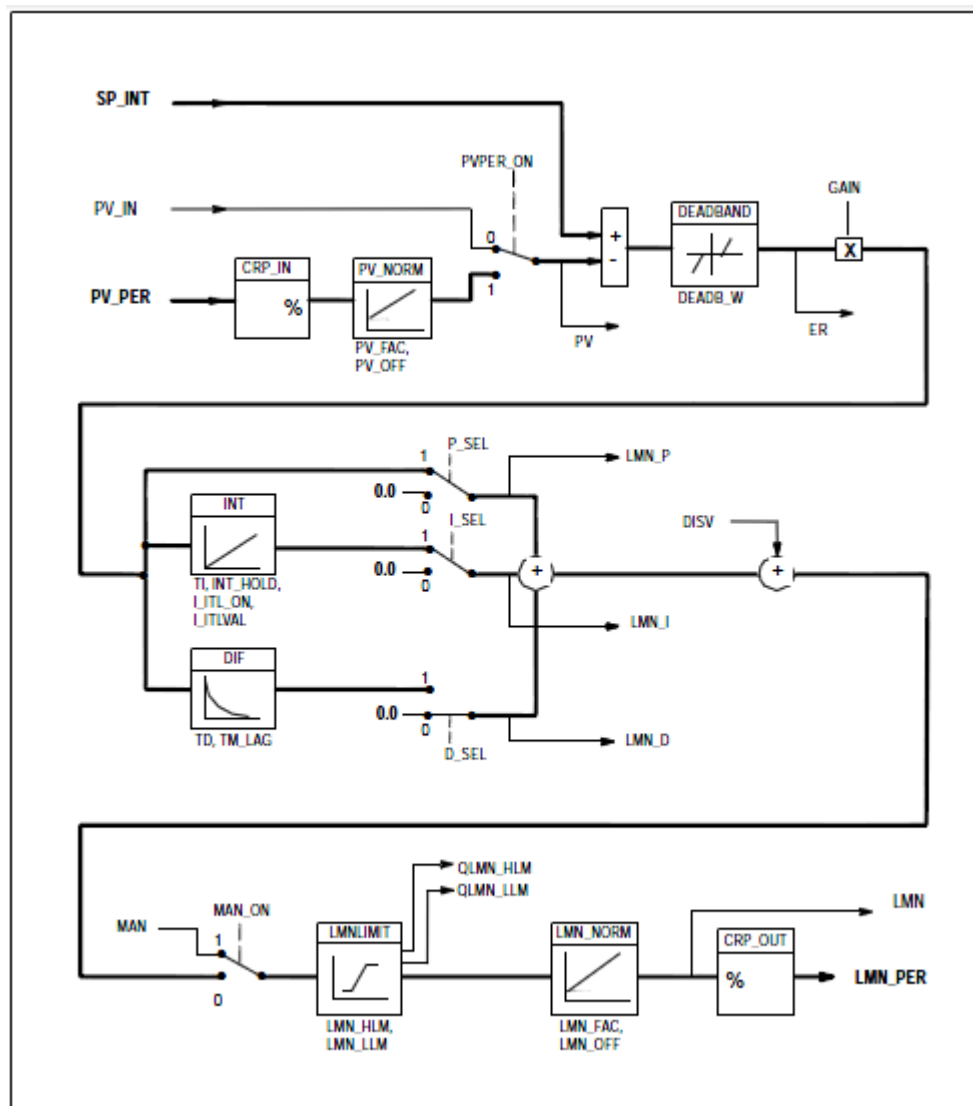


Figura 1.6 [4]: Diagrama de bloques del regulador CONT_C incluido en el bloque de función FB41.

De la figura 1.6, de la función FB41 CONT_C, obtenemos que la respuesta del controlador es: $LMN(t)=GAIN \cdot [ER + 1/TI \cdot \int ER \cdot dt + TD \cdot d(ER)/dt]$ y esta es la ecuación ideal del algoritmo de control. Es importante tener presente el algoritmo que utiliza el controlador porque luego el simulador para la función de transferencia en lazo cerrado, que se utilice debe poder trabajar con este tipo de algoritmo.

Una vez determinado el tipo de algoritmo PID del controlador implementado con PLC S7-300, se procede a trabajar encontrando el modelo del proceso:

Los procesos de control de flujo, de control de presión, de control de temperatura y de control de nivel, utilizados en el proceso de destilación fraccionada criogénica, así como en gran parte de los procesos químicos-industriales puede ser simulado por una de las dos grandes clasificaciones de modelos [5]:

- 1) Modelaje de proceso de primer orden con tiempo muerto. (first order process with dead time .- FOPDT)
- 2) Modelaje por integración de procesos con tiempo muerto (integrating processes with dead time).

La mayor parte de los procesos de control de nivel y presión se clasifican modelo de integración de procesos.

Mientras que los procesos de control de temperatura y flujo se clasifican como modelo FOPDT.

Un proceso modelado por FOPDT se caracteriza por 3 parámetros:

- Ganancia del Proceso (Process Gain) - esto es la relación del cambio en la variable de proceso a la relación del cambio en la variable manipulada.
- Constante de tiempo (Time constant) - que mide la velocidad de respuesta del proceso.
- Tiempo muerto (Dead Time) - tiempo entre el movimiento de la variable manipulada y comienzo de la respuesta del proceso.
- Su curva característica es la mostrada en la figura 1.7

Los parámetros para un proceso de integración son en cambio dos:

- Retraso (Delay) = Tiempo para que la variable de proceso PV comience a actuar después que ha actuado la variable manipulada MV.
- Pendiente (Slope)= Cambio en PV/Cambio en MV por minuto.
- Su curva característica es la mostrada en la figura 1.8

Una de las formas más utilizadas a nivel industrial para la obtención de parámetros en ambos tipos de modelos es haciendo una prueba de paso de escalón; a esta prueba se la conoce también como curva de reacción (Bump test). Para ello, se debe esperar a que el proceso sea estable y luego se mueve un paso la variable manipulada (MV). La variable de proceso (PV) se moverá y a partir de esa respuesta obtenemos los parámetros. Todo esto con lazo abierto.

Para realizar esta prueba nos ayudamos con el HMI de nuestro Scada Wincc. El Scada sirve básicamente para controlar el proceso remotamente. Pero como también es una herramienta de adquisición de datos, se programó una pantalla con la variable manipulada, la variable de proceso y el set point. Para realizar la prueba colocamos el control de lazo en manual y variamos directamente la variable

controlada un 5%. Esto significa por ejemplo en lazo PICA 703 que abrimos de su posición estable la válvula PCV 703 un 5% y anotamos la respuesta los parámetros de respuesta del proceso. De igual forma procedemos para todos los lazos. Las lecturas en el Winncc son fáciles ya que este graba la reacción del proceso y hay una “regla” electrónica para realizar la medición.

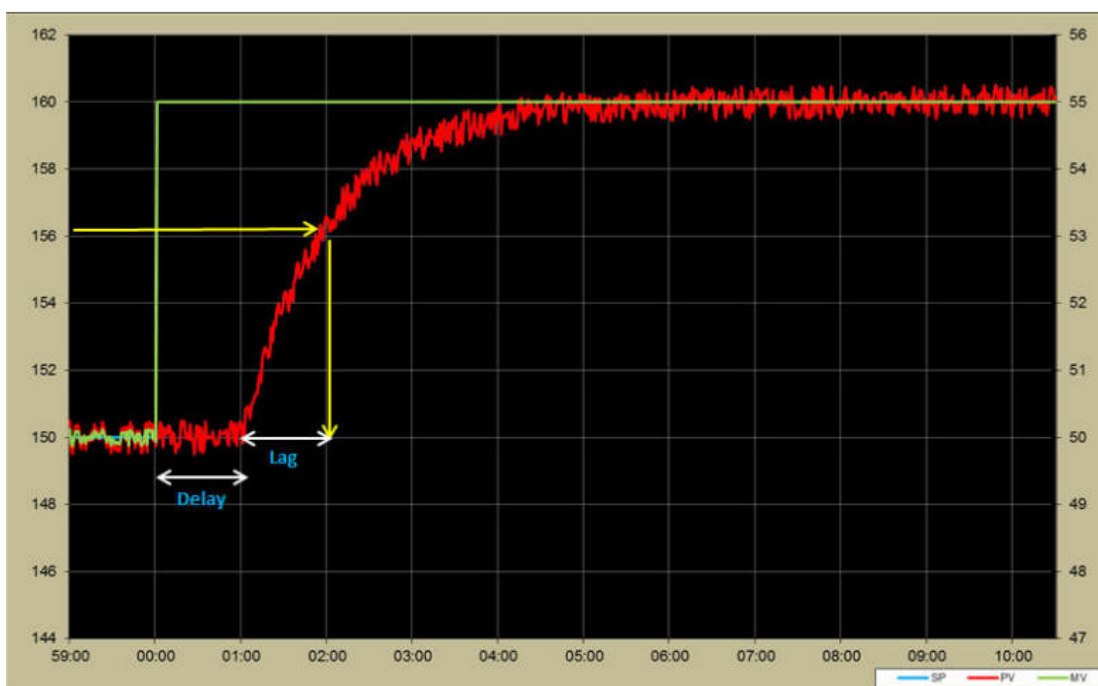


Figura 1.7: Prueba de reacción para obtener parámetro en modelo FOPDT

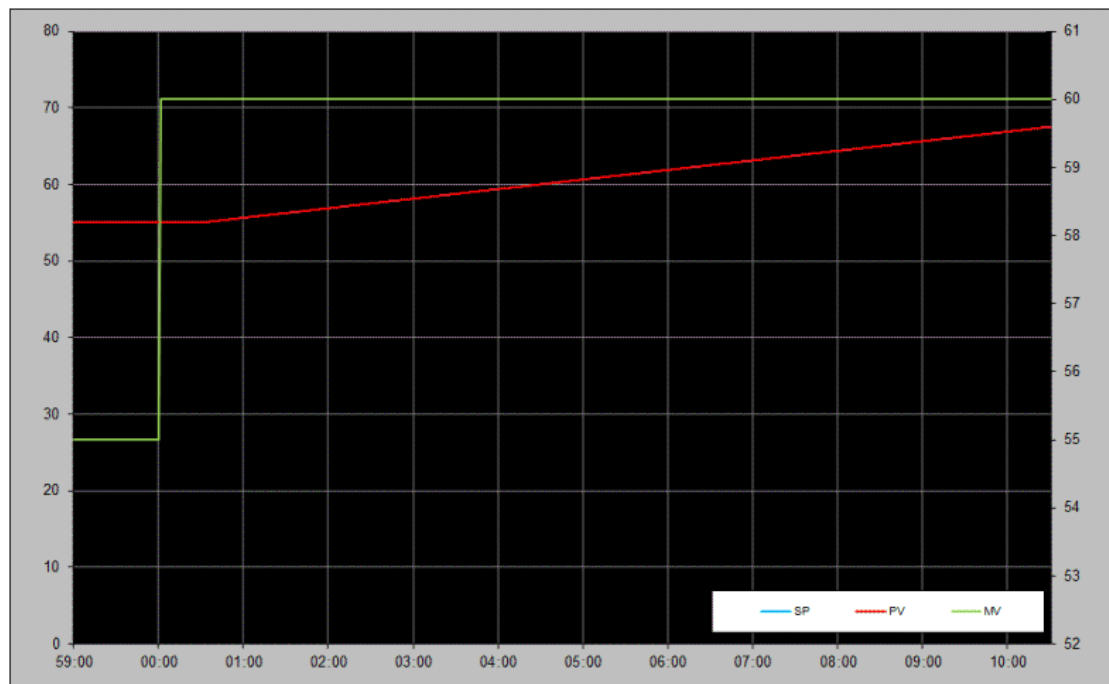


Figura 1.8: Prueba de reacción para obtener parámetro en modelo de Integración.

A continuación se muestran las pantallas donde creamos las variables a medir en cada lazo de control para ayudarnos en la modelación de procesos.

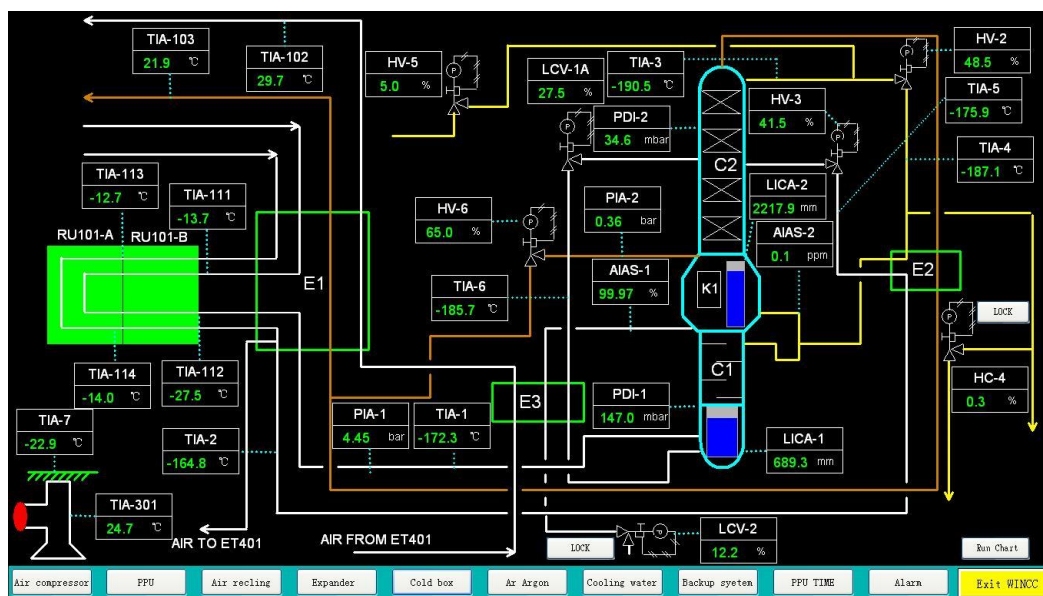


Figura 1.9: Pantalla de columna de destilación fraccionada principal, columna

C1 y C2. Antes de incluir botones para pantallas para ayudar en modelación de procesos.

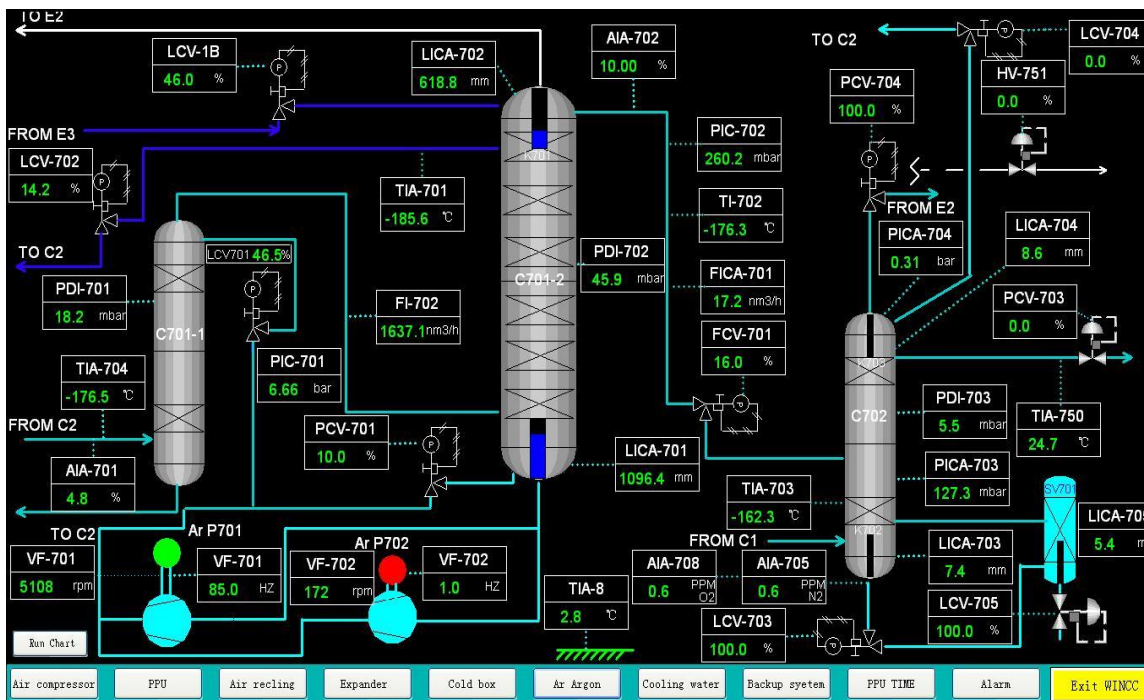


Figura 1.10: Columnas de destilación fraccionada de argón sin la creación de pantallas para ayuda de modelación de proceso

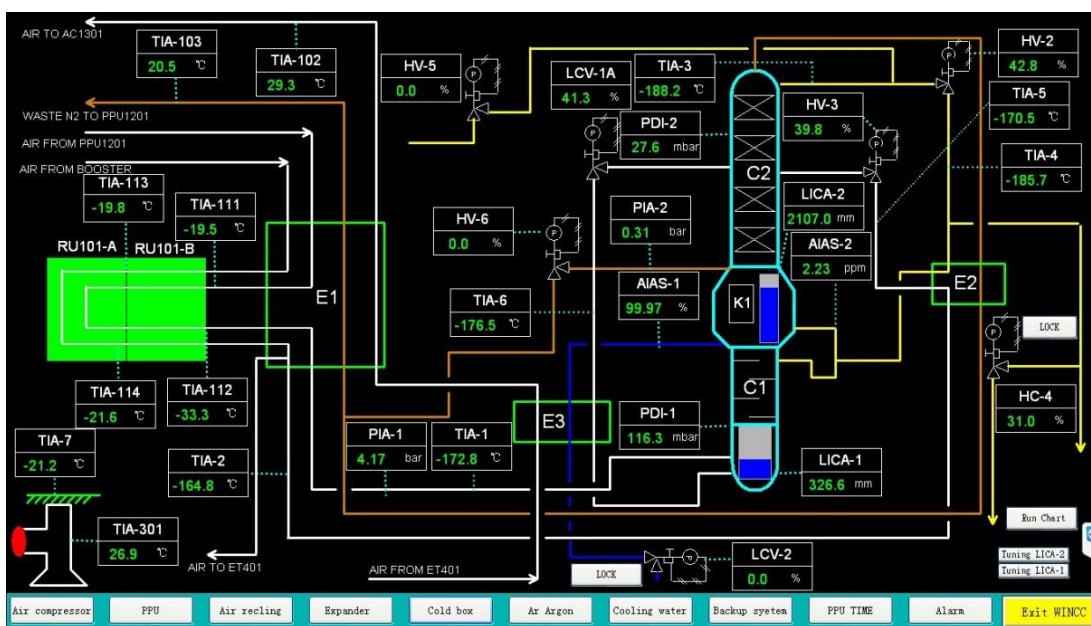


Figura 1.11: Pantalla de columna de destilación fraccionada principal, columna C1 y C2. Luego de incluir botones para pantallas para ayudar en modelación de procesos

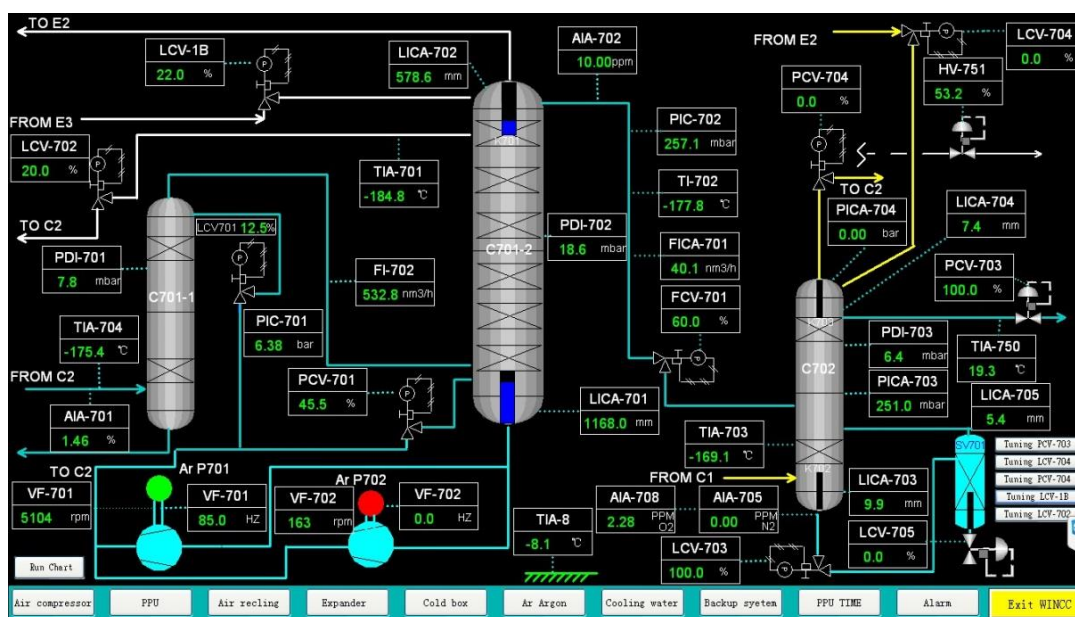


Figura 1.12: Columnas de destilación fraccionada de argón luego de la creación de pantallas para ayuda de modelación de proceso.

Finalmente debemos buscar un simulador de control en lazo cerrado basados en las siguientes criterios:

- 1) Los lazos de control en nuestro proceso ASU, en su mayor parte se modelan con proceso de integración y unos cuantos por FOPDT.
- 2) El algoritmo de nuestro controlador (FB 41 CONT_C) utiliza la ecuación ideal para control PID.

- 3) Estamos en un área técnica-industrial donde el software más utilizado es la hoja de cálculo de excel.

Bajo esas características se utilizó el simulador “Advanced PID Loop Simulator” aplicación desarrollada en excel por “Engineers-Excel” y lo utilizamos para nuestras pruebas de simulación. Esta aplicación es desarrollada basada en el método SIMC, del Prof. Skogestad, este método heurístico es un método mejorado del clásico Ziegler and Nichols y del IMC PID de Rivera (Ver anexo). En el Capítulo 2 se muestran los resultados obtenidos, para los lazos LICA 1, LICA 2 y PICA 3. Este simulador trabaja con el modelo ideal del controlador FB41 CONT_C. En la figura 1.13, se muestra la hoja de simulación.

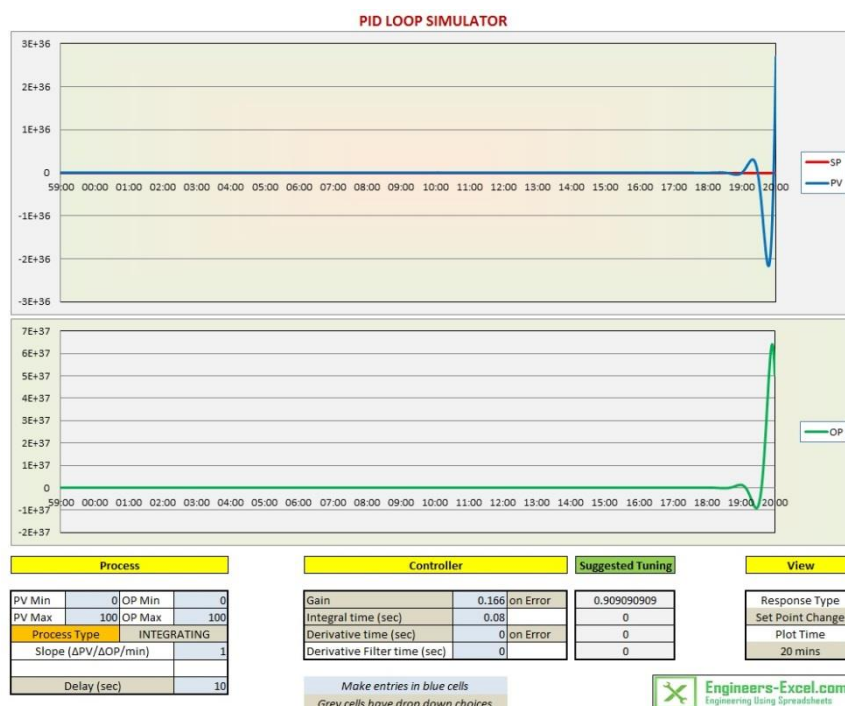


Figura 1.13: Simulador de respuesta proceso y controlador de Engineers-Excel.

CAPITULO 2

2 RESULTADOS OBTENIDOS EN SINTONIA DE LAZOS DE CONTROL.

En el presente capítulo se muestra los resultados obtenidos para los lazos LICA 1, LICA 2 y PICA 703.

Resumiendo en el capítulo anterior se ha logrado:

- 1) Determinar que el algoritmo del controlador FB41 CONT_C del PLC simatic S7-300 de Siemens está basado en la ecuación ideal de control PID.
- 2) Crear pantallas para adquisición de datos en el Scada WinCC de Siemens y con ellas se realizará la adquisición de datos para determinar, por medio de la curva

de reacción, los parámetros dinámicos del proceso y con ellos poder modelar el proceso.

3) Seleccionar el simulador de lazo cerrado a utilizar.

Ahora utilizaremos estas herramientas y obtendremos los parámetros del controlador PID.

Comenzamos obteniendo los parámetros dinámicos del proceso. Al momento de realizar esta prueba la planta está en modo de producción max. LIN, modo en que se obtiene un mayor rata hora de producción de LIN. Para el lazo LICA 2, que controla el nivel del condensador/hervidor de la columna de baja presión C 2, conseguimos adquirir los datos de respuesta dinámica de este proceso con ayuda de la pantalla creada para este fin. Ver figura 2.1.

Los datos obtenidos los tabulamos a excel para poder analizarlos de mejor forma, a partir de esta tabulación obtenemos los parámetros dinámicos del proceso. Ver figura 2.2. Se obtuvo para el proceso del lazo LICA 2, un tiempo de retraso de 35 s y un $(\Delta PV : \Delta OP : min) = -0.67$.

Una vez que obtuvimos los parámetros dinámicos y aplicando el método heurístico SIMC, del Prof. Skogestad, el cual es un método mejorado del clásico Ziegler and Nichols y del IMC PID de Rivera (Ver anexo); obtenemos los parámetros PID, con el simulador de lazo cerrado. Se obtiene para lazo LICA 2 un $P = -0.5$, $I = +8.0$, $D = 0$. Ver figura 2.3.

De manera similar procedemos para los dos lazos restantes. Para lazo PICA-703, que controla la presión en la columna de argón puro C-703, se obtuvo un tiempo de

retraso de 45 s. y un $(\Delta PV : \Delta OP \text{ } \cdot \text{min}) = -0.158$. Ver figura 2.5. Los parámetros PID para el controlador PICA-703 fueron $P = -1.4$, $I = +2.0$, $D = 0$. Ver figura 2.6.

Luego procedemos de la misma manera para lazo LICA-1, que controla el nivel de líquido enriquecido en oxígeno en la columna de alta presión C 1; se obtuvo los siguientes parámetros dinámicos del proceso: un tiempo de retraso de 20 s. y un $(\Delta PV : \Delta OP \text{ } \cdot \text{min}) = -8.15$. Ver figura 2.7. Los parámetros PID hallados para el controlador LICA-1 fueron $P = -0.05$, $I = +2.0$, $D = 0$. Ver figura 2.8.

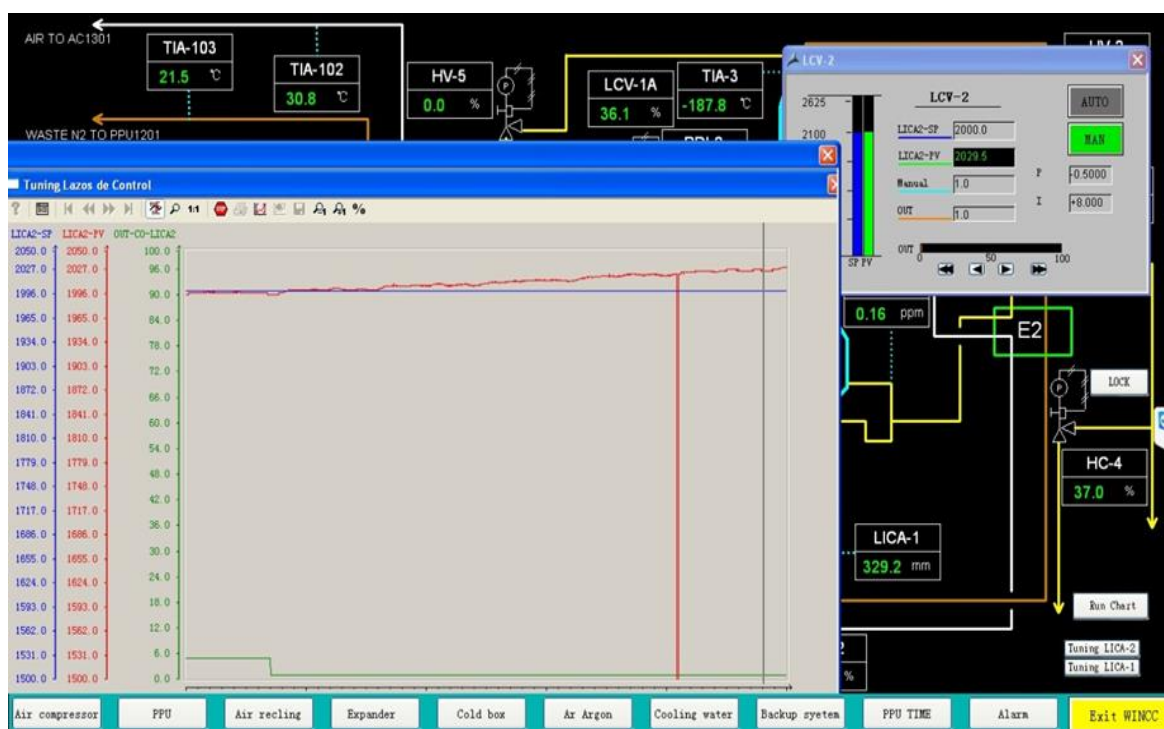


Figura 2.1: Lazo LICA-2: Análisis dinámico del proceso utilizando pantalla para adquisición de datos en wincc.



Figura 2.2: Lazo LICA-2: Cálculo de parámetros dinámicos del proceso.

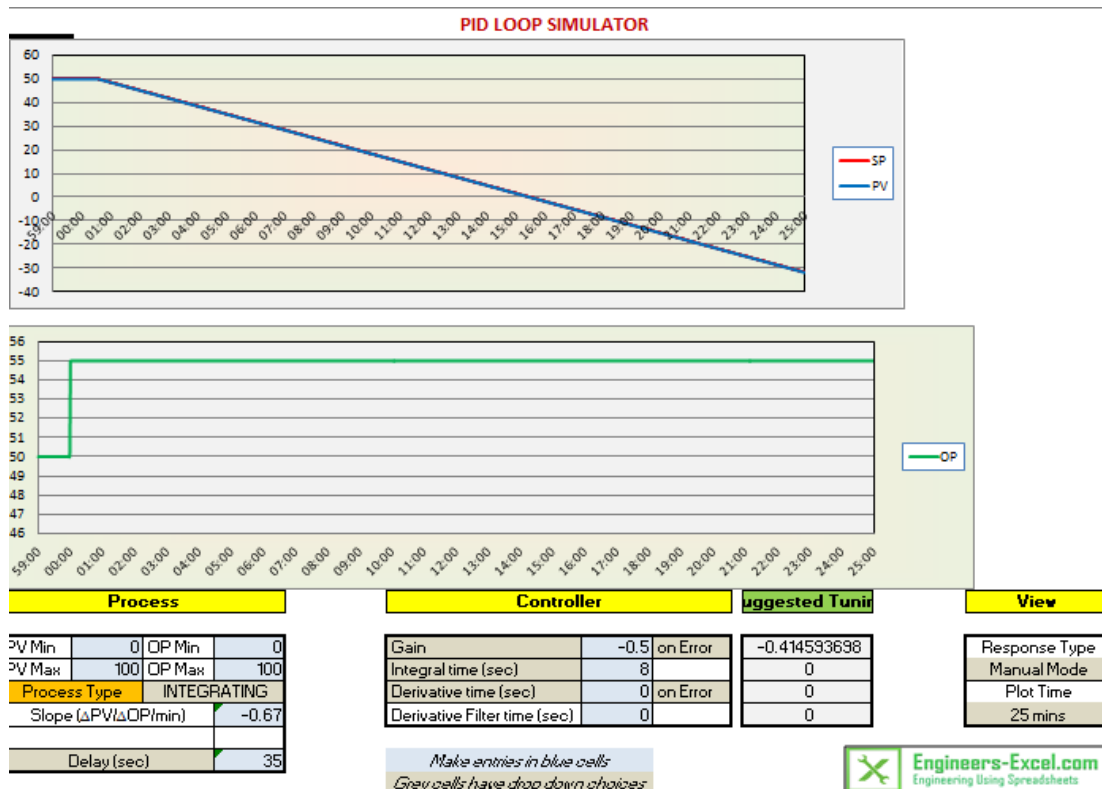


Figura 2.3: Lazo LICA-2: Simulación para encontrar parámetros PID, utilizando simulador “Advanced PID Loop Simulator” desarrollado en excel por “Engineers-Excel”.



Figura 2.4: Lazo PICA 703. Análisis dinámico del proceso utilizando pantalla para adquisición de datos en wincc.



Figura 2.5: Lazo PICA-703: Cálculo de parámetros dinámicos del proceso.

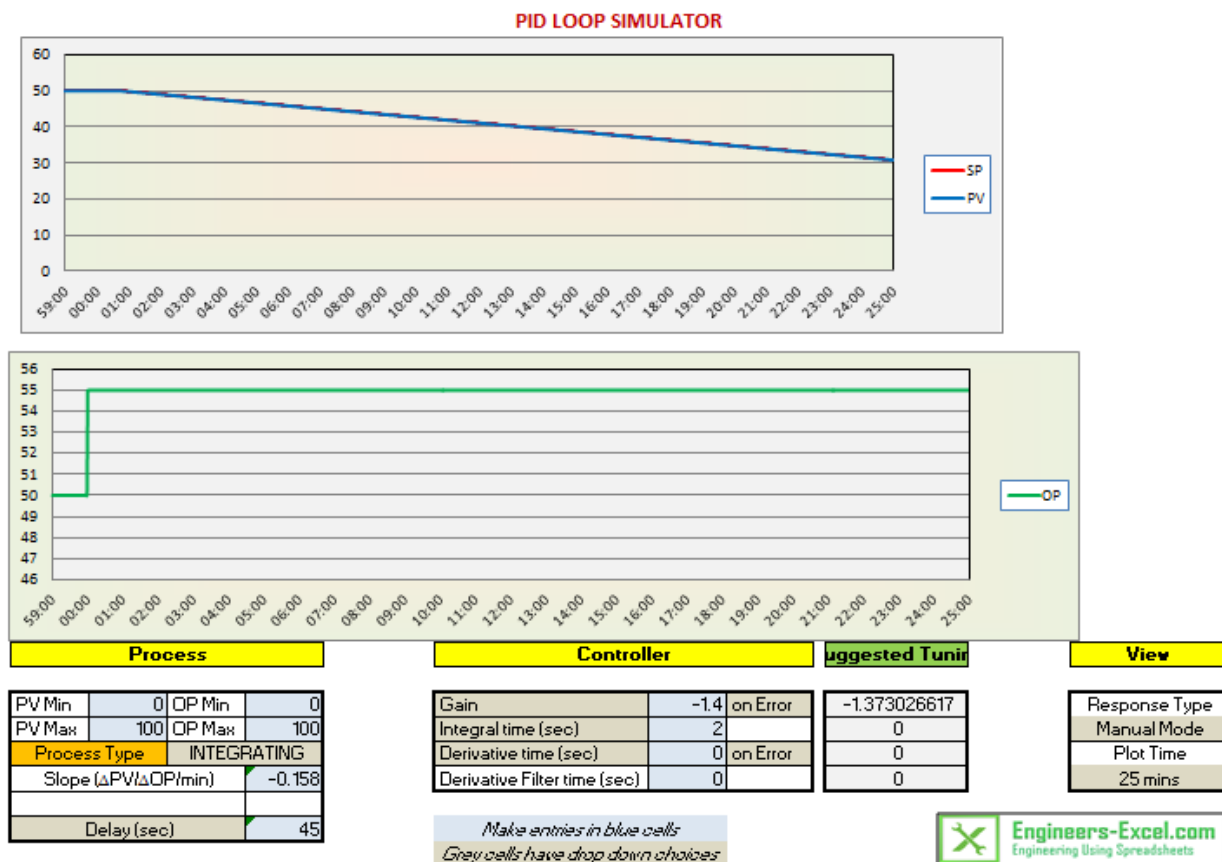


Figura 2.6: Lazo PICA-703: Simulación para encontrar parámetros PID, utilizando simulador “Advanced PID Loop Simulator” desarrollado en Excel por “Engineers-Excel”.

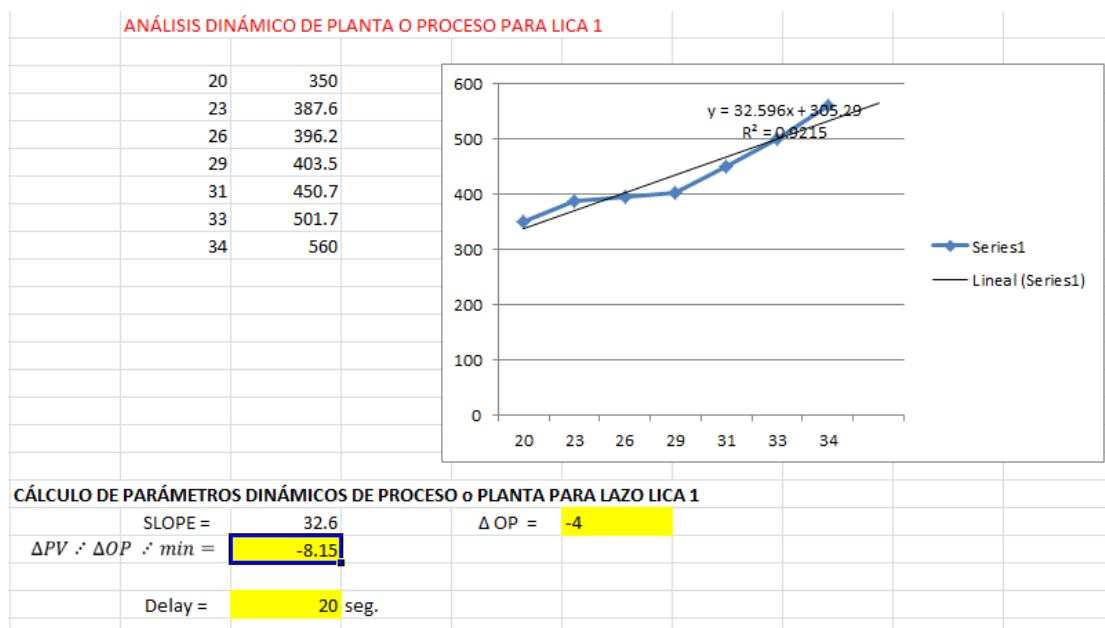


Figura 2.7: Lazo LICA-1: Cálculo de parámetros dinámicos del proceso.

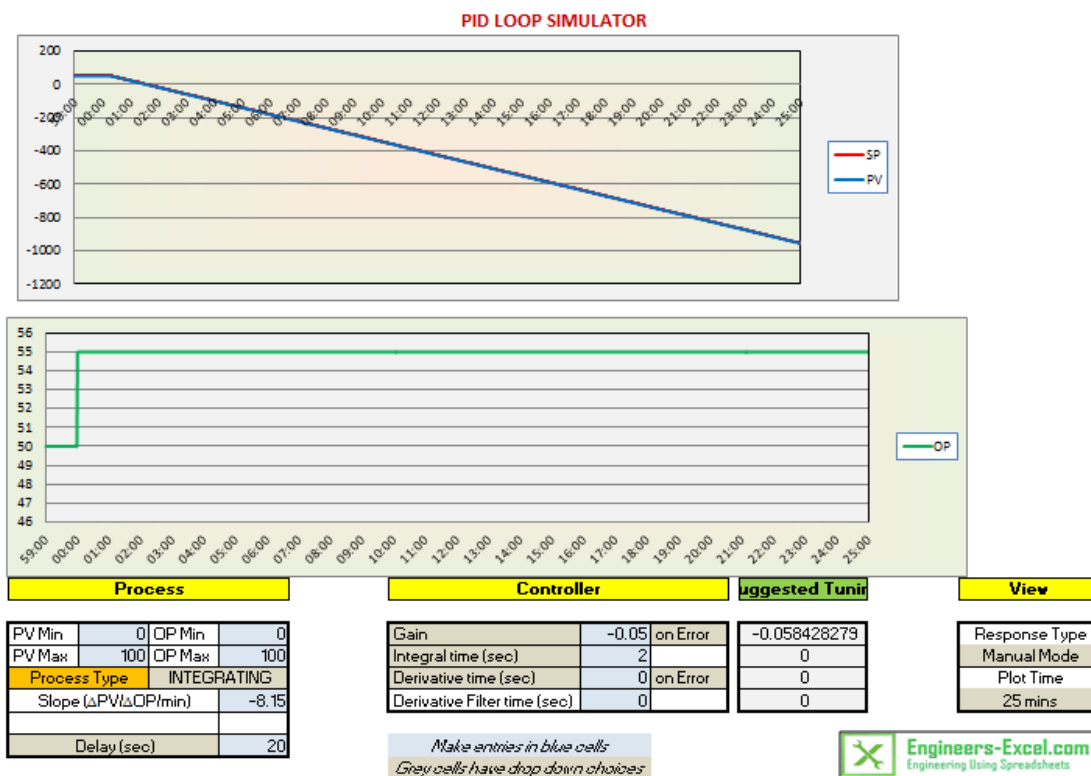


Figura 2.8: Lazo LICA-1: Simulación para encontrar parámetros PID, utilizando simulador “Advanced PID Loop Simulator” desarrollado en Excel por “Engineers-Excel”.

IDENTIFICACIÓN DE LAZO DE CONTROL	UBICACION	OBJETIVO O FUNCIÓN EN EL PROCESO	DEPENDENCIA DE OTRO LAZO DE CONTROL	IMPORTANCIA PARA PRODUCTOS FINALES	PARÁMETROS PID
LICA 1	Columna principal desde parte inferior de columna C1	Lleva aire líquido enriquecido en oxígeno a la columna C2	Ninguna	Alta	P=-0.05 I=+2
LICA 2	Columna principal a la salida del reboiler en columna C2 (Ver figura 1.3)	Llevar oxígeno líquido desde columna C2 a tanque de almacenamiento; controlando nivel en columna C2	Ninguna	Alta	P=-0.5 I=+8
PICA 703	Columna de argón C-702 (Ver figura 1.4)	Control de presión en columna C-702	Levemente de FICA-701 LICA-704	Alta	P=-1.4 I=+2

TABLA 2.1 : Parámetros PID para lazos de control LICA1, LICA 2, PICA 703.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

1. La solución de este problema involucró realizar la medición del comportamiento dinámico del proceso. Esto se realiza cuando no se cuenta con el modelo matemático del proceso en forma explícita (en el caso del controlador, si contamos con el modelo en forma explícita). Se lo debe realizar solo cuando las condiciones de proceso lo permitan y en acompañamiento de personas que dominen el proceso.

2. El proceso de sintonía de lazos de control consigue optimizar los procesos, teniendo menos desperdicios y mejora en el consumo energético, dando esto un impacto positivo al medio ambiente.

3. Algo importante para la salud ocupacional es que se logra disminuir el nivel de estrés en los técnicos que operan el proceso de producción.

Recomendaciones

1. Se recomienda crear un plan de vigilancia continuo del desempeño de los lazos de control en la planta ASU.
2. El numeral anterior también ayudará a detectar fallas en válvulas y otros equipos que constituyen los lazos, ayudando a con la planificación del mantenimiento.
3. Existen en el mercado varios programas de supervisión de lazos de control que funcionan utilizando las bondades de los sistemas Scadas. Se recomienda apoyarse con este tipo de herramientas. De esta forma se puede corregir rápidamente los PID cuando las condiciones de proceso varían debido a cambios de modos de producción. Analizar la posibilidad que un software de este tipo sea desarrollado en la FIEC-ESPOL.

BIBLIOGRAFÍA

[1] Antonio Creus Solé, Instrumentación Industrial, Alfaomega Grupo Editor, S.A. de C.V. Octava Edición, 2011.

[2] www.expertune.com, Comparison of PID Control Algorithms, octubre 2014.

[3] www.aiche.org, Implement an effective loop tuning strategy, noviembre 2014.

[4] SIMATIC, Standard Software for S7-300 and S7-400 – PID Control C79000-G7076-C516-01, Siemens AG, 1996

[5] www.engineers-excel.com, apps, noviembre 2014

[6] I.Q. Juan Camilo Calderón Osorio, CONTROL DE PROCESOS MULTIVARIABLES MEDIANTE UN SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO MODIFICADO, Magíster en Ingeniería - Ingeniería Química, 2009.

ANEXOS

MÉTODO SIMC DEL PRF. SKOGESTAD UTILIZADO EN PROGRAMA DESARROLLADO POR ENGINEERS-EXCEL:



Journal of Process Control 13 (2003) 291–309

JOURNAL OF
**PROCESS
CONTROL**

www.elsevier.com/locate/jprocont

Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning[☆]

Sigurd Skogestad*

Department of Chemical Engineering, Norwegian University of Science and Technology, N-7491 Trondheim, Norway

Received 18 December 2001; received in revised form 25 June 2002; accepted 11 July 2002

Abstract

The aim of this paper is to present analytic rules for PID controller tuning that are simple and still result in good closed-loop behavior. The starting point has been the IMC-PID tuning rules that have achieved widespread industrial acceptance. The rule for the integral term has been modified to improve disturbance rejection for integrating processes. Furthermore, rather than deriving separate rules for each transfer function model, there is just a single tuning rule for a first-order or second-order time delay model. Simple analytic rules for model reduction are presented to obtain a model in this form, including the “half rule” for obtaining the effective time delay.

© 2002 Elsevier Science Ltd. All rights reserved.

Keywords: Process control; Feedback control; IMC; PI-control; Integrating process; Time delay

1. Introduction

Although the proportional-integral-derivative (PID) controller has only three parameters, it is not easy, without a systematic procedure, to find good values (settings) for them. In fact, a visit to a process plant will usually show that a large number of the PID controllers are poorly tuned. The tuning rules presented in this paper have developed mainly as a result of teaching this material, where there are several objectives:

1. The tuning rules should be well motivated, and preferably model-based and analytically derived.
2. They should be simple and easy to memorize.
3. They should work well on a wide range of processes.

In this paper a simple two-step procedure that satisfies these objectives is presented:

Step 1. Obtain a first- or second-order plus delay model. The effective delay in this model may be obtained using the proposed half-rule.

Step 2. Derive model-based controller settings. PI-settings result if we start from a first-order model, whereas PID-settings result from a second-order model.

There has been previous work along these lines, including the classical paper by Ziegler and Nichols [1], the IMC PID-tuning paper by Rivera et al. [2], and the closely related direct synthesis tuning rules in the book by Smith and Corripio [3]. The Ziegler–Nichols settings result in a very good disturbance response for integrating processes, but are otherwise known to result in rather aggressive settings [4,5], and also give poor performance for processes with a dominant delay. On the other hand, the analytically derived IMC-settings in [2] are known to result in a poor disturbance response for integrating processes (e.g., [6,7]), but are robust and generally give very good responses for setpoint changes. The single tuning rule presented in this paper works well for both integrating and pure time delay processes, and for both setpoints and load disturbances.

1.1. Notation

The notation is summarized in Fig. 1. where u is the manipulated input (controller output), d the disturbance, y the controlled output, and y_s the setpoint (reference) for the controlled output. $g(s) = \frac{\Delta y}{\Delta u}$ denotes the process transfer function and $c(s)$ is the feedback part of the controller. The Δ used to indicate deviation

* Originally presented at the AIChE Annual meeting, Reno, NV, USA, Nov. 2001.

* Tel.: +47-7359-4154; fax: +47-7359-4080.

E-mail address: skoge@chemeng.ntnu.no

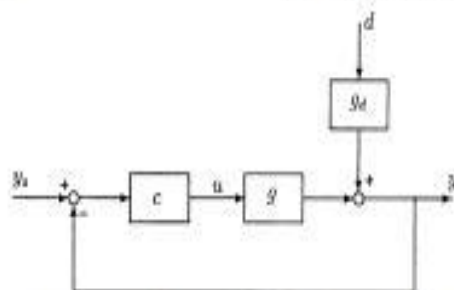


Fig. 1. Block diagram of feedback control system. In this paper we consider an input ("load") disturbance ($g_d = g$).

variables is deleted in the following. The Laplace variable s is often omitted to simplify notation. The settings given in this paper are for the series (cascade, "interacting") form PID controller:

$$\begin{aligned} \text{Series PID: } c(s) &= K_c \left(\frac{\tau_I s + 1}{\tau_D s} \right) (\tau_D s + 1) \\ &= \frac{K_c}{\tau_D} (\tau_I \tau_D s^2 + (\tau_I + \tau_D) s + 1) \end{aligned} \quad (1)$$

where K_c is the controller gain, τ_I the integral time, and τ_D the derivative time. The reason for using the series form is that the PID rules with derivative action are then much simpler. The corresponding settings for the ideal (parallel form) PID controller are easily obtained using (36).

1.2. Simulations

The following series form PID controller is used in all simulations and evaluations of performance:

$$u(s) = K_c \left(\frac{\tau_I s + 1}{\tau_D s} \right) \left(y_s(s) - \frac{\tau_D s + 1}{\tau_I s + 1} y(s) \right) \quad (2)$$

with $\tau_I = \alpha \tau_D$ and $\alpha = 0.01$ (the robustness margins have been computed with $\alpha = 0$). Note that we, in order to avoid "derivative kick", do not differentiate the setpoint in (2). The value $\alpha = 0.01$ was chosen in order to not bias the results, but in practice (and especially for noisy processes) a larger value of α in the range 0.1–0.2 is normally used. In most cases we use PI-control, i.e. $\tau_D = 0$, and the above implementation issues and differences between series and ideal form do not apply. In the time domain the PI controller becomes

$$u(t) = u_0 + K_c \left(\theta y_d(t) - y(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t (y_s(\tau) - y(\tau)) d\tau \right) \quad (3)$$

where we have used $b = 1$ for the proportional setpoint weight.

2. Model approximation (Step 1)

The first step in the proposed design procedure is to obtain from the original model $g_d(s)$ an approximate first- or second-order time delay model $g(s)$ in the form

$$\begin{aligned} g(s) &= \frac{k}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} e^{-\theta s} \\ &= \frac{k'}{(s + 1/\tau_1)(\tau_2 s + 1)} e^{-\theta s} \end{aligned} \quad (4)$$

Thus, we need to estimate the following model information (see Fig. 2):

- Plant gain, k
- Dominant lag time constant, τ_1
- (Effective) time delay (dead time), θ
- Optional: Second-order lag time constant, τ_2 (for dominant second-order process for which $\tau_2 > \theta$, approximately)

If the response is lag dominant, i.e. if $\tau_1 > 8\theta$ approximately, then the individual values of the time constant τ_1 and the gain k may be difficult to obtain, but at the same time are not very important for controller design. Lag-dominant processes may instead be approximated by an integrating process using

$$\frac{k}{\tau_1 s + 1} \approx \frac{k}{\tau_1 s} = \frac{k'}{s} \quad (5)$$

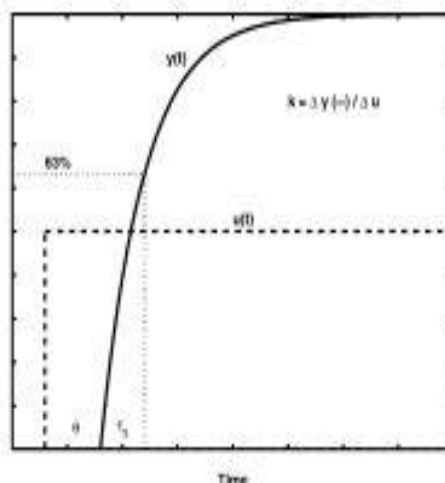


Fig. 2. Step response of first-order plus time delay process, $g_d = kc^{\theta s}/(\tau_1 s + 1)$.

which is exact when $\tau_1 \rightarrow \infty$ or $1/\tau_1 \rightarrow 0$. In this case we need to obtain the value for the

- Slope, $k' = k/\tau_1$

The problem of obtaining the effective delay θ (as well as the other model parameters) can be set up as a parameter estimation problem, for example, by making a least squares approximation of the open-loop step response. However, our goal is to use the resulting effective delay to obtain controller settings, so a better approach would be to find the approximation which for a given tuning method results in the best closed-loop response [here “best” could, for example, be to minimize the integrated absolute error (IAE) with a specified value for the sensitivity peak, M_s]. However, our main objective is not “optimality” but “simplicity”, so we propose a much simpler approach as outlined next.

2.1. Approximation of effective delay using the half rule

We first consider the control-relevant approximation of the fast dynamic modes (high-frequency plant dynamics) by use of an effective delay. To derive these approximations, consider the following two first-order Taylor approximations of a time delay transfer function:

$$e^{-\theta s} \approx 1 - \theta s \text{ and } e^{-\theta s} = \frac{1}{e^{\theta s}} \approx \frac{1}{1 + \theta s} \quad (6)$$

From (6) we see that an “inverse response time constant” T_0^{inv} (negative numerator time constant) may be approximated as a time delay:

$$(-T_0^{inv} s + 1) \approx e^{-T_0^{inv} s} \quad (7)$$

This is reasonable since an inverse response has a deteriorating effect on control similar to that of a time delay (e.g. [8]). Similarly, from (6) a (small) lag time constant τ_0 may be approximated as a time delay:

$$\frac{1}{\tau_0 s + 1} \approx e^{-s/\tau_0} \quad (8)$$

Furthermore, since

$$\begin{aligned} \frac{-T_0^{inv} s + 1}{\tau_0 s + 1} e^{-\theta s} &\approx e^{-\theta s} e^{-T_0^{inv} s} e^{-s/\tau_0} \\ &= e^{-(\theta + T_0^{inv} + \tau_0^{-1})s} = e^{-\theta' s} \end{aligned}$$

it follows that the effective delay θ can be taken as the sum of the original delay θ_0 , and the contribution from

the various approximated terms. In addition, for digital implementation with sampling period h , the contribution to the effective delay is approximately $h/2$ (which is the average time it takes for the controller to respond to a change).

In terms of control, the lag-approximation (8) is conservative, since the effect of a delay on control performance is worse than that of a lag of equal magnitude (e.g. [8]). In particular, this applies when approximating the largest of the neglected lags. Thus, to be less conservative it is recommended to use the simple *half rule*:

- **Half rule** the largest neglected (denominator) time constant (lag) is distributed evenly to the effective delay and the smallest retained time constant.

In summary, let the original model be in the form

$$\prod_j \frac{(-T_j^{inv} s + 1)}{\tau_j s + 1} e^{-\theta_0 s} \quad (9)$$

where the lags τ_j are ordered according to their magnitude, and $T_j^{inv} > 0$ denote the inverse response (negative numerator) time constants. Then, according to the half rule, to obtain a first-order model $e^{-\theta' s}/(\tau_1 s + 1)$, we use

$$\tau_1 = \tau_{10} + \frac{\tau_{20}}{2}; \quad \theta' = \theta_0 + \frac{\tau_{20}}{2} + \sum_{j>3} \tau_j + \sum_j T_j^{inv} + \frac{h}{2} \quad (10)$$

and, to obtain a second-order model (4), we use

$$\begin{aligned} \tau_1 &= \tau_{10}; \quad \tau_2 = \tau_{20} + \frac{\tau_{30}}{2}; \\ \theta &= \theta_0 + \frac{\tau_{30}}{2} + \sum_{j>4} \tau_j + \sum_j T_j^{inv} + \frac{h}{2} \end{aligned} \quad (11)$$

where h is the sampling period (for cases with digital implementation).

The main basis for the empirical half-rule is to maintain the robustness of the proposed PI- and PID-tuning rules, as is justified by the examples later.