



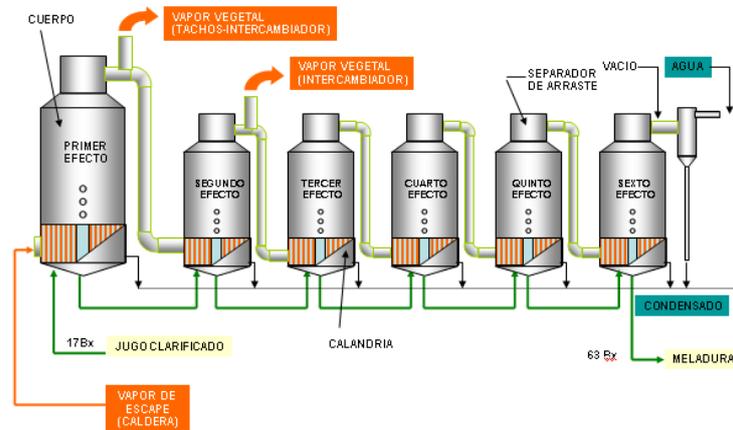
UNIVERSIDAD NACIONAL DE LOJA

AREA DE ENERGIA, INDUSTRIAS Y RECURSOS NATURALES NO RENOVABLES

INGENIERIA ELECTROMECHANICA

TRABAJO DE DIPLOMA

“Diseño de un Sistema de Automatización para un Proceso de Evaporación (MALCA)”



Autor: Julio Emmanuel Pullaguari Arciniega

Tutor: Dr. Luis Manuel Peralta Suárez

Asesores: Ing. Francisco Aleaga

MSc. Iván Pérez Carrión

Loja – Ecuador

2007

DECLARACION EXPRESA

La responsabilidad por los hechos, ideas y doctrinas expuestos en este proyecto de grado, me corresponden exclusivamente; y el patrimonio intelectual del mismo, a la “UNIVERSIDAD NACIONAL DE LOJA”

Con este trabajo culmina un gran sueño de mi vida, el momento me lleva a la reflexión y en mi memoria se dibujan las imágenes de todos aquellos que contribuyeron de una forma u otra en mi educación y me ayudaron a alcanzar una meta tan deseada como esta. No quisiera mencionar sus nombres pues cometería la grave injusticia de olvidar alguno y eso sería imperdonable. Así doy gracias a esa inmensidad, a la que me cuidó en la niñez (Mi madre), al que me enseñó poniendo en mi su esperanza (Mi padre), al que me escuchó (Mi hermano), aquel que un día me dio una hoja, me prestó su lápiz o su tiempo en una computadora (A mis primos), en fin aquellos que en un momento amargo me hicieron sonreír (A mis amigos), al que se mostró espontáneo (A mis maestros), en fin a todos aquellos que confiaron en mi y sacrificaron deliciosas horas de sueño.

Es el momento además de pedir excusas por aquella interrupción o por alguna tardanza o quizás por que algún día fui inoportuno.

En fin agradecer la dedicación y la paciencia por darme un espacio de su tiempo, un espacio en sus vidas ya que cualquier atención, preocupación y desvelo siempre será recordado.

Julio Emmanuel Pullaguari Arciniega

A Dios sobre todas las cosas

A la UNL que me brindó la oportunidad de estudiar

Dr. Luis Manuel Peralta, Profesor de la UCLV (Cuba)

Dra. Maria Eugenia O'Farril, Profesora de la UCLV (Cuba)

MSc. Iván Pérez, Profesor de MOA (Cuba)

MSc. Jose Garcia, Profesor del departamento de Automática de la UCLV (Cuba)

Ing. Marco Coronel, Jefe del departamento de automatización de MALCA

Tecn. Iván Valarezo, Jefe del departamento de Instrumentación de MALCA

Ing. Francisco Aleaga, Profesor de la Universidad Nacional de Loja



“En la tierra hace falta personas que trabajen más y critiquen menos, que construyan más y destruyan menos, que prometan menos y resuelvan más, que esperen recibir menos y dar más, que digan mejor AHORA que MAÑANA.”

Ernesto Guevara de la Serna.



Resumen

En este trabajo de investigación se introduce la problemática y complejidad de los asuntos relacionados con el control y la automatización de procesos industriales.

El objetivo principal de este trabajo es elaborar una arquitectura de automatización para el control eficiente de un sistema de evaporación de seis efectos, en el cual deba primar la flexibilidad y sencillez como primera opción y que trabaje en un entorno abierto y con costos razonables.

Para esta tarea y siguiendo los lineamientos metodológicos de esta investigación, se elaboró un levantamiento entero del objeto de estudio, tomando en cuenta cada uno de los instrumentos, planos, diagramas de flujo, así como las diversas etapas de funcionamiento con las que cuenta el proceso de evaporación, para luego, poder hacer un estudio muy minucioso de los principales factores que intervienen directamente en la eficiencia del sistema de evaporación.

Una gran variedad de medios técnicos existen para el desarrollo de un sistema automatizado desde medios convencionales hasta inteligentes, medios de cómputos de propósitos específicos, modulares, etc. Así mismo el software se ha desarrollado grandemente existiendo diferentes sistemas operativos, software para el desarrollo de aplicaciones, software específicos desarrollados por diferentes firmas de automatización, etc.

La experiencia de *Smar*, empresa brasileña con tecnología *Fieldbus* dedicada a la automatización de procesos industriales y reconocida hoy en día como una de las mejores en el control de los más variados procesos, y sus más modernos instrumentos y dispositivos de campo hacen que sea una tecnología a tener en cuenta en el proceso de evaporación. El conocimiento en control e instrumentación de procesos permite el dominio de las más diversas aplicaciones, garantizándole seguridad y garantía a las empresas. Como pioneros en esta área, con cientos de sistemas instalados en todo el mundo, se puede demostrar el dominio tecnológico y liderazgo de *Smar* sobre los demás fabricantes.



Summary

In this investigation work it will be introduced the problem and complexity of the matters related with the control and the automation of industrial processes

The main objective of this work is to elaborate an automation architecture for the control of a system of evaporation of six goods, in which should prevail the flexibility and simplicity like first option and that he/she works in an open environment and with reasonable costs.

For this task and following the methodological limits of this investigation, a whole rising of the study object was elaborated, taking into account each one of the instruments, planes, diagrams of flow, as well as the diverse operation stages with those that counts the evaporation process, stop then, to be able to make a very meticulous study of the main factors that you/they intervene directly in the efficiency of the evaporation system.

A great variety of technical means exists for the development of an automated system from conventional means until intelligent, means of computations of specific purposes, modulares, etc. Likewise the software has been developed existing different operating systems largely, software for the development of applications, specific software developed by different automation signatures, etc.

The experience of Smar, Brazilian company with technology Fieldbus dedicated to the automation of processes industrial and grateful today in day like one of the best in the control of the most varied processes, and their most modern instruments and field devices make him to be a technology to keep in mind in the evaporation process

The knowledge in control and instrumentation of processes allows the domain of the most diverse applications, guaranteeing security and guarantee to the companies. As pioneers in this area, with hundred of systems installed in the entire world, it can demonstrate himself the technological domain and leadership of Smar on the other makers.



Dedicatoria.....	1
Agradecimiento.....	2
Pensamiento.....	3
Resumen.....	4
Índice.....	5
Introducción.....	9

CAPITULO I DESCRIPCIÓN TECNOLÓGICA

1.1 Descripción general del sistema.....	11
1.2 Propuesta de mejoras al sistema actual.....	12
1.3 Evaporación en la industria.....	14
1.4 Importancia del evaporador de múltiple efecto.....	14
1.5 Clasificación de los evaporadores de múltiple efecto.....	15
1.5.1 Evaporador tipo calandria de tubos verticales.....	15
1.6 Aspectos importantes a considerar en la evaporación por efectos.....	16

CAPITULO II CONTROL AUTOMATICO DE PROCESOS INDUSTRIALES

2.1 Introducción.....	17
2.2 Componentes básicos del sistema de control.....	17
2.3 Sistema de control de procesos.....	18
2.4 Términos importantes del control automático.....	20
2.5 Señales de transmisión.....	22
2.6 Control por retroalimentación (PID).....	23
2.7 Estrategias de control.....	23
2.8 Bases necesarias para el control de procesos.....	24
2.9 Sensores y transmisores.....	25
2.10 Válvulas de control.....	25
2.10.1 Funcionamiento.....	26
2.10.2 Dimensionamiento.....	27
2.10.3 Características de flujo.....	27
2.11 Funcionamiento de los controladores.....	29
2.12 Controladores por retroalimentación.....	30
2.13 Reajuste excesivo.....	31
2.14 Estabilidad del circuito de control.....	31



2.15 Ajuste de los controladores32

CAPITULO III TECNOLOGIA FIELDBUS FOUNDATION

3.1 Introducción.....35

3.2 Arquitectura del system 302.....36

3.3 Características del system 302.....38

3.3.1 Costos de mantenimiento bajos.....38

3.3.2 Ingeniería simplificada. plug and play.....38

3.3.3 Comunicación bidireccional.....39

3.3.4 Seguridad.....39

3.3.5 Facilita el mantenimiento.....39

3.3.6 Beneficios económicos.....40

3.3.7 Calidad de la información.....40

3.3.8 Eliminación del hardware tradicional.....41

3.3.9 Flexibilidad.....41

3.3.10 Interoperabilidad.....42

3.3.11 Facilidad de aprendizaje.....42

3.3.12 Desventajas.....42

3.4 Características de la red.....43

3.4.1 Topologías.....43

3.4.1.1 Tipos de topologías.....43

3.4.2 Dispositivos.....44

3.5 Instrumentación de campo.....45

3.5.1 Cables.....45

3.5.2 Instrumentación Fieldbus.....46

3.5.2.1 LD302, Transmisor de presión Fieldbus.....46

3.5.2.2 TT302, Transmisores de temperatura.....46

3.5.2.3 FY302, Posicionador de válvula.....47

3.5.2.4 DT302, Transmisores de densidad/concentración.....48

3.5.2.5 DC302 Modulo de entradas y salidas remotas para Fieldbus.....49

3.5.2.6 JB, caja de uniones.....49

3.5.2.7 BT302, Terminal del bus.....50

3.5.3 Sensores.....52

3.5.3.1 LD302, Transmisor de Presión.....52



3.5.3.1.2 Flujo Volumétrico.....	53
3.5.3.1.3 Presión.....	54
3.5.3.1.4 Nivel.....	55
3.5.3.2 TD302 Transmisor de densidad.....	56
3.5.3.3 TT302 Transmisor de temperatura.....	56
3.5.3.3.1 Termopares o Termocuplas.....	57
3.5.3.3.2 Termoresistencias RTDs.....	58
3.6 Bridge.....	60
3.6.1 DFI302 Fieldbus universal Bridge.....	60
3.6.2 Partes de la DFI302.....	61
3.6.2.1 Rack principal.....	61
3.6.2.2 DF50, Fuente de alimentación.....	62
3.6.2.3 DF51 CPU.....	62
3.6.2.4 PS302P, Fuente de alimentación Fieldbus (DF52).....	63
3.6.2.5 PSI302P, impedancia de la fuente de alimentación (DF-53).....	64
3.7 Configurador Syscon.....	65
3.7.1 Requerimientos mínimos.....	66
3.7.2 Bloque de funciones.....	66

CAPITULO IV DISEÑO Y SIMULACION DE LOS SISTEMAS DE CONTROL

4.1 Nomenclatura (SI).....	68
4.2 Introducción.....	70
4.2 Modelo en Estado Estacionario.....	70
4.3 Modelo matemático en estado dinámico.....	70
4.3.1 Proceso tecnológico.....	71
4.3.2 Variables en estado dinámico.....	71
4.3.3 Consideraciones.....	72
4.3.4 Expresiones principales.....	72
4.4 Estrategias de control.....	74
4.5 Simulación.....	83
4.6 Ajuste de los controladores (estrategía II).....	84
4.7 Variables que intervienen en la estrategia II.....	85
4.7.1 Variables a controlar.....	85
4.7.2 Variables a monitorear.....	85



4.8.1 Señales analógicas de entrada.....	88
4.8.2 Señales analógicas de salida.....	88
4.8.3 Señales digitales.....	89
4.9 Selección de sensores.....	89
4.10 Selección de las válvulas.....	89

CAPITULO V DISEÑO DE LA ARQUITECTURA DE AUTOMATIZACION

4.1 Introducción.....	93
4.2 Configuración de la red Fieldbus.....	93
4.2.1 Hardware.....	95
4.2.2 Software.....	100
4.3 DC302, modulo de entradas y salidas para Fieldbus.....	102
4.4 Nivel de supervisión y monitoreo.....	106
4.5 Arquitectura de automatización.....	111
4.5.1 Nivel de campo.....	111
4.5.2 Bridge.....	112
4.5.3 Nivel de supervisión y monitoreo.....	112
4.5 Interlock.....	112

CAPITULO VI ANALISIS ECONOMICO E IMPACTO AMBIENTAL

6.1 Introducción.....	113
6.2 Estrategia propuesta.....	113
6.3 Instrumentación.....	115
6.4 Evaluación económica.....	116
6.5 Propuesta alternativa.....	117
6.6 Impacto ambiental.....	117
Conclusiones.....	119
Recomendaciones.....	120
Bibliografía.....	121
Anexo A.....	122
Anexo B.....	123
Anexo C.....	135
Anexo D.....	141



INTRODUCCION

El ingenio monterrey se ubica en el valle de Catamayo provincia de Loja, fue fundado en 1960 por don Alberto hidalgo, desde entonces se ha convertido en el eje principal de desarrollo de Catamayo y la provincia de Loja

La misión de Monterrey Azucarera Lojana C.A., en su calidad de empresa agroindustrial, es asegurar plenamente el abastecimiento de productos derivados de la caña de azúcar en la región sur del país, sus operaciones son ejecutadas procurando la calidad total y el aprovechamiento sustentable del medio ambiente, para cuyo fin se propone incorporar procesos y tecnologías de vanguardia, que hagan viable el aprovechamiento optimo de los recursos y la obtención de productos de alta calidad con el menor precio posible, para la satisfacción de sus clientes, para cumplir estos objetivos la empresa actualmente se encuentra en una renovación tecnológica de todos sus equipos. Pero algunos de sus equipos no prestan el servicio adecuado ya que debido al tiempo de funcionamiento tiene una serie de problemas que no permite un control adecuado que permita aprovechar al máximo las capacidades del equipo, como es el proceso de evaporación de seis efectos que no cuenta con un sistema de automatización que permita supervisar y controlar las variables mas importantes del proceso como temperatura, presión, concentración, nivel etc. para mantener un buen rendimiento energético en el proceso de producción de azúcar y obtener meladura de concentración optima.

La operación de la planta se la realiza de forma discontinua en jornadas de 15 días y a veces hasta menos por las impurezas que contiene el jugo, lo que provoca incrustaciones en las paredes de los tubos de la calandria disminuyendo el coeficiente de transferencia de calor, reduciendo la eficiencia del proceso, razón por la cual se debe parar el proceso para realizar el respectivo mantenimiento.

Al no disponerse de un sistema de automatización eficiente que permita controlar las variables del sistema, que hagan viable el aprovechamiento optimo de los recursos y la obtención de productos de alta calidad con el menor precio posible para la satisfacción de la empresa, es por ello que adquiere gran importancia la necesidad de un sistema de automatización para el proceso de evaporación. (*Ver Anexo A*)



Para cumplir con dicho propósito en esta investigación se ha planteado los siguientes objetivos:

General

- Diseñar un sistema de automatización que permita mejorar la eficiencia de operación del proceso de evaporación (MALCA)

Específicos

- Realizar la programación del PLC para controlar las variables de presión, nivel, concentración y flujo del proceso de evaporación
- Diseñar la arquitectura de automatización para el proceso de evaporación (MALCA)
- Socializar los resultados



Capítulo I

Descripción Tecnológica

1.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL SISTEMA.

El proceso para la obtención de azúcar consta de muchas etapas, una de ellas es la etapa de evaporación cuya función es eliminar el agua que se encuentra en la solución hasta conseguir una concentración adecuada en la meladura del último efecto

El proceso de evaporación consta de los siguientes equipos:

1. **Una bomba de vacío**, produce vacío en los tres últimos efectos para evitar tener temperaturas muy elevadas, tiene una potencia de 25 hp
2. **Dos bombas centrifugas**, Estas se encuentran en paralelo, pero funciona una a la vez, la otra queda en caso de que se dañe la primera y evitar que el proceso se pare; ambas tienen una potencia de 7.5 hp, Presión de descarga de 78 Psi y un caudal de 35-40 m³/h
3. **Un condensador barométrico**, trabaja conjuntamente con la bomba de vacío para producir vacío en los últimos evaporadores
4. **El tanque de jugo clarificado**, Es en donde se deposita el jugo clarificado proveniente del proceso de clarificación. Las dimensiones del tanque de jugo clarificado son: Altura: 3.87 m, Diámetro: 1.25 m

Las propiedades del jugo clarificado son: Brix: 17, Sacarosa: 14.52, Pureza: 89, PH: 6.74, Turbidez: 150-180 unidades. La presión atmosférica a la que se encuentra Catamayo provincia de Loja es de 0.84 atm

5. **Proceso de Evaporación**, Consta de seis evaporadores cada uno con diferentes características y dimensiones las mismas que se describen en la **tabla 1.1**

Siguiendo los lineamientos metodológicos de esta investigación, se elaboró un levantamiento entero del objeto de estudio, tomando en cuenta cada uno de los instrumentos, equipos, así como las diversas etapas de funcionamiento con las que cuenta el proceso de evaporación, para luego, poder hacer un estudio muy minucioso de los principales factores que intervienen directamente en la eficiencia del sistema de evaporación, como se puede observar en la **figura 1.1**



MALCA PARAMETROS TECNOLOGICOS		Evaporador					
		I	II	III	IV	V	VI
ϕ_e ; exterior del Tubo (m)		0.0381	0.0381	0.0381	0.0381	0.0381	0.0381
ϕ_i ; interior del Tubo (m)		0.0369	0.0369	0.0369	0.0369	0.0369	0.0369
\emptyset del descenso del jugo (m)		0.508	0.34	0.27	0.254	0.254	0.254
# de Tubos		2286	1600	980	402	522	528
h ; Altura (m)		2.276	1.950	1.932	1.650	1.650	1.650
h/3		0.76	0.65	0.644	0.55	0.55	0.55
\emptyset de la calandria (m)		2.7	2.3	1.7	1.325	1.365	1.829
Espesor (m)		0.0012	0.0012	0.0012	0.0012	0.0012	0.0012
Presión absoluta del Vapor a la entrada		22 psi					
		151680 Pascales					
Presión absoluta del Vapor		18 psi	14 psi	10 psi	14.8" HG	9.8" HG	1.13386" HG
	Pascales	124110	96530	68950	50118.5	33186.6	3839.69
Temperatura del vapor a la entrada [°C]		130					
Temperatura del jugo a la entrada [°C]		110					
Temperatura del vapor [°C]		120	110	100	85	75	60
Temperatura del jugo [°C]		120	110	100	85	75	60
F0; Cantidad de jugo a la entrada $\left[\frac{T}{h}\right]$		29.96					

Tabla 1.1 Parámetros tecnológicos

1.2 PROPUESTA DE MEJORAS AL SISTEMA ACTUAL

Conociendo las diferentes limitaciones que afectan al sistema de evaporación se proponen algunas soluciones y medidas que permitirán una explotación más confiable y óptima del mismo, teniendo en cuenta el futuro creciente de las distintas áreas que con el desarrollo planificado del ingenio azucarero y el surgimiento de nuevas líneas de producción pudieran implementarse.

Como la empresa ya cuenta con una tecnología definida que es *Fieldbus Foundation* y una empresa brasileña *Smar* que se dedica a la automatización de procesos industriales especialmente en la automatización de ingenios azucareros y de alcohol ya queda definido el proveedor y la tecnología a utilizarse.

Para cumplir con lo propuesto será necesario realizar las siguientes tareas:



- Hacer un balance en estado estacionario del proceso de evaporación
- Realizar un modelo dinámico que permita conocer el comportamiento dinámico del sistema
- Diseñar los sistemas de control
- Seleccionar los equipos e instrumentos necesarios para la automatización del proceso
- Proponer una arquitectura de automatización para el proceso de evaporación
- Análisis técnico económico de los elementos necesarios para la automatización del proceso de evaporación.

1.3 EVAPORACION EN LA INDUSTRIA

La estación de evaporación es la responsable de concentrar el jugo y convertirlo en meladura por la acción del vapor bajo el principio del múltiple efecto, descubierto por el Norteamericano Robert Riellux y se define como el *centro de balance energético de los ingenios* pues ella recibe *vapores de escape de alta presión* y entrega *vapores vegetales a calentadores y tachos*; por ello su operación, limpieza y mantenimiento están estrechamente vinculadas a la eficiencia energética del ingenio azucarero.

Por lo expuesto anteriormente es justificado decir que el proceso de evaporación posee gran importancia dentro de la técnica aplicada en la obtención de azúcar ya que de ella depende su calidad.

1.4 IMPORTANCIA DEL EVAPORADOR DE MULTIPLE EFECTO

El evaporador de múltiple efecto tiene una gran importancia tanto en el aspecto técnico como en el económico. Cualquier innovación efectuada a un proceso que tiende a aumentar la eficiencia del mismo es un factor importante desde el punto de *vista técnico* del proceso; este es el caso del evaporador de múltiple efecto en la obtención del azúcar. El hecho de que el evaporador analizado aumente la eficiencia del proceso implica también una disminución del costo de operación de dicho proceso, por tal motivo el múltiple efecto tiene una importancia *económica*.

1.5 CLASIFICACION DE LOS EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO

1. Evaporador de tubos horizontales
2. Evaporador tipo calandria de tubos verticales
3. Evaporador tipo canasta de tubos verticales
4. Evaporador de tubos verticales largos

Dado que el evaporador va a manejar un líquido viscoso, se descarta la posibilidad de utilizar los evaporadores de tubos horizontales, así como los evaporadores de tubos verticales largos, queda por elegir entre el evaporador tipo canasta o calandria, La política de selección entre un evaporador tipo canasta o calandria es una particularidad de cada industria, en el caso del Ingenio Monterrey (MALCA) se ha elegido el *evaporador tipo calandria de tubos verticales (Ver Anexo A)*

1.5.1 EVAPORADOR TIPO CALANDRIA DE TUBOS VERTICALES

Como se puede observar en la *figura 1.2* consiste en una envoltura cilíndrica vertical con un haz de tubos verticales cortos, colocados entre dos espejos que se rechazan en las bridas de la envoltura cilíndrica del evaporador

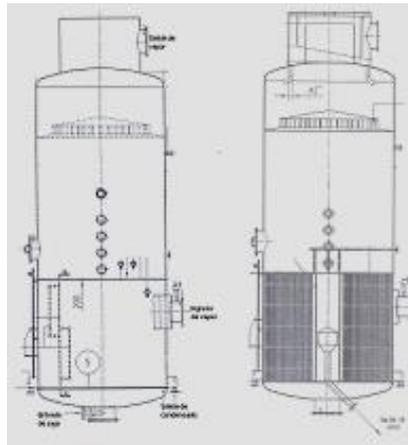


Figura 3.1 Evaporador tipo calandria de tubos verticales

El vapor fluye por afuera de los tubos, en la parte central del haz de tubos hay un tubo grueso el cual esta destinado al descenso del líquido frío. El diámetro de los tubos es grande para disminuir la caída de presión y permitir mayor circulación del jugo. Se suele colocar deflectores o guías de vapor para que la distribución del vapor en los tubos sea completa. Este evaporador es el mas usado y suele llamárselo *Standard* recomendable para soluciones que depositen incrustaciones o sales es decir que pueden tener un servicio mas riguroso que el evaporador de tubos horizontales. (*Ver Anexo A*)



1.6 ASPECTOS IMPORTANTES A CONSIDERAR EN LA EVAPORACION POR EFECTOS

- **Punto de ebullición**, En la evaporación por efectos del jugo de azúcar el punto de ebullición del jugo depende básicamente de la presión del jugo y su concentración. La temperatura de ebullición del agua depende de la presión a la que se encuentra, depende también de un factor denominado efecto de la carga hidrostática. Como el líquido que se evapora no es agua sino una concentración de azúcar, se debe considerar también el efecto que produce esta concentración sobre el punto de ebullición. El punto de ebullición se eleva a razón de la concentración del líquido.

- **Limites de temperatura**, Cuando se concentra una solución de azúcar se deben respetar ciertos límites de temperatura que influirán luego en la calidad del azúcar a obtenerse.

- **Limites de concentración**, Generalmente el jugo que llega al primer efecto tiene un grado brix de 17. Luego se lo concentra hasta llevarlo a 63 grados brix. Por lo tanto la escala de concentración es de 46 grados brix

El límite inferior de concentración depende básicamente del proceso de clarificación. Mientras que el límite superior esta determinado por el punto de cristalización de la azúcar.

Un aspecto muy importante que se debe considerar es el nivel de jugo optimo que debe mantenerse dentro del cuerpo, ya que si el nivel de jugo es bajo, solo llegara a la parte superior de la calandria cuando entre en ebullición o por el contrario cuando el nivel del jugo es alto los tubo de la calandria estarían sumergidos dentro de el y no subiría el jugo a través de los tubos.

Un científico llamado Kerr manifestó que el coeficiente de transmisión es máximo cuando el nivel del jugo alcanza el 35% de la longitud de los tubos medido a partir de la placa inferior

En la práctica se opta por decir que el nivel óptimo de los jugos en la calandria es de 1/3 de la longitud de los tubos.

El nivel de jugo también depende del diámetro de los tubos de la calandria, debido a que los tubos de menor diámetro se prestan para la formación de películas de vapor, el nivel de jugo debe ser menor del 25% del orden de la longitud de los tubos.



Capítulo II

Control Automático de procesos Industriales

2.1 INTRODUCCIÓN

El área de la tecnología que se dedica al control de un proceso industrial de forma automática, es decir sin intervención humana se llama automatización de procesos industriales y tiene dos aspectos diferenciados pero íntimamente ligados: el primero es la necesidad de controlar el proceso, y el segundo la utilización de la tecnología adecuada capaz de hacerlo real y operativo.

Hoy en día conocer los fundamentos de los sistemas de control y de automatización resulta muy útil por cuanto cualquier ingeniero, independiente de su titulación y de las tareas que tenga encomendadas en relación con su trabajo, es muy probable que acabe teniendo contacto con ellos, aun cuando únicamente los use sin profundizar en la industria que los soporta ni en el conocimiento de los dispositivos físicos utilizados.

El objetivo del control automático de procesos es mantener en determinado valor de operación las variables del proceso tales como: temperaturas, presiones, flujos, compuestos etc. A pesar de las perturbaciones y como se verá mas adelante los procesos son de naturaleza dinámica, en ellos siempre ocurren cambios y si no se emprenden las acciones pertinentes, las variables importantes del proceso, es decir, aquellas que se relacionan con la seguridad, la calidad del producto y los índices de producción, no cumplirán con las condiciones de diseño.

En la actualidad el uso de los ordenadores para el control automático tiene una importancia fundamental, en la infraestructura tecnológica de una sociedad moderna. El ordenador, que al inicio únicamente se encargaba de realizar la tarea de control automático, pasa a tomar nuevas responsabilidades dentro de la jerarquía de control.

2.2 COMPONENTES BASICOS DEL SISTEMA DE CONTROL.

Los cuatro componentes básicos de todo sistema de control como se muestra en la *figura 2.1* son:

1. *Sensor*, que también se conoce como elemento primario.

2. **Transmisor**, el cual se conoce como elemento secundario.
3. **Controlador**, es el cerebro del sistema de control.
4. **Elemento final de control**, frecuentemente se trata de una válvula de control aunque no siempre. Otros elementos finales de control comúnmente utilizados son las bombas de velocidad variable, las bandas transportadoras y los motores eléctricos.

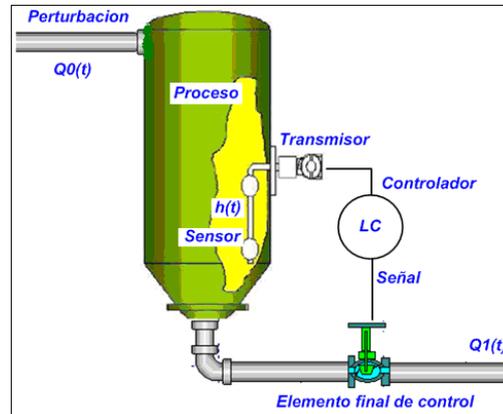


Fig. 2.1 Componentes de un sistema de control

El ingeniero que diseña el sistema de control debe asegurarse que las acciones que se emprendan tengan su efecto en la variable controlada, es decir, que la acción emprendida repercuta en el valor que se mide; de lo contrario el sistema no se controla y puede ocasionar más perjuicio que beneficio.

2.3 SISTEMA DE CONTROL DE PROCESOS

Para aclarar más las ideas expuestas aquí, considérese un intercambiador de calor, en el cual la corriente en el proceso se calienta mediante vapor de condensación, como se ilustra en la **figura 2.2**. El propósito es calentar el fluido que se procesa, de una temperatura dada de entrada $T_i(t)$, a cierta temperatura de salida $T(t)$ que se desea. Como se dijo, el medio de calentamiento es vapor de condensación y la energía que gana el fluido en el proceso es igual al calor que libera el vapor, siempre y cuando no haya pérdidas de calor en el entorno, esto es, el intercambiador de calor y la tubería tienen un aislamiento perfecto; en este caso, el calor que se libera es el calor latente en la condensación del vapor. En este proceso existen muchas variables que pueden cambiar, lo cual ocasiona que la temperatura de salida se desvíe del valor deseado, si esto llega a suceder, se deben emprender algunas acciones para corregir la desviación;

esto es, el objetivo es controlar la temperatura de salida del proceso para mantenerla en el valor que se desea.

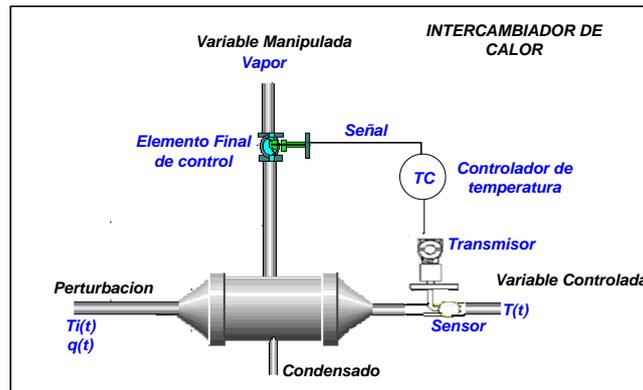


Fig. 2.2 Control por retroalimentación

Una manera de lograr este objetivo es primero medir la temperatura $T(t)$, después comparar ésta con el valor que se desea y con base en la comparación, decidir qué se debe hacer para corregir cualquier desviación. Se puede usar el flujo del vapor para corregir la desviación, es decir, si la temperatura está por arriba del valor deseado, entonces se puede cerrar la válvula de vapor para cortar el flujo del mismo (energía) hacia el intercambiador de calor. Si la temperatura está por abajo del valor que se desea, entonces se puede abrir un poco más la válvula de vapor para aumentar el flujo de vapor (energía) hacia el intercambiador. Todo esto lo puede hacer manualmente el operador y puesto que el proceso es bastante sencillo no debe representar ningún problema. Sin embargo, en la mayoría de las plantas de proceso existen cientos de variables que se deben mantener en algún valor determinado y con este procedimiento de corrección se requeriría una cantidad tremenda de operarios, por ello, sería preferible realizar el control de manera automática, es decir, contar con instrumentos que controlen las variables sin necesidad de que intervenga el operador. Esto es lo que significa el **control automático de proceso**.

Para lograr este objetivo se debe diseñar e implementar un **sistema de control**. El primer paso es medir la temperatura de salida de la corriente del proceso, esto se hace mediante un sensor (termopar, dispositivo de resistencia térmica, termistores, etc.). El sensor se conecta físicamente al **transmisor**, el cual capta la salida del sensor y la convierte en una señal lo suficientemente intensa como para transmitirla al **controlador**, El controlador recibe la señal, que está en relación con la temperatura, la compara con el valor que se desea y, según el resultado de la comparación, decide qué hacer para



mantener la temperatura en el valor deseado. Con base en la decisión, el controlador envía otra señal al *elemento final de control*, el cual, a su vez, maneja el flujo de vapor. El ejemplo mencionado anteriormente y el que se muestra en la *figura 2.2* con todos sus componentes básicos es lo que se llama control por *retroalimentación* o *Feedback* en inglés

2.4 TERMINOS IMPORTANTES DEL CONTROL AUTOMATICO

Es necesario definir algunos de los términos que se usan en el campo del control automático de proceso.

Variable puntual (t), es aquella que representa en cada instante el valor de la magnitud en relación con el tiempo t .

Variable de desviación o Error, es aquella que representa en cada instante la diferencia entre el valor real de la magnitud en dicho instante (t) y el valor de la misma que corresponde a un estado estacionario de referencia que define el valor inicial de la variable. Es decir:

$$\text{Variable de desviación (t)} = \text{variable puntual (t)} - \text{variable puntual (0)}$$

Variable controlada, ésta es la variable que se debe mantener o controlar dentro de algún valor deseado. En el ejemplo precedente la variable controlada es la temperatura de salida del proceso $T(t)$

Punto de control, es el valor que se desea que tenga la variable controlada.

La variable manipulada, es la variable que se utiliza para mantener a la variable controlada en el punto de control (punto de fijación o de régimen); en el ejemplo la variable manipulada es el flujo de vapor, $q(t)$

Finalmente, cualquier variable que ocasiona que la variable de control se desvíe del punto de control se define como *perturbación* o trastorno; en la mayoría de los procesos existe una cantidad de perturbaciones diferentes, por ejemplo, en el intercambiador de calor que se muestra en la figura anterior, las posibles perturbaciones son la temperatura de entrada en el proceso, $T_i(t)$, el flujo del proceso, $q(t)$, la calidad de la energía del vapor, las condiciones ambientales, la composición del fluido que se procesa, la contaminación, etc. Aquí lo importante es comprender que en la industria de procesos, estas perturbaciones son las causas para que se requiera el control automático de

proceso; si no hubiera alteraciones prevalecerán las condiciones de operación del diseño y no se necesitaría supervisar continuamente el proceso.

Para entender el significado del *tiempo muerto* tomaremos el ejemplo de la *figura 2.3* en donde se desarrolla el tiempo muerto, a causa del tiempo que toma que el líquido se mueva desde la salida del tanque hasta el punto 1. Sin embargo, en la mayoría de los procesos el tiempo muerto no se define tan fácilmente, generalmente es inherente y se distribuye a lo largo del proceso, en tales casos, el valor numérico no se evalúa tan fácilmente como en el presente ejemplo, sino que se requiere un modelo muy detallado o una evaluación empírica.

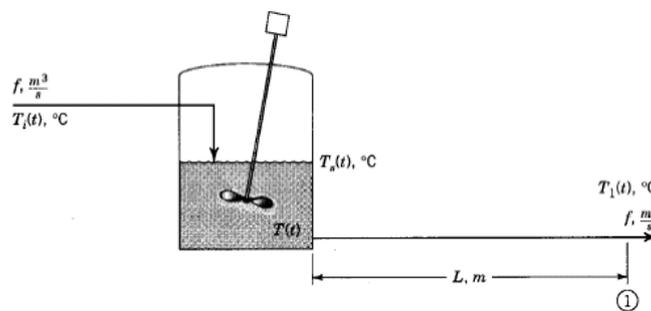


Fig. 2.3 Tiempo muerto

Calculo del tiempo muerto del ejemplo citado anteriormente

$$t_0 = \frac{\text{distancia}}{\text{velocidad}} = \frac{L}{q/A_p} = \frac{A_p L}{q} \quad (2.1)$$

t_0 = tiempo muerto en segundos

A_p = área transversal del conducto, m^2

L = longitud del conducto, m

Normalmente el *tiempo muerto* en los sensores y transmisores se lo desprecia ya que el tiempo de respuesta es inmediato, en cambio que en el proceso (evaporadores, columnas de destilación etc.) el tiempo muerto es considerable

Antes de concluir este epígrafe es necesario mencionar que la presencia de una cantidad significativa de *tiempo muerto* en un proceso, es la *peor* cosa que le puede ocurrir a un sistema de control; ya que el *tiempo muerto* afecta severamente al funcionamiento del sistema de control.

Circuito abierto o lazo abierto, se refiere a la situación en la cual se desconecta el controlador del sistema como se puede observar en la *figura 2.4*, es decir, el controlador

no realiza ninguna función relativa a como mantener la variable controlada en el punto de control.

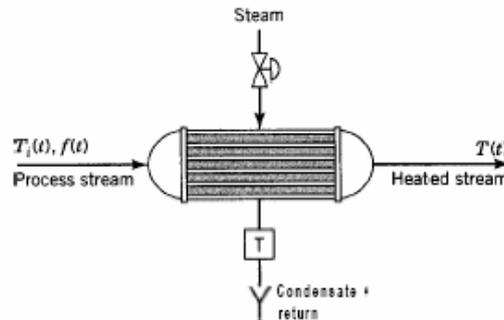


Fig. 2.4 Circuito abierto o Lazo abierto

Control de circuito cerrado, se refiere a la situación en la cual se conecta el controlador al proceso como se muestra en la **figura 2.5**; el controlador compara el punto de control (la referencia) con la variable controlada y determina la acción correctiva.

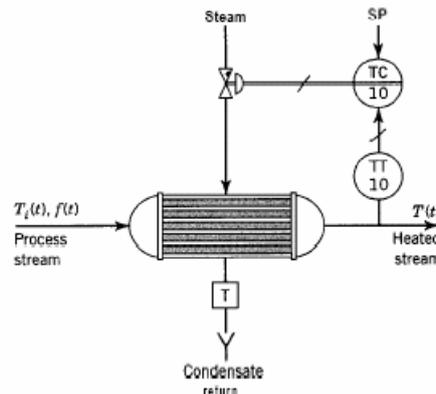


Fig. 2.5 Control de circuito cerrado

2.5 SEÑALES DE TRANSMISION

Las señales que se usan para la comunicación entre los instrumentos de un sistema de control. Actualmente se usan tres tipos de señales en la industria de procesos.

La primera es la **señal neumática o presión de aire**, que normalmente abarca entre 3 y 15 psi, con menor frecuencia se usan señales de 6 a 30 psi y de 3 a 27 psi

La señal eléctrica o electrónica, normalmente toma valores, entre 4 y 20, mA; el uso de 10 a 50 mA, de 1 a 5 V de 0 a 10 V son menos frecuentes

El tercer tipo de señal, el cual se esta convirtiendo en la mas normal, es la **señal digital o discreta** (unos y ceros); el uso de los sistemas de control de proceso con computadoras grandes, mini computadoras o microprocesadores está forzando el uso cada vez mayor de este tipo de señal.



2.6 CONTROL POR RETROALIMENTACION (PID)

La *ventaja del control por retroalimentación* consiste en que es una técnica muy simple, que compensa todas las perturbaciones. Cualquier perturbación puede afectar a la variable controlada, cuando ésta se desvía del punto de control, el controlador cambia su salida para que la variable regrese al punto de control. El circuito de control no detecta que tipo de perturbación entra al proceso, únicamente trata de mantener la variable controlada en el punto de control y de esta manera compensar cualquier perturbación.

La *desventaja del control por retroalimentación*, estriba en que únicamente puede compensar la perturbación hasta que la variable controlada se ha desviado del punto de control, esto es, la perturbación se debe propagar por todo el proceso antes de que la pueda compensar el control por retroalimentación.

El trabajo del ingeniero es diseñar un sistema de control que pueda mantener la variable controlada en el punto de control. Cuando ya ha logrado esto, debe ajustar el controlador de manera que se reduzca al mínimo la operación de ensayo y error que se requiere para mantener el control. Para hacer un buen trabajo, el ingeniero debe conocer las características o "*personalidad*" del proceso que se va a controlar, una vez que se conoce la "*personalidad del proceso*" el ingeniero puede diseñar el sistema de control y obtener la "*personalidad del controlador*" que mejor combine con la del proceso.

2.7 ESTRATEGIAS DE CONTROL

El control por retroalimentación (Feedback) es la estrategia de control más común en las industrias de proceso, ha logrado tal aceptación por su simplicidad; sin embargo, en algunos procesos el control por retroalimentación no proporciona la función de control que se requiere, para esos procesos se deben diseñar otros tipos de control (control avanzado). Tales estrategias de control han demostrado ser útiles; como es el control en cascada, anticipatorio (Feedforward), redes neuronales, control multivariable, algoritmos genéticos etc.

El estudio de estas importantes estrategias de control se utilizan en casos reales de la industria pero se debe tener en cuenta que son más costosas requieren una mayor inversión en el equipo y en la mano de obra necesarios para su diseño, implementación y mantenimiento que el control por retroalimentación. Por ello debe justificarse la

inversión de capital, antes de implementar algún sistema. El mejor procedimiento es diseñar e implementar primero una estrategia de control sencilla, teniendo en mente que si no resulta satisfactoria, entonces se justifica una estrategia más “*avanzada*”, sin embargo, es importante estar conciente de que en estas estrategias avanzadas aún se requiere alguna retroalimentación de compensación, algunos ejemplos de control avanzado son los que se muestra en la *figura 2.6*

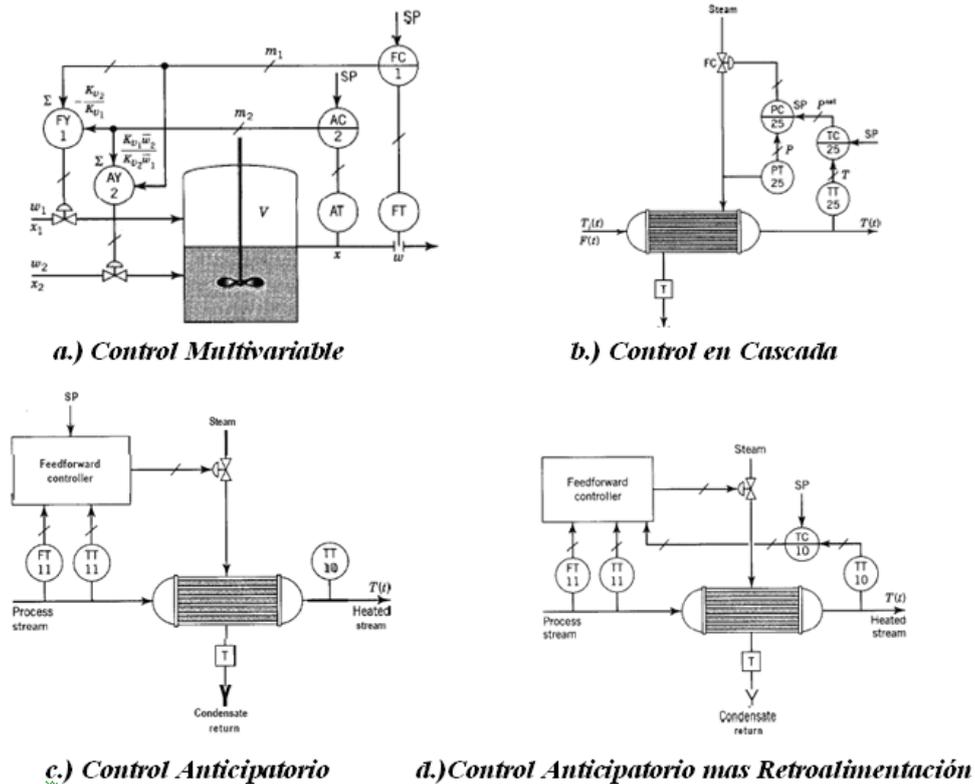


Fig. 2.6 Control avanzado

2.8 BASES NECESARIAS PARA EL CONTROL DE PROCESOS

Para tener éxito en la práctica del control automático de proceso el ingeniero debe comprender primero los principios de la ingeniería de proceso, así como los principios básicos de termodinámica, flujo de fluidos, transferencia de calor, proceso de Separación, procesos de reacción, etc.

Para estudiar el control de proceso también es importante entender el comportamiento dinámico de los procesos por consiguiente, es necesario desarrollar el sistema de ecuaciones que describen los diferentes procesos, esto se conoce como *modelación*; para desarrollar modelos es preciso conocer los principios que se mencionan en el párrafo anterior y tener conocimientos matemáticos, incluyendo ecuaciones



diferenciales. Otro recurso importante para el estudio y práctica del control de proceso es la simulación por computadora (*Matlab-PSI*). Muchas de las ecuaciones que se desarrollan para describir los procesos son de naturaleza no lineal y en consecuencia, la manera más exacta de resolverlas es mediante métodos numéricos, es decir; solución por computadora. La solución por computadora de los modelos del proceso se llama *simulación*.

Los procesos industriales no son *estáticos*, por el contrario, son muy *dinámicos*, cambian continuamente debido a los muchos tipos de perturbaciones y precisamente por eso se necesita que los sistemas de control vigilen continua y automáticamente las variaciones que se deben controlar.

2.9 SENSORES Y TRANSMISORES

Con los sensores y transmisores realizan las operaciones de medición en el sistema de control. En el sensor se produce un fenómeno mecánico, eléctrico o similar, el cual se relaciona con la variable de proceso que se mide; el transmisor, a su vez, convierte este fenómeno en una señal que se puede transmitir y por lo tanto, ésta tiene relación con la variable del proceso.

Existen tres términos importantes que se relacionan con la combinación sensor transmisor: *la escala, el rango y el cero del instrumento*.

A la *escala* del instrumento la definen los valores superior e inferior de la variable a medir del proceso; esto es, si se considera que un sensor transmisor se calibra para medir la presión entre 20 y 50 psi de un proceso, se dice que la escala de la combinación sensor transmisor es de 20-50 psi. El *rango* del instrumento es la diferencia entre el valor superior y el inferior de la escala, para el instrumento citado aquí el rango es de 30 psi. El valor inferior de la escala se la conoce como cero del instrumento, este valor no necesariamente debe ser cero; en el ejemplo citado mas arriba el cero de instrumento es 20 psi

2.10 VALVULAS DE CONTROL

Las válvulas de control son los *elementos finales de control* más usuales y se las encuentra en las plantas de proceso, donde manejan los flujos para mantener en los puntos de control las variables que se desea controlar.



En las válvulas de control que manipulan flujos grandes se presentan ciertos inconvenientes en su funcionamiento; existe una constante de tiempo apreciable y se afecta la linealidad en el servomotor o actuador. Con vistas a disminuir estas afectaciones se ha desarrollado un aditamento conocido como posicionador. Este instrumento no es otra cosa que un controlador retroalimentado de uso específico. Un Posicionador compara la señal del controlador con la apertura real de la válvula (carrera del vástago), si no coinciden transmite una señal eléctrica o neumática al actuador.

Asumiendo que la válvula de control ha sido bien seleccionada, el control del proceso dependerá de la función con que la misma actúe, obedeciendo las órdenes del controlador. Para garantizar esto, el posicionador realiza las siguientes funciones:

- Ayuda a contrarrestar la presión producida en el cuerpo de la válvula por fluidos densos o viscosos.
- Reduce la demora en el tiempo de la acción de la válvula,
- Brinda un comportamiento lineal entre el desplazamiento del vástago y la presión que llega del controlador, compensando el desequilibrio dinámico de la válvula.
- Suministra una potencia adicional al servomotor en forma de alta presión de aire que restringe el desplazamiento del vástago cuando se presentan altas fuerzas estáticas producto del paso del fluido por la válvula

2.10.1 FUNCIONAMIENTO

La primera pregunta que debe contestar el ingeniero cuando elige una válvula de control es: como se desea que actúe la válvula cuando falla la energía que la acciona.

La pregunta se relaciona con la “*posición en falla*” de la válvula y el principal factor que se debe tomar en cuenta para contestar esta pregunta es, o debe ser, la seguridad. Si el ingeniero decide que por razones de seguridad la válvula se debe cerrar, entonces debe especificar que se requiere una válvula “*cerrada en falla*” (AA); la otra posibilidad es la válvula “*abierta en falla*” (AC); es decir, cuando falle el suministro de energía, la válvula queda completamente abierta.

La mayoría de las válvulas de control se operan de manera neumática y, consecuentemente, la energía que se les aplica es aire comprimido. Para abrir una válvula cerrada en falla se requiere energía y por ello, también se les conoce como válvulas de “*aire para abrir*” (AA). Las válvulas abiertas en falla, en las que se requiere

energía para cerrarlas, se conocen también como de “*aire para cerrar*” (AC). Los dos tipos de válvulas se las puede observar en la *figura 2.7*



Figura 2.7 Válvulas de Control

2.10.2 DIMENSIONAMIENTO

El dimensionamiento de la válvula de control es el procedimiento mediante el cual se calcula el coeficiente de flujo de la válvula, C_v ; el “*método C_v* ” tiene bastante aceptación entre los fabricantes de válvulas; lo utilizó por primera vez la Masoneilan Internacional, en 1944. Cuando se calcula el C_v requerido y se conoce el tipo de válvula que se va a utilizar, se puede obtener el tamaño de la válvula con base en el catálogo del fabricante.

El coeficiente C_v se define como la cantidad de agua en galones U.S. que fluye por minuto a través de una válvula completamente abierta, con una caída de presión de 1 psi en la sección transversal de la válvula. Por ejemplo; a través de una válvula con coeficiente máximo de 25, deben pasar 25 gpm de agua, cuando se abre completamente y la caída de presión es de 1 psi.

2.10.3 CARACTERÍSTICAS DE FLUJO

Como ya se dijo la mayoría de los procesos son de naturaleza no lineal, lo que hace que el sensor/transmisor/unidad de proceso tampoco sea lineal. Puesto que el “proceso completo” incluye la válvula, mediante la elección correcta de la “*personalidad de la válvula de control*” se puede lograr que se reduzcan las características no lineales de la combinación sensor/transmisor/unidad de proceso; si esto se hace de manera correcta, se puede conseguir que la combinación sensor/transmisor/unidad de proceso/, la válvula tenga una ganancia constante. La personalidad de la válvula de control se conoce

comúnmente como la “*característica de flujo de la válvula de control*” y por tanto, se puede decir que el propósito de la caracterización del flujo, es obtener en el proceso completo una ganancia relativamente constante para la mayoría de las condiciones de operación del proceso.

La *característica de flujo de la válvula de control* se define como la relación entre el flujo a través de la válvula y la posición de la misma conforme, varia la posición de 0% a 100%. Se debe distinguir entre la “*característica de flujo inherente*” y la “*característica de flujo en instalación*”. La primera se refiere a la característica que se observa cuando existe una caída de presión constante a través de la válvula. La segunda se refiere a la característica que se observa cuando la válvula esta en servicio y hay variaciones en la caída de presión, así como otros cambios en el sistema. Primero se abordará la característica de flujo inherente.

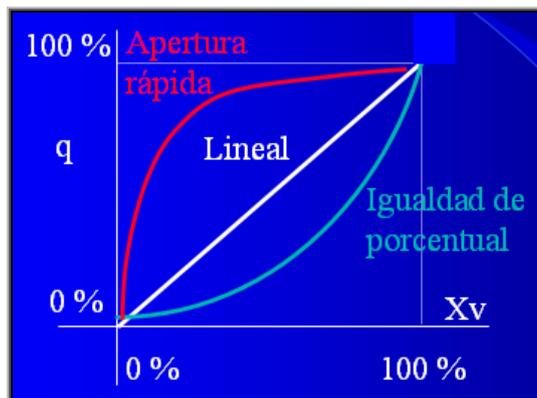


Fig. 2.8 Curvas características del flujo inherente

En la *figura 2.8* se muestran tres de las curvas más comunes de la *característica de flujo inherente* las mismas que se las describe a continuación.

La característica de flujo lineal produce un flujo directamente proporcional al desplazamiento de la válvula, o posición de la válvula; con un 50% de desplazamiento, el flujo es el 50% del flujo máximo.

La característica de flujo igualdad de porcentaje produce un cambio muy pequeño en el flujo al inicio del desplazamiento de la válvula, pero conforme éste se abre hasta la posición de abertura máxima, el flujo aumenta considerablemente. El término “porcentaje igual” proviene del hecho de que, para incrementos iguales en el desplazamiento de la válvula, el cambio de flujo respecto al desplazamiento de la válvula es un porcentaje constante de la tasa de flujo en el momento del cambio; es decir, cuando la posición de la válvula se incrementa en 1% , al pasar la posición de la

válvula del 20 al 21%, el flujo se debe incrementar en 1% respecto al valor que tenía en la posición del 20%.

La característica de flujo abertura rápida, produce un gran flujo con un pequeño desplazamiento de la válvula. Básicamente, la curva es lineal en la primera parte del desplazamiento, con una pendiente pronunciada. Es conveniente mencionar que la válvula de abertura rápida no es buena para la regulación, ya que no afecta el flujo en la mayor parte de su desplazamiento.

Cuando una válvula esta instalada en un sistema de tubería, la caída de presión a través de ella se modifica conforme varía el flujo; en este caso también varían las características de la válvula, las cuales, como se mencionó antes, se conocen como **“características en instalación”**

2.11 FUNCIONAMIENTO DE LOS CONTROLADORES

Considérese el circuito de control del intercambiador de calor que se muestra en la **figura 2.9**; si la temperatura del fluido sobrepasa el punto de control, el controlador debe cerrar la válvula de vapor. Puesto que la válvula es de aire para abrir (AA), se debe reducir la señal de salida del controlador (presión de aire o corriente) (ver la flechas en la figura). Para tomar esta decisión el controlador debe estar en **acción inversa**. Algunos fabricantes designan tal acción como **decremento**; es decir, cuando hay un **incremento** en la señal que entra al controlador, entonces se presenta un **decremento** en la señal que sale del mismo.

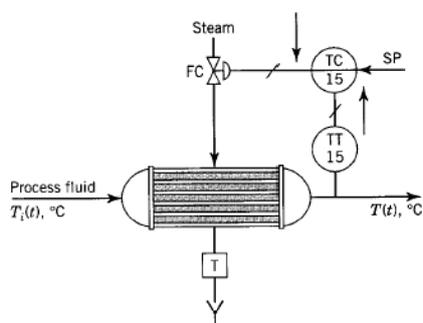


Fig. 2.9 Controlador de acción inversa

Considérese ahora el circuito de control de nivel que se muestra en la **figura 2.10**, si el nivel del líquido rebasa el punto de fijación, el controlador debe abrir la válvula para que el nivel regrese al punto de control. Puesto que la válvula es de aire para abrir (AA),

el controlador debe incrementar su señal de salida (ver las flechas en la figura) y, para tomar esta decisión, el controlador se debe colocar en **acción directa**. Algunos fabricantes denominan a esta acción **incremento**; es decir, cuando hay un *incremento* en la señal que entra al controlador entonces existe un *incremento* en la señal de salida del mismo.

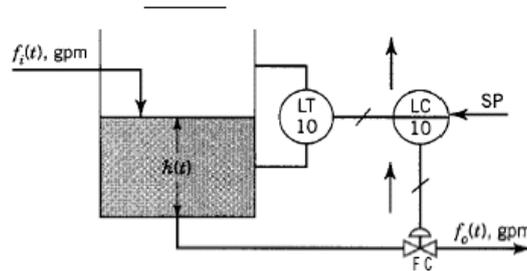


Fig. 2.10 Controlador de acción directa

En resumen, para determinar la acción del controlador, el ingeniero debe conocer:

1. Los requerimientos de control del proceso y
2. La acción de la válvula de control u otro elemento final de control.

2.12 CONTROLADORES POR RETROALIMENTACION

El controlador es el dispositivo que cumple la función, en el circuito a lazo cerrado, de elaborar una señal de control que actúa sobre el elemento final de control de manera tal que la desviación existente entre el valor de la variable controlada y el deseado o prescrito se reduzca a cero o a un valor pequeño. Es decir, el controlador produce una acción o señal de control que conduce a una disminución de la desviación

Controlador proporcional-integral-derivativo (PID). La acción de control en este tipo de controlador es el resultado de la combinación de la acción proporcional-integral-derivativa. Esta acción posee las características de cada una de las tres acciones y queda definida mediante la siguiente ecuación:

$$m(t) = \bar{m} + K_c [r(t) - c(t)] + \frac{K_c}{\tau_i} \int [r(t) - c(t)] dt + K_c \tau_D \frac{d[r(t) - c(t)]}{dt}$$

$$e(t) = [r(t) - c(t)] \tag{2.2}$$

$$m(t) = \bar{m} + K_c [e(t)] + \frac{K_c}{\tau_i} \int [e(t)] dt + K_c \tau_D \frac{de(t)}{dt}$$

Donde:

$m(t)$ = salida del controlador, psi o mA

$r(t)$ = punto de control, psi o mA



$c(t)$ =variable que se controla, psi o mA; esta es la señal que llega del transmisor

$e(t)$ =señal de error, psi o mA; esta es la diferencia entre el punto de control y la variable que se controla

K_C =ganancia del controlador, psi/psi o mA/mA

τ_i = tiempo de integración

τ_D = tiempo de derivación

\bar{m} =valor base, psi o mA. El significado de este valor es la salida del controlador cuando el error es cero; generalmente se fija durante la calibración del controlador, en el medio de la escala, 9 psi o 12 mA

Los controladores PID se utilizan en procesos donde las constantes de tiempo son largas. Ejemplos típicos de ello son los circuitos de temperatura y los de concentración.

Los controladores PID tienen tres parámetros de ajuste: la ganancia o banda proporcional, el tiempo de integración o rapidez de reajuste y la rapidez derivativa o tiempo de derivación.

Los controladores PID se recomiendan para circuitos con constante de tiempo larga en los que no hay ruido. La ventaja del modo derivativo es que proporciona la capacidad de “ver hacia dónde se dirige el proceso”.

2.13 REAJUSTE EXCESIVO

Un problema real e importante en el control de proceso es el reajuste excesivo y puede ocurrir en cualquier momento cuando el controlador tiene el modo integral de control.

La desventaja de esta operación es que requiere la atención del operador; sin embargo, la mayoría de los controladores que hay a la venta tienen “protección contra reajuste excesivo”, con la cual se detiene la integración automáticamente cuando el controlador alcanza 15 psi (20 mA) o 3 psi (4 mA). Puesto que esta protección es una característica especial del controlador, el ingeniero debe tomar en cuenta si el reajuste excesivo se puede presentar y en ese caso, especificar la protección (Anti-wind up, Bumples).

2.14 ESTABILIDAD DEL CIRCUITO DE CONTROL

Un sistema es estable (*figura 2.11*) si su salida permanece limitada para una entrada limitada. La mayoría de los procesos industriales son estables a circuito abierto, es

decir, son estables cuando no forman parte de un circuito de control por retroalimentación; esto equivale a decir que la mayoría de los procesos son autorregulables o sea, la salida se mueve de un estado estable a otro, debido a los cambios en las señales de entrada

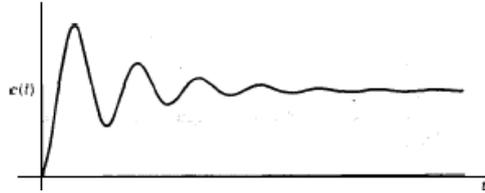


Fig. 2.11 Respuesta de un sistema estable

Aun para los procesos estables a circuito abierto, la estabilidad vuelve a ser considerable cuando el proceso forma parte de un circuito de control por retroalimentación debido a que las variaciones en las señales se refuerzan unas a otras conforme viajan sobre el circuito y ocasiona que la salida y todas las otras señales en el circuito se vuelvan ilimitadas como se observa en la **figura 2.12**

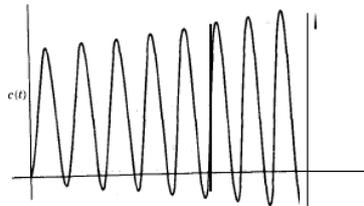


Fig. 2.12 Respuesta de un sistema inestable

2.15 AJUSTE DE LOS CONTROLADORES

METODOS DE SINTONIA DE PID

1. Método de prueba y error
 - a. Partir de valores bajos de K_p , y sin acción integral o derivativa
 - b. Aumentar K_p hasta obtener una forma de respuesta aceptable sin excesivos
 - c. Aumentar ligeramente T_d para mejorar la respuesta
 - d. Disminuir T_i hasta eliminar el error estacionario
2. Método basados en experimentos
 - a. Estimar ciertas características dinámicas del proceso con un experimento

- b. Calcular los parámetros del regulador mediante tablas o fórmulas deducidas en función de las características dinámicas estimadas
- 3. Método analítico basado en modelos, Hay muchos métodos pero los mas utilizados en la industria son
 - a. Ziegler-Nichols para ciclo continuo
 - b. Ziegler-Nichols para la curva de reacción
- 4. Método de Sintonía automática, Casi todos los reguladores comerciales incorporan algún método de sintonía automática (autotuning). En pocos casos hay funciones verdaderamente adaptativas
 - a. Respuesta salto
 - b. Método del relé
 - c. Identificación de la respuesta en lazo cerrado (Exact)
 - d. Control Adaptativo

Para el ajuste de los controladores del proceso de evaporación utilizaremos las ecuaciones de Ziegler-Nichols de ciclo continuo por lo que nos centraremos en explicar únicamente este método ya que da buenos resultados en comparación con los otros métodos y es muy utilizado en la industria

Las ecuaciones de Ziegler y Nichols para el ciclo continuo (Z-N CC) están en función de los parámetros máximos de la respuesta última del sistema, la ganancia crítica (K_c) y período último (T). Dicha respuesta se obtiene cuando el sistema oscila con amplitud constante, en presencia de un regulador Proporcional (P). A partir de la respuesta de ciclo continuo cualquier aumento de K_c conducirá a una respuesta del Sistema de control automático (SCA) absolutamente inestable (oscilaciones crecientes) **figura 2.13**. La simulación en computadora es un método exacto y rápido para obtener dicha respuesta y de ella obtener los parámetros de ganancia crítica K_c y el período último T

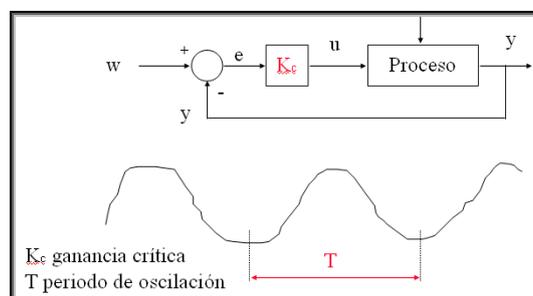


Fig. 2.13 Método Ziegler-Nichols CC

Generalmente las respuestas que se obtienen con las ecuaciones de Ziegler y Nichols son poco robustas y tienen picos máximos muy altos ante cambios en el punto de



control, a veces superiores al 30%. Debe tenerse en cuenta que el criterio de calidad de respuesta utilizado por los autores de estas ecuaciones fue el de obtener una razón de decadencia igual a 0.25. La robustez es una medida de la invariabilidad de la respuesta del SCA cuando se producen cambios en los parámetros de la función de transferencia del proceso, debido a cambios en su punto de operación. La robustez es una propiedad requerida en la respuesta del sistema de control de un proceso, siendo más necesaria en la misma medida en que el proceso sea más no lineal y o haya cambios frecuentes y de consideración en su punto de operación. La robustez de la respuesta y su rapidez son cualidades deseables, pero siempre están en contradicción, por lo que cuando se decide favorecer a una, hay que aceptar a cambio que la otra se vea afectada. Esta contradicción se expresa en el momento de ajustar el regulador automático, cuando buscamos respuestas más robustas, menos oscilatorias y con un pico máximo menor, obtenemos a cambio respuestas más lentas. Cuando se quiera obtener una respuesta robusta, por la presencia de los factores mencionados, la K_c y la τ_i calculadas por las ecuaciones de Ziegler y Nichols, deben ser afectadas por un factor f_c que introduce mayor conservadurismo en el ajuste. Se recomienda escoger un valor de f_c entre 1.5 y 2, a fin de que la respuesta no sean demasiado lentas normalmente se escoge 1.5. Entonces, si este es el caso tenemos la **tabla 2.1**

Tipo	Ganancia K_p	Tiempo Integral (τ_i)	Tiempo Derivativo (τ_D)
P	$\frac{0.5 \times K_C}{1.5}$	---	---
PI	$\frac{0.45 \times K_C}{1.5}$	$\frac{T}{1.2} \times 1.5$	---
PID	$\frac{0.6 \times K_C}{1.5}$	$\frac{T}{2} \times 1.5$	$\frac{T}{8}$

Tabla 2.1 Ecuaciones Z-N CC con Robustez



Capítulo III

Tecnología Fieldbus Foundation

3.1 INTRODUCCION

La tendencia predominante en la industria es la disminución de las fronteras tecnológicas entre las diversas áreas de la automatización. Desde el surgimiento de los PLC y de los DCS (*Sistemas de control distribuido*) en la década del 70, en las áreas de manufactura y automatización respectivamente, las diferencias entre ambas se han vuelto actualmente casi inexistentes.

Es un sistema de Control Distribuido (DCS) los dispositivos de adquisición de datos presentes en una fábrica pasan a ser controlados por microprocesadores que se comunican entre si. El DCS gano popularidad gracias a sus características innovadoras. Tales características incluían mayor confiabilidad en el sistema de control y accesibilidad a la información. Con el tiempo se presento la necesidad de comunicarse en red a través de códigos digitales confiables. Entonces un nuevo modelo de conexión y operación para la instrumentación de plantas fue propuesto: Fieldbus, llamado también *Sistema de Control de Campo* FCS (Fieldbus Control System)

Otra tendencia importante en el control de procesos es la convergencia hacia la interoperabilidad, de acuerdo a normas aceptadas y reconocidas. Los sistemas DCS son caros, y un número cada vez mayor de empresas perciben que los costos de mantenimiento, actualización y expansión de estos sistemas encarecen notablemente las inversiones previstas. Por lo tanto exigen sistemas más fáciles de mantener y con la posibilidad de disponer de proveedores alternativos. El *System302* es el primer sistema con estas características. Esto es posible porque el System302 fue construido totalmente de acuerdo a las especificaciones de Fieldbus Foundation, y Smar industria brasileña que se dedica a la automatización de procesos industriales es pionera en una tecnología que los demás fabricantes están incorporando ahora.

Fieldbus, es la evolución más lógica y natural de los sistemas DCS (*Figura. 3.1*), por ser mas distribuido y digital. Es en verdad un Sistema de Control de Campo (FCS).

El System302 no es un híbrido de Fieldbus usando la antigua tecnología de los DCS, es un verdadero FCS

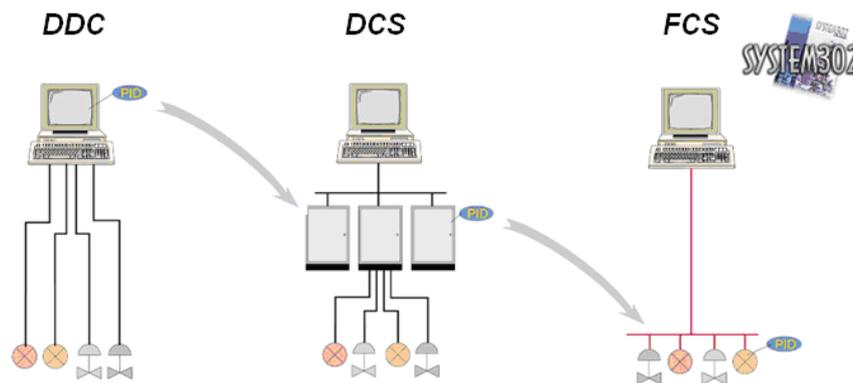


Fig.3.1. Evolución tecnológica

Smar ha trabajado en conjunto con las más conocidas empresas de software y hardware para ofrecer una solución integrada de programas, dispositivos de campo, interfaces y estaciones de trabajo.

Fieldbus Foundation es una tecnología digital para el control de procesos. Difiere de los protocolos de comunicación convencionales porque ha sido diseñado para resolver aplicaciones de control de procesos en lugar de solo transferir datos en forma digital.

En 1996 se produce el mayor “show” a nivel mundial sobre **Fieldbus Foundation** en el marco de la feria y congreso de ISA/96 en Chicago, USA. Allí 13 buses fueron el soporte de interconexión para productos de mas de 24 firmas tales como: Smar, Fisher-Rosemount, Honeywell, Foxboro, Yokogawa, ABB, Moore, Rockwell, Endress + Hauser, etc. Y un año después en la feria Internacional de ISA/Tech de California en Oct/97 se agregaron a la nomina de productores de equipos y dispositivos Fieldbus algunos productores como: Eltag Bailey, Fuji Electronic, Delta t, Fildbus inc, Yamaha, Pepper + Fuchs, Masoneilan, Grupo Scheider etc.

3.2 ARQUITECTURA DEL SYSTEM 302

El **System 302** de Smar, fue construido de acuerdo con las especificaciones de Fieldbus Foundation y representa un sistema cuya base son los dispositivos de campo con control programado a través de los bloques de funciones. Aquí se incluyen transmisores de presión, temperatura, conversores de señales (Fieldbus a neumática, Fieldbus a eléctrica y viceversa), posicionadores de válvulas, controladores programables para señales discretas y E/S distribuidas, software para la configuración y además de otros equipos auxiliares.

El System302 le permite manejar su proceso y los instrumentos de campo, desde un único sistema. Las estaciones de trabajo proveen una interfase amigable para acceder a toda la información del sistema desde cualquier punto de la planta, en cualquier momento (*Figura.3.2*); por lo que usted podrá tomar mejores decisiones en el momento adecuado y con mucha más seguridad. Una sola base de datos suministra toda la información y asegura la consistencia de los datos para todos los sectores de la empresa.

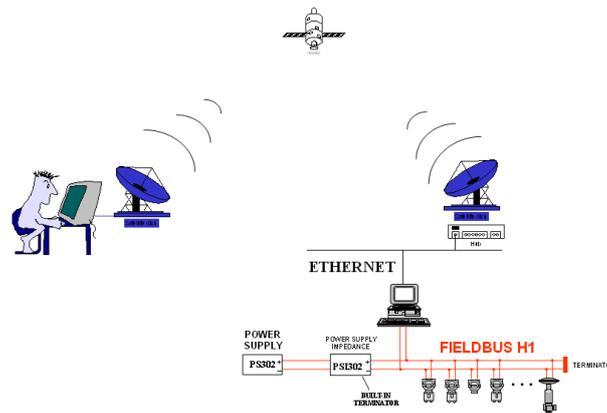


Fig. 3.2. Información digital de cualquier parte del mundo

El usuario puede elegir libremente los componentes y construir el sistema por sí mismo. Las antiguas tecnologías de sistemas propietarios que aún existen tal vez no estén disponibles en el momento en que su empresa necesite realizar una expansión. Invertir hoy en el System302 es garantía de un sistema basado en las más modernas normas internacionales disponibles.

La tecnología Fieldbus Foundation y OPC/OLE/ DCOM/ActiveX facilitan la integración de otros hardware al System302, mientras que los estándares TCP/ IP y UDP/IP facilitan la integración en red

OPC, es la forma abreviada de "*OLE for Process Control*" y significa tecnología OLE para el control de procesos. OPC es una interfaz estándar basada en los requerimientos de la tecnología OLE/COM y DCOM de Microsoft, que facilita el intercambio de datos en forma estandarizada y simple entre aplicaciones de control y automatización, entre dispositivos y sistemas de campo y entre aplicaciones administrativas y de oficina. En pocas palabras, OPC simplifica la interfaz entre los componentes de automatización de distintos fabricantes, así como programas y aplicaciones tales como sistemas administrativos y de visualización



Debido a que el System302 está basado en el protocolo TCP/IP, la conectividad con Internet/Intranet hace posible la operación y la configuración de unidades remotas desde un punto central de la planta. De la misma forma es posible también el control de unidades distribuidas en una región, o incluso alrededor del mundo, desde una estación ubicada en su empresa. En menor escala, el sistema puede ser accedido desde cualquier computadora conectada a la red local (LAN). De esta manera es posible reducir los recursos humanos en el ámbito de la empresa, con mayor eficiencia y economía.

3.3 CARACTERÍSTICAS DEL SYSTEM 302

3.3.1 COSTOS DE MANTENIMIENTO BAJOS

El autodiagnóstico continuo y confiable proporcionado por los dispositivos Fieldbus de Smar permite la integración de programas de mantenimiento predictivo y proactivo (en operación).

Los diagnósticos y las estadísticas operacionales permiten anticiparse a las fallas antes de que estas ocurran.

El uso de programadores portátiles puede ser eliminado, ya que es posible acceder a un dispositivo a través de una computadora tipo notebook. Para evitar paradas innecesarias e idas al campo para su verificación, es posible efectuar una confirmación de las fallas. Los programas de mantenimiento predictivo y correctivo que pueden implementarse con el System302 contribuyen a una disminución importante de los costos operacionales de una planta.

3.3.2 INGENIERÍA SIMPLIFICADA. PLUG AND PLAY

La capacidad de simulación incorporada en el equipamiento de campo permite probar con seguridad las estrategias de control, sin manipular el proceso físico y sin necesidad de utilizar simuladores externos.

La configuración es simplificada porque está basada en la jerarquía y la terminología de la norma ISA S88. Todo se basa en tags de bloques de función y la nomenclatura normalizada de parámetros, en lugar de dispositivos o direcciones de memoria. Cuando son conectados, los dispositivos son detectados automáticamente (plug and play).

3.3.3 COMUNICACION BIDIRECCIONAL

Fieldbus Foundation es un sistema de comunicación bidireccional, serial, digital, que interconecta el equipo de campo como sensores, actuadores y controladores (*Figura.3.3*). Fieldbus es una red de área local (LAN) para instrumentos usados en automatización de procesos, con capacidad para distribuir la aplicación de control a lo largo de la red

La comunicación digital es de alta resolución y libre de distorsión (no hay conversiones A/D o D/A) proporciona mayor capacidad y confiabilidad al control

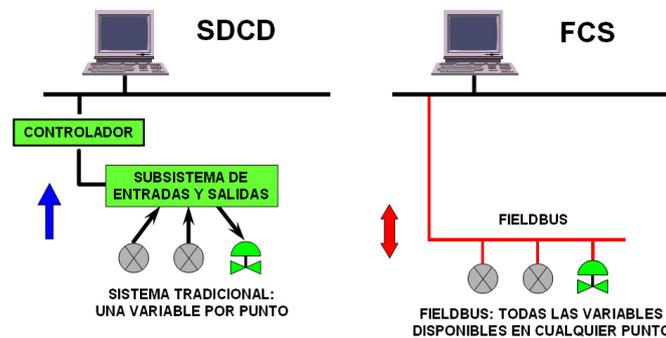


Figura 3.3. Comunicación bidireccional

3.3.4 SEGURIDAD

La detección e identificación inmediata de problemas significará una reducción enorme de situaciones riesgosas. Los diagnósticos de Fieldbus no sólo son comunicados a los operadores de planta, también son usados por los propios dispositivos. Esto garantiza paradas de proceso en condiciones más adecuadas, sin la necesidad de la acción de controladores de alto nivel (*figura 3.4*)

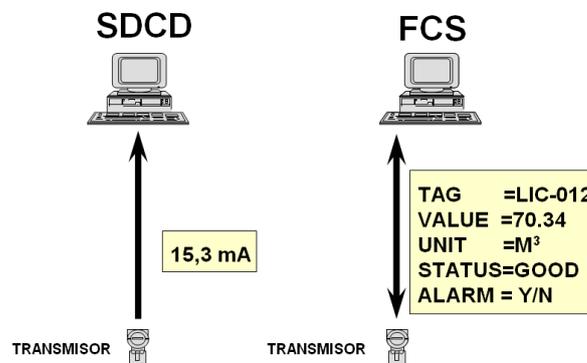


Fig. 3.4 Información de los dispositivos de campo

3.3.5 FACILITA EL MANTENIMIENTO

Se puede desconectar los equipos para realizar reparaciones, sin interrumpir la comunicación vía bus (*Figura. 3.5*).

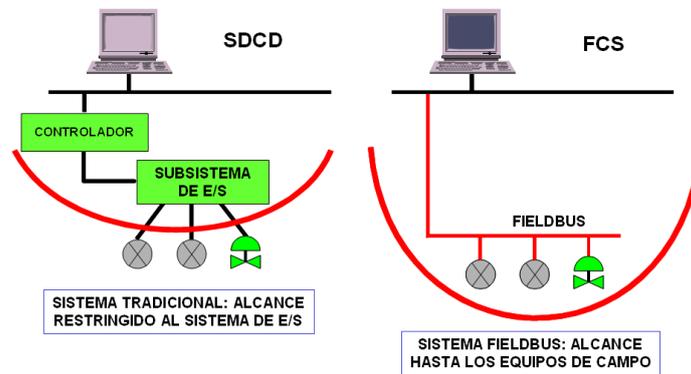


Fig. 3.5 Mantenimiento de los dispositivos de campo

3.3.6 BENEFICIOS ECONOMICOS

Los proyectos una vez culminados llegan a reducir en más del cuarenta por ciento el costo total de ejecución comparado con las tecnologías que les anteceden es un dato que nos hace reflexionar.

Bajos costos de implantación como: Ingeniería de detalle, mano de obra, materiales de montaje, equipamientos del sistema supervisor, cables, configuración del sistema, obras civiles, Climatización. Además, bajos costos al incrementar nuevos tramos porque cuenta con pocos instrumentos en el campo como se observa en la *figura 3.6*

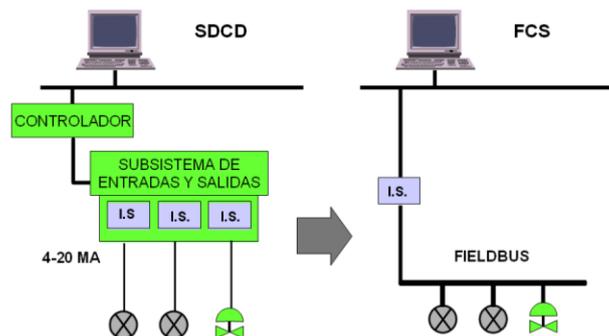


Fig.3.6. Bajos costos de implantación

3.3.7 CALIDAD DE LA INFORMACION

La mayoría de los fabricantes provee un indicador digital local muy limitado y sujeto exclusivamente a mostrar la variable de proceso primaria o transductor (sensor), esto tiene sentido si lo que quiere observar en campo es únicamente la variable primaria, de

lo contrario es preferible optar por un dispositivo que ofrezca la capacidad de mostrar cualquier TAG del sistema mediante el bloque de función display.

3.3.8 ELIMINACION DEL HARDWARE TRADICIONAL

El System302 elimina la mayoría del hardware asociado a los sistemas de control distribuido (DCS), Controladores y subsistemas de entradas/salidas (tarjetas I/O) son remplazados por instrumentos inteligentes Fieldbus conectados en red a estaciones de trabajo. Como ocurre en muchas de las soluciones de control modernas, algunas piezas del hardware son remplazadas por el software como se observa en la *figura. 3.7*

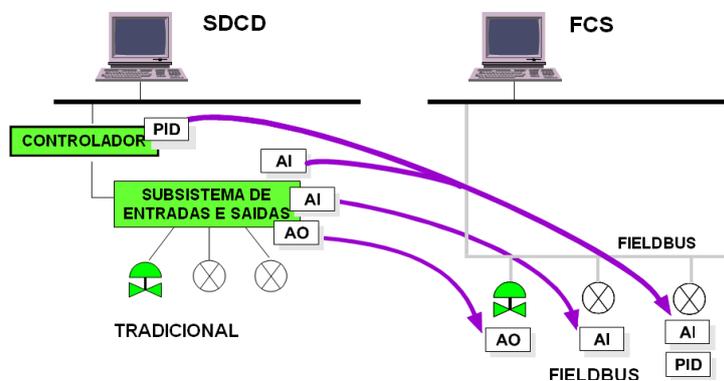


Fig. 3.7 Reducción del hardware

3.3.9 FLEXIBILIDAD

Las demandas de cambios rápidos obligan a las industrias a hacer modificaciones y expansiones en corto tiempo. Con System302 nuevas estrategias de control pueden ser rápidamente desarrolladas, probadas y descargadas desde una estación de trabajo para modificar los procesos existentes. Los beneficios finales son las mejoras en la productividad y en las ganancias económicas (*figura 3.8*)

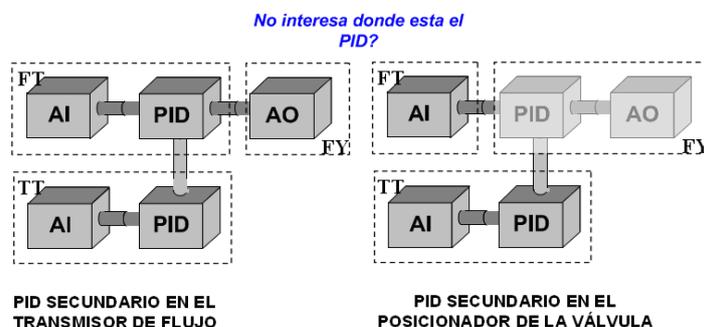


Fig.3.8 Flexibilidad

3.3.10 INTEROPERABILIDAD

Es la habilidad para operar múltiples dispositivos de diferentes fabricantes en el mismo sistema sin pérdida mínima de funcionalidad como se observa en la *figura 3.9*.

Fieldbus Foundation es un protocolo abierto, lo que significa que todos los fabricantes con certificación Fieldbus pueden proveer dispositivos que trabajen juntos en el campo.

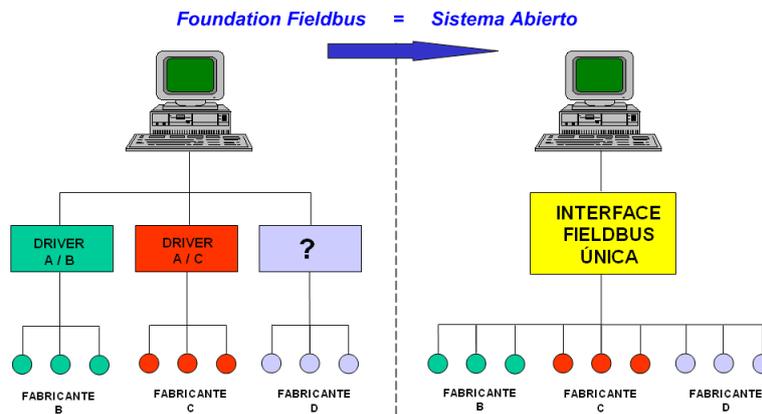


Fig.3.9 Interoperabilidad

3.3.11 FACILIDAD DE APRENDIZAJE

El software de ingeniería es una interfase universal y única para todos los dispositivos Fieldbus de todos los fabricantes. Este software es tan fácil de usar como todas las otras aplicaciones de Windows. Los beneficios de Fieldbus pueden ser aprovechados de inmediato, sin la necesidad de largos períodos de implementación, garantizando un retorno inmediato de la inversión. El System302 posee características avanzadas que pueden ser implementadas sin tener que recurrir a costosos servicios de consultores.

El System302 fue concebido con base en los bloques de función de Fieldbus Foundation, garantizando de este modo la interoperabilidad, independientemente del fabricante y del tipo de equipamiento. Cualquier persona familiarizada con el uso de estos bloques de funciones puede configurar el sistema sin dificultad.

3.3.12 DESVENTAJAS

Los costos de estos equipos son grandes en comparación a los equipos de otras tecnologías, en especial para proyectos pequeños por lo que se recomienda para empresas con un nivel de producción considerable

3.4 CARACTERÍSTICAS DE LA RED

3.4.1 TOPOLOGIAS

Cualquier topología es posible. Es una cuestión de donde se conecta el Terminal del bus, aunque la combinación de dos o mas topologías son posibles aunque la mas utilizada por la ventajas que presta es la *topología tipo Bus*.

3.4.1.1 TIPOS DE TOPOLOGIAS:

1. Tipo Bus

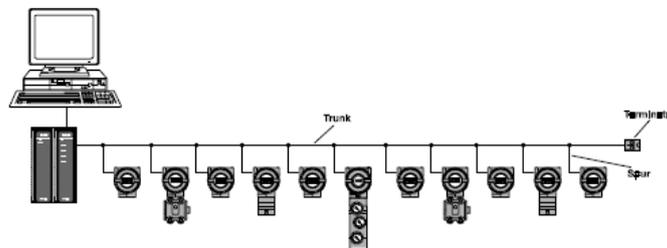


Fig. 3.10 Topología tipo Bus

2. Tree (Chicken-foot)

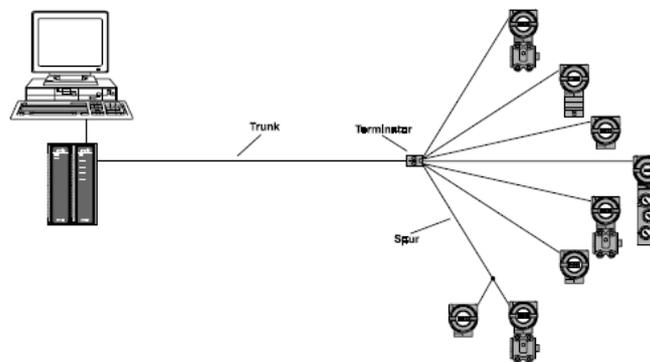


Fig. 3.11 Topología Tree

3. Daisy-chain

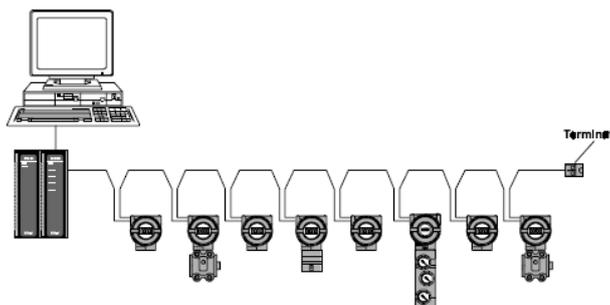


Fig. 3.12 Topología Daisy-chain

4. Point-to-point

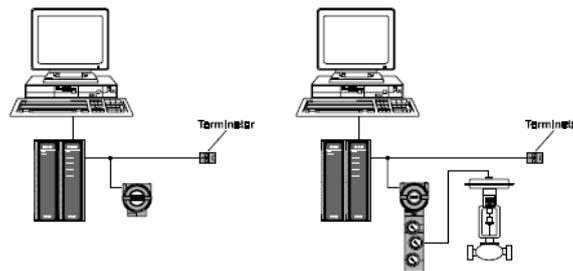


Fig. 3.13 Topología Point-to-point

3.4.2 DISPOSITIVOS

- Velocidad de transmisión de 31.25 Kbps
- La alimentación de los equipos Fieldbus (24VCD) puede ser hecha a través de los mismos cables de comunicación o separadamente
- La red soporta hasta 15 instrumentos alimentados por el mismo cable de comunicación y 32 con alimentación separada de la comunicación.
- La distancia máxima de la red es de 1900m, incluyendo derivaciones **Fig. 3.14**
- Se puede utilizar cuatro lazos de control por cada entrada H, pero se recomienda tres lazos.

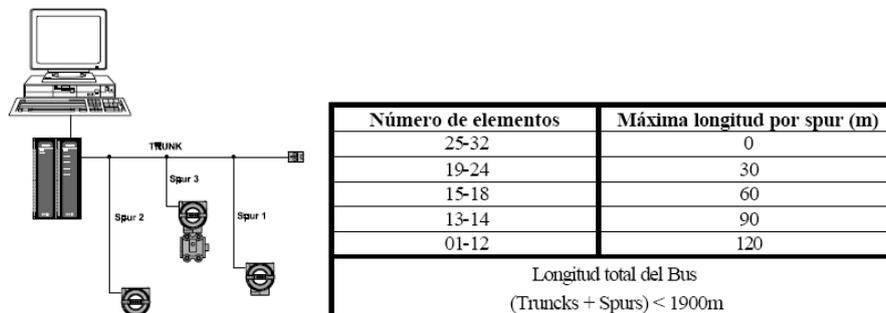


Fig.3.14. distancias de una red Fieldbus

Tales distancias pueden ser incrementadas como se muestra en la **figura 3.15** con el uso de repetidores a cada 1900m, teniendo como máximo hasta 4 repetidores

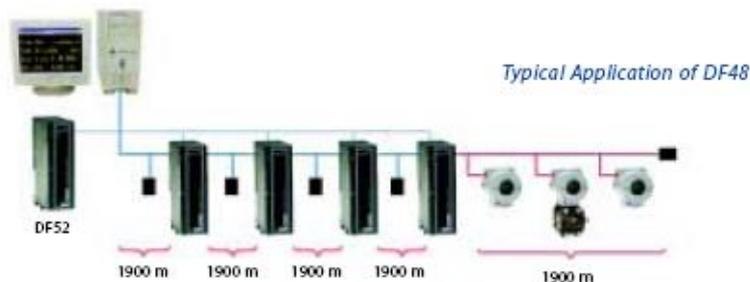


Fig.3.15. Distancias máximas entre repetidores



3.5 INSTRUMENTACION DE CAMPO

3.5.1 CABLES

En este nivel la *red Ethernet* es de alta velocidad (100 Mbps), es la conexión súper veloz que da soporte a la transferencia de paquetes de datos. Ethernet fue elegida por su costo, su disponibilidad y su amplia difusión en el área del control de procesos.

Los Cables y los dispositivos que se utilizan en la Ethernet son:

- BNC Cable (Requiere BNC/TP)
- Par trenzado apantallado (STP) (requiere HUBs o Switch, Max 100m)
- Fibra óptica (Require HUBs o Switch, Max 2 Km)

El cable ideal para la *red Fieldbus* es el #18 AWG par trenzado apantallado. En la red Fieldbus todos los dispositivos pueden ser conectados en paralelo

De acuerdo con los requisitos de la norma ISA-S50.02, el cable a utilizar para conectar instrumentos Fieldbus a la velocidad de 31,25 Kbits/s puede ser un simple par trenzado blindado y que contenga los siguientes requisitos mínimos (a 25 °C):

- Z_0 en fr (31,25 KHz) = $100 \Omega \pm 20\%$;
- Atenuación máxima en 1,25 fr (39 KHz) = 3.0 dB/Km.;
- Máxima capacitancia no balanceada del blindaje = 2 nF/Km.;
- Resistencia DC máxima (por conductor) = 22 Ω /Km.;
- Retardo máximo de propagación entre 0,25 fr e 1,25 fr = 1.7 μ s/Km.;
- Área del conductor = nominal 0,8 mm² (#18 AWG);
- Cobertura mínima del blindaje mayor o igual a 90%.

Un cable tipo **A** se ajusta a estas especificaciones para nuevas instalaciones Fieldbus. La mayoría de los cables utilizados en los sistemas 4-20 mA pueden ser clasificados como del tipo **B**, **C** y **D**. Estos tipos (B,C,D) no son considerados ideales para la comunicación Fieldbus. Las distancias para estos tipos de cables han sido especificadas con muchas limitaciones. La *tabla 3.1* muestra los tipos de cables y sus longitudes máximas

Tipo	Descripción	Sección	Long. Máx.
A	Par trenzado con blindaje	#18 AWG	1900 m
B	Multi-par trenzado con blindaje	#22 AWG	1200 m
C	Multi-pares trenzado sin blindaje	#26 AWG	400 m
D	Múltiples conductores sin blindaje	#16 AWG	200 m

Tabla 3.1. Tipos de cables y sus distancias máximas.

3.5.2 INSTRUMENTACION FIELDBUS

3.5.2.1 LD302, TRANSMISOR DE PRESIÓN FIELDBUS

Es un transmisor utilizado para medir presión diferencial, presión absoluta y manométrica. Está basado en un sensor capacitivo digital probado en el campo que proporciona operación confiable y alto rendimiento. La tecnología digital usada en el LD302 habilita la elección de algunas funciones que permite una fácil interfase entre el campo y la sala de control, una precisión superior, estabilidad y algunas características interesantes que reducen los costos de instalación, operación y mantenimiento. En la *figura 3.16* se muestra un transmisor de presión LD302 de Fieldbus



Fig. 3.16. Transmisor de presión Fieldbus

3.5.2.2 TT302, TRANSMISORES DE TEMPERATURA

Este transmisor está destinado a la medición de temperatura, usando termómetros de resistencia eléctrica (RTDs) o termopares, pero también puede aceptar otros sensores con salida resistiva o en mV tales como pirometros y termistores

La tecnología digital usada en el TT302 (*figura 3.17*) permite que un modelo único acepte algunos tipos de sensores, rangos amplios de medición y una fácil interfase entre el campo y la sala de control. El TT302 tiene dos canales, es decir que puede ser

configurado para trabajar simultáneamente con dos sensores. De acuerdo a la configuración del transmisor se puede obtener las siguientes lecturas:

Diferencial, En este caso hay un solo bloque transductor. La salida del transductor es la diferencia entre lecturas de los sensores 1 y 2

Doble, Se emplean dos transductores y cada sensor proporciona una señal a su respectivo transductor.



Fig. 3.17 Transmisor de temperatura

3.5.2.3 FY302, POSICIONADOR DE VALVULA

El FY302 es de la primera generación de equipos Fieldbus. Es el posicionador de válvulas de control neumáticas en el sistema Fieldbus. El FY302 produce una salida de presión tal que sea requerido para posicionar la válvula de acuerdo a una entrada recibida a través del controlador existente en la red Fieldbus. La tecnología Fieldbus usada en el FY302 hace posible usar una interfaz sencilla entre el campo y el cuarto de control, además de muchas otras características interesantes que reducen considerablemente los costos de operación, instalación y mantenimiento (*figura 3.18*).

La eliminación de muchas partes mecánicas vistas en otros posicionadores tiene muchas ventajas. Hay alta confiabilidad pues hay menos partes de desgaste, además de mayor exactitud y menor banda muerta debido a imprecisión mecánica.

El sensado de posición se realiza sin contacto, eliminando casi totalmente el desgaste, daño y su subsiguiente degradación. EL FY302 mide el movimiento longitudinal y rotatorio a través del efecto Hall. La señal de posición puede ser usada en esquemas de control avanzados. Las características de las válvulas, acción, límites absolutos y razón de cambio, etc. se cambian por software en lugar de sistemas mecánicos, cambios, acción o características, entre lineal e igual porcentaje, hiperbólica (apertura rápida) o una tabla independiente de configuración, se puede realizar con un solo clic. Estas y otras capacidades del software hacen del FY302 sea extremadamente flexible.



Fig. 3.18 Posicionador de válvula

3.5.2.4 DT302, TRANSMISORES DE DENSIDAD/CONCENTRACION

El DT302 es un moderno transmisor de concentración y densidad, diseñado para proveer una medición continua de concentración en una gama amplia de unidades como Brix, Baume, Plato, INPM, etc (*figura 3.19*)

Hay un sensor de temperatura interno para compensar automáticamente las variaciones de temperatura del proceso.

De acuerdo a las necesidades en una aplicación, hay dos modelos disponibles: DT302I para propósitos generales y DT302S para aplicaciones sanitaria (farmacéutica)

La tecnología digital usa el DT302 porque habilita una fácil interfase entre el campo y la sala de control y algunas características interesantes que reducen la instalación, operación y costo en mantenimiento. El DT302 es parte completa de los dispositivos de Fieldbus



Fig.3.19 Transmisor de densidad/Concentración

En aquellos procesos en los que no se disponga de recipientes o tanques de almacenaje donde pueda tomarse la medición, puede instalarse el transmisor en línea, intercalando el dispositivo muestreador por el que se hace circular el producto, tal como se observa en la *figura 3.20*

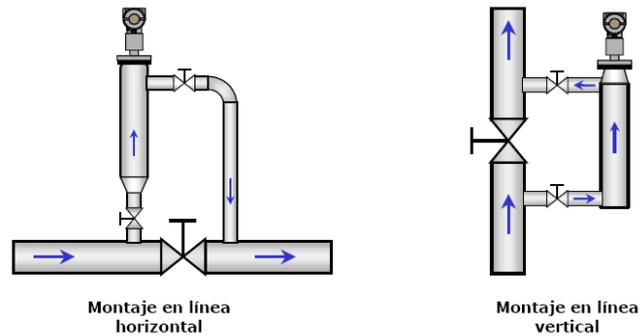


Fig.3.20 Montaje del sensor de Brix

3.5.2.5 DC302 MODULO DE ENTRADAS Y SALIDAS REMOTAS PARA FIELDBUS

La DC302 es un dispositivo de campo Fieldbus Foundation (*figura 3.21*), que permite integrar fácilmente un sistema híbrido que acepta señales Fieldbus y señales convencionales de entradas y salidas, equipos discretos como botoneras, válvulas On/Off, bombas etc. Pueden ser integradas fácilmente a la red Fieldbus, a través del canal (H) de la DFI302

La DC302 permite que las entradas/ salidas discretas y señales analógicas puedan estar disponibles y facilitar una configuración para una estrategia de control usando los bloques de funciones

La DC302 es parte integral del System 302, pero también puede integrar otros sistemas que no sean Fieldbus Foundation



Fig. 3.21 Modulo de entradas y salidas remotas para Fieldbus

3.5.2.6 JB, CAJA DE UNIONES

La conexión se realiza a través de canales que conducen los cables dentro del dispositivo, de acuerdo a estándares internacionales. Se muestra la caja de uniones JB en la *figura 3.22*



Fig. 3.22 Caja de uniones JB

Los terminales en ambos lados son usados para conectar la entrada y la salida del bus y el tercer terminal para conectar el dispositivo de campo. Este arreglo hace posible la desconexión de un solo dispositivo sin interrumpir la continuidad de la red. Algunas topologías pueden ser usadas. Pero para optimizar realmente la cantidad de cable se debe utilizar la topología tipo bus tal como se muestra en la **figura 3.23**. La caja de uniones JM1 ha sido diseñada para este propósito en este tipo de conexión.

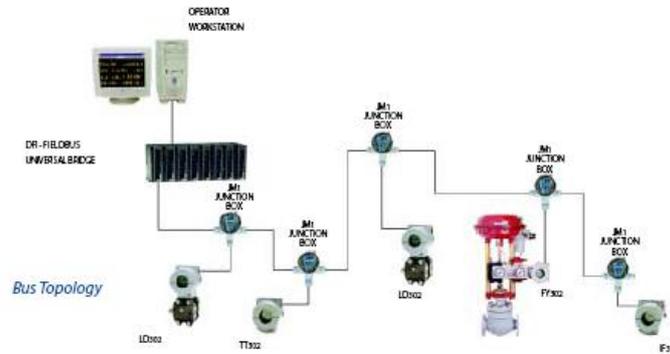


Fig. 3.23 Esquema de conexión utilizando caja de uniones JMI

3.5.2.7 BT302, TERMINAL DEL BUS

La transmisión Fieldbus se realiza modulando la corriente, y la recepción sensando el voltaje. La función primaria del BT302 es convertir la corriente transmitida a un voltaje que pueda ser recibido. De acuerdo al estándar, la corriente debe ser modulada con una amplitud entre $\pm 7.5\text{mA AC}$ a $\pm 10\text{mA}$ (Smar usa $\pm 8\text{mA}$).

Los dos terminales de 100Ω en paralelo (el Terminal del PSI302 y el BT) resultan en una impedancia de red de 50Ω . El capacitor ($1\mu\text{F}$) en el terminal previene el paso de la alimentación DC a través del resistor terminal ya que resultaría en un consumo de potencia de algunos watts.

En un cable de transmisión infinito cuya impedancia característica es Z_0 , las señales de comunicación fluyen unidireccionalmente. Si el cable tiene una juntura donde hay una

impedancia diferente (Z_1) a la impedancia característica de la línea, la señal transmitida encuentra una barrera que causa una reflexión de la señal transmitida, estas van a ser superpuestas causando mayores distorsiones de la señal original.

Este efecto debe ser eliminado haciendo que las impedancias sean idénticas en todas las juntas y finales de los cables, como un cable infinito.

Un terminal de cable (el terminal del PSI302P y el BT302) es usado para simular una longitud infinita, aunque considerando ambos extremos. Un cable estándar para la comunicación Fieldbus presenta una impedancia característica de $100\Omega \pm 2\%$ en un rango de frecuencia de 7.8KHz a 39KHz

El BT302 consiste básicamente de un resistor de 100Ω en serie con un capacitor de $1\mu\text{F}$ y su función es prevenir el reflejo de la señal y el ruido en una red Fieldbus. El BT302 tiene certificación de seguridad intrínseca. En la *figura 3.24* se muestra el terminal del bus BT302



Fig. 3.24 Terminal del bus BT302

En la *figura 3.25* se muestra la conexión típica de todos los equipos necesarios en una red Fieldbus, usando la topología bus

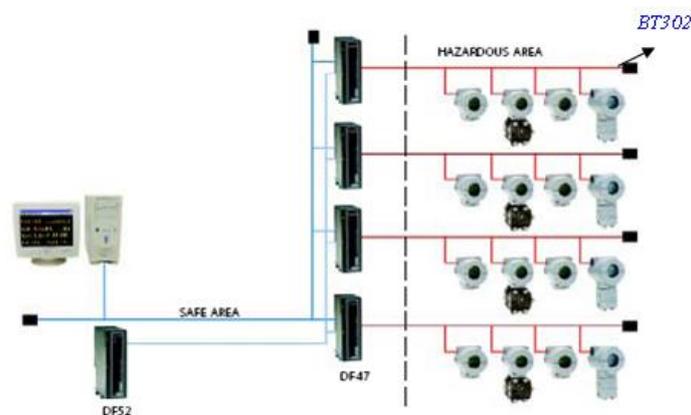


Fig. 3.25 Topología tipo bus

Una red Fieldbus necesita dos terminales, uno en cada extremo de la red principal. Pero si se habilita el Terminal interno del PSI302 en un extremo, se requiere solo un BT302 en el otro.

3.5.3 SENSORES

3.5.3.1 LD302 TRANSMISOR DE PRESION

Los Transmisores de Presión LD302 usan sensores capacitivos (células capacitivas) como elementos detectores de presión como se muestra en la *figura 3.26*

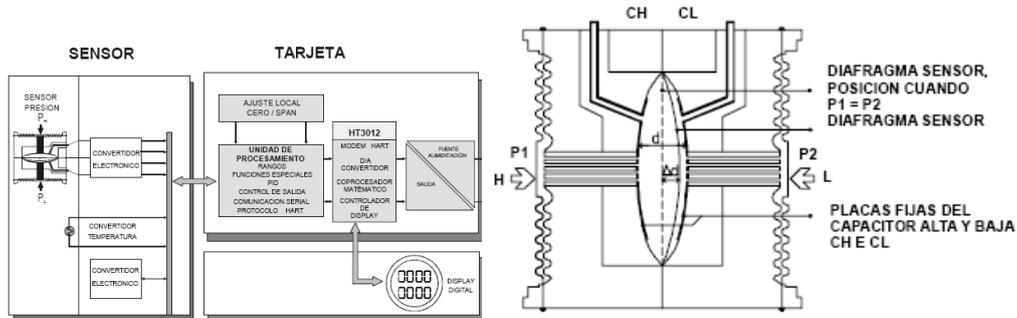


Fig.3.26 Célula capacitiva

Donde:

P1 y P2 son las presiones en las cámaras H y L

CH =capacitancia entre la placa fija en el lado P1 y el diafragma sensor.

CL =la capacitancia entre la placa fija en el lado P2 y el diafragma sensor.

d = distancia entre las placas fijas CH y CL.

Δd = deflexión del diafragma sensor debida a la presión diferencial $DP = P1 - P2$.

Sabiendo que la capacitancia de un condensador con placas planas y paralelas puede expresarse como una función de la placa del área (A) y la distancia (d) entre las placas como:

$$C = \frac{\varepsilon \times A}{d} \tag{3.1}$$

Donde:

ε ; Constante dieléctrica del medio entre las placas del capacitor.

Si se considera CH y CL como las capacitancias de las placas planas y paralelas con áreas idénticas, entonces:

$$CH = \frac{\varepsilon \times A}{\left(\frac{d}{2}\right) + \Delta d} \quad \text{y} \quad CL = \frac{\varepsilon \times A}{\left(\frac{d}{2}\right) - \Delta d} \tag{3.2}$$

Sin embargo, si la presión del diferencial (ΔP) aplicado al elemento capacitivo no desvía el diafragma sensor más allá del $d/4$, es posible suponer que ΔP es proporcional a Δd que es:

$$\Delta P \propto \Delta d \tag{3.3}$$

Al desarrollar la expresión $(CL - CH)/(CL + CH)$, se deduce que:

$$\Delta P = \frac{CL - CH}{CL + CH} = \frac{2\Delta d}{d} \tag{3.4}$$

Como la distancia (d) entre la placa fija CH y CL es constante, es posible concluir que la expresión $(CL - CH)/(CL + CH)$ es proporcional a ΔP y, por consiguiente, a la presión diferencial a ser medida. Así es posible concluir que la célula capacitiva es un sensor de presión formado por dos capacitores de capacitancias variables, según la presión diferencial aplicada.

Con este principio de presión diferencial con sensor capacitivo se puede medir presión, nivel y flujo en el sistema de evaporación, utilizando el transmisor LD302

3.5.3.1.2 FLUJO VOLUMETRICO

Para medir flujo volumétrico hay muchas alternativas (*Anexo D*), pero el más utilizado en la industria es la placa de orificio (*figura 3.27*), cuya medición se basa en la diferencia de presión y la forma del orificio depende del fluido que se va a medir como se muestra en la (*figura 3.28*)

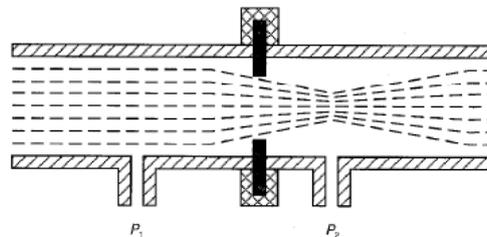
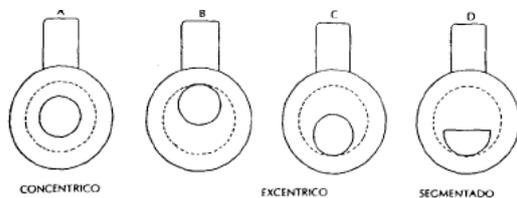


Fig.3.27 Placa de orificio



TIPO	APLICACIÓN
A	Gases o líquidos. Pequeños orificios de drenaje para eliminar pequeñas cantidades de líquidos o gas
B	Líquidos con considerables cantidades de gas
C	Gases con considerable cantidad de líquido condensado. Líquidos con arrastre de sólidos
D	Líquidos con posible sedimentación de sólidos

Fig. 3.28 Tipos de orificios

Para medir el *flujo volumétrico de jugo a la salida* se puede utilizar dos alternativas, La primera es medir el flujo mediante un *sensor electromagnético* que tenga salida Fieldbus y la otra utilizar la *placa de orificio tipo segmentado*, ambos son utilizados

para medir fluidos viscosos. La diferencia fundamental entre los dos es el costo económico, aunque el orificio segmentado puede traer problemas con la calibración, porque puede obstruirse el orificio, debido a un fluido muy denso, que traiga sólidos en suspensión o sustancias que puedan depositarse en los bordes. Esto es más relevante en la meladura de salida del último efecto, razón por la cual sería mejor utilizar el *sensor electromagnético (figura 3.29)*.

El principio de funcionamiento del sensor electromagnético no está basado en la diferencia de presión, sino que se basa en la ley de Faraday, donde el voltaje inducido en un conductor que se mueve en un campo magnético, es proporcional a la velocidad del conductor que en este caso es el fluido.

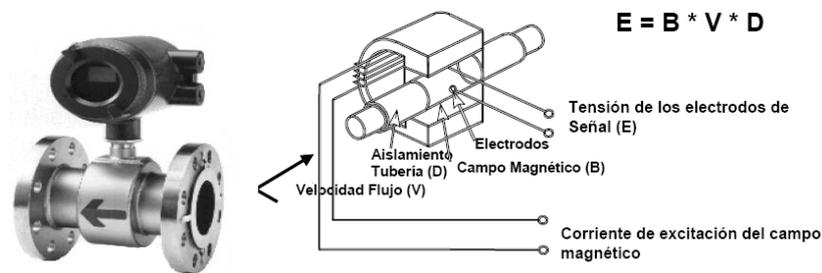


Fig.3.29 Sensor electromagnético

Para medir el *flujo volumétrico de jugo a la entrada* del primer evaporador se puede utilizar la placa de orificio tipo segmentado ya que este no es muy denso con relación a la meladura de salida vea la figura 3.30

Para medir el *flujo volumétrico de vapor* se utiliza la placa de orificio tipo concéntrico basada en la medida de presión diferencial como se muestra en la *figura 3.30*

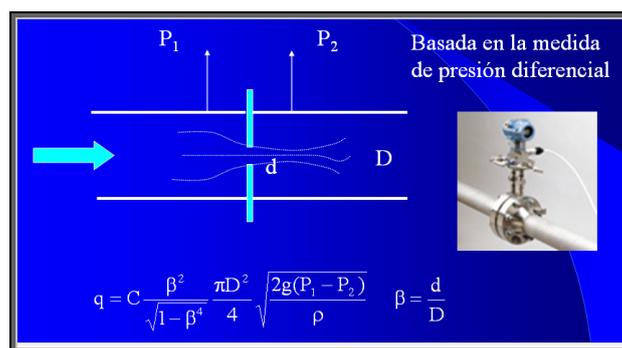


Fig.3.30 Placa de orificio

3.5.3.1.3 PRESIÓN

Los valores de presión medidos se pueden referir al nivel del cero absoluto (presión cero) o al nivel de cero relativo (*presión atmosférica Patm*). Para mayor aclaración de estos conceptos ver la *figura 3.31*

Toda presión que se mida por encima del cero relativo se llama sobre presión (*presión manométrica Pm*), mientras que la que se mida por debajo será una depresión (*presión de vacío Pv*). El valor de la presión atmosférica se puede expresar en términos de una columna de mercurio de 760 mm de Hg, lo que es igual a la presión atmosférica. Ambas son unidades muy comunes utilizadas en los manómetros industriales. Desde luego es necesario aclarar que la presión atmosférica varía con las condiciones meteorológicas. La presión que se mide a partir del cero absoluto se denomina *presión absoluta (Pabs)*, tanto por encima como por debajo del cero relativo. Por su parte la presión que se mide entre dos puntos se llama *presión diferencial (ΔP)*. Como las presiones en cada evaporador son presiones absolutas entonces se utilizará un transmisor LD302 de presión absoluta

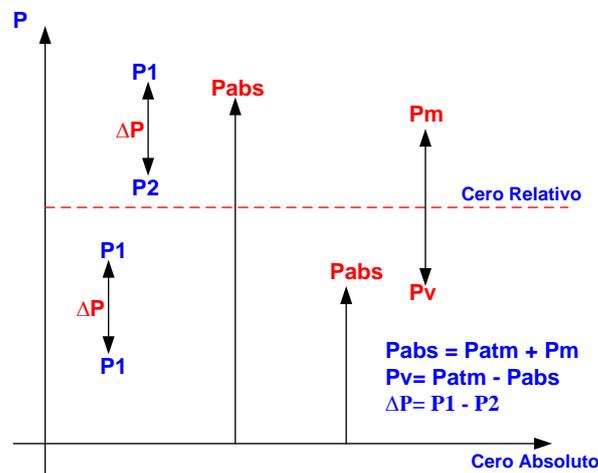


Fig. 3.31 Niveles de presión

3.5.3.1.4 NIVEL

Para controlar el nivel (*h*) en cada vaso se utilizará un transmisor de presión diferencial (ΔP) pero para tener una buena medición con este sensor la densidad (ρ) debe permanecer constante como se muestra en la *figura 3.32*. Medir nivel con presión diferencial es muy utilizado en la industria por su diseño simple y fácil de instalar.

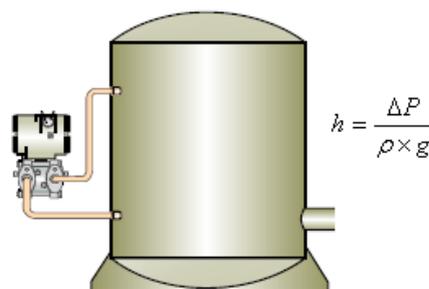


Fig. 2.32 Medición de nivel

3.5.3.2 TD302 TRANSMISOR DE DENSIDAD

El equipo utiliza un sensor de presión diferencial (*DP*) tipo capacitivo, comunicado mediante capilares con dos diafragmas sumergidos en el proceso, separados por una distancia fija (*h*). La presión diferencial sobre el sensor será directamente proporcional a la densidad del líquido medido (*figura 3.33*). Debido a que el sensor es digital, y que el procesamiento de la señal se realiza también digitalmente, puede obtenerse un alto nivel de estabilidad y de exactitud en la medición. El software de la unidad electrónica efectúa el cálculo de la densidad proporcional a la escala de densidad o concentración elegida por el usuario (°Brix, °Plato, °Baumé, gr./cm³, etc.). La misma información podrá leerse en el indicador digital local.

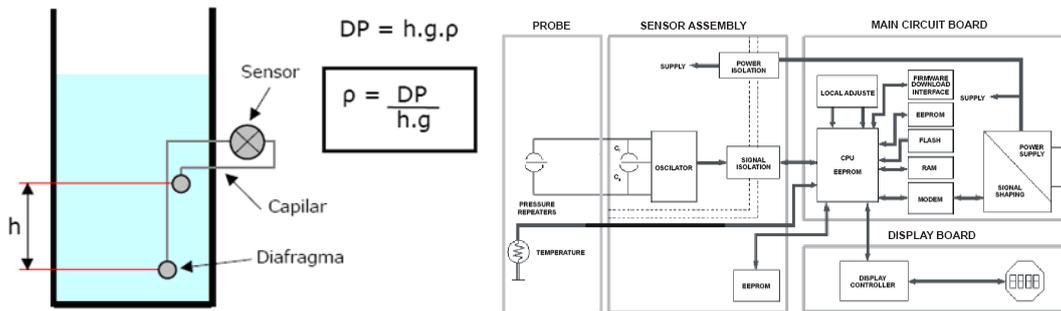


Fig. 3.33 Transmisor de densidad

3.5.3.3 TT302 TRANSMISOR DE TEMPERATURA

El TT302 de la Smar (*figura 3.34*) está diseñado para medir temperatura usando termopares o termoresistencias

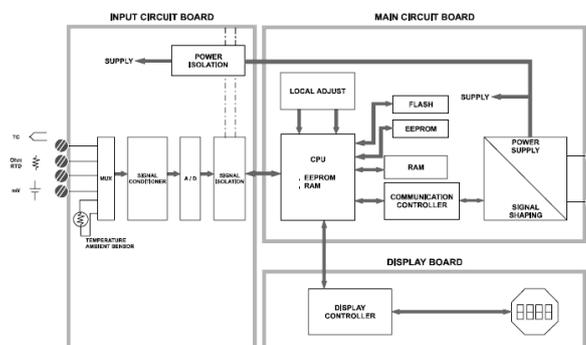


Fig. 3.34 Hardware del TT302

3.5.3.3.1 TERMOPARES O TERMOCUPLAS

Son los más utilizados para medir temperatura en las industrias y puede operar en un amplio rango de temperaturas (*figura 3.35*)

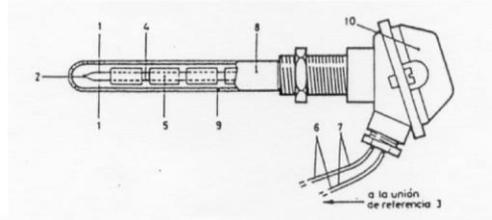


Fig. 3.35 Termopar industrial con vaina

El principio de funcionamiento se basa en el efecto Seebeck, una combinación de los efectos Thomson y Peltier, que explican el fenómeno que ocurre cuando dos hilos de metales distintos se unen y uno de los extremos se calienta produciéndose una fem termoeléctrica. (*Figura 3.36*)

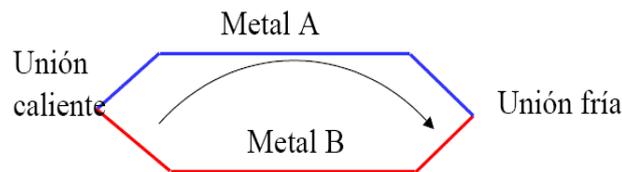


Fig. 3.36 Efecto Seebeck

Se mide el voltaje, que es proporcional a la diferencia de temperaturas. La señal de salida es muy baja milivoltios. Necesita acondicionamiento de la señal, tiene sensibilidad baja microvoltios por grado, soportan altas temperaturas y son bastante lineales en algunos casos.

Los termopares más comunes en la industria y cuyas ecuaciones que la definen se encuentran almacenadas en la memoria del TT302 son los siguientes:

- NBS (B, E, J, K, N, R, S & T)
- DIN (L & U)

Para los termopares la ecuación del polinomio es:

$$T = A_0 + A_1 * v + A_2 * v^2 + \dots + A_n * v^n \quad (3.5)$$

Los Coeficientes Seebeck del Polinomio para Termopares se encuentran descritos en el (*Anexo D*)

3.5.3.3.2 TERMORESISTENCIAS RTDs

Otro popular sensor de temperatura es la termoresistencia (RTDs), este es un dispositivo que incrementa su resistencia con la temperatura. En algunos de forma casi lineal. Este principio proporciona una forma muy precisa de medir. El tipo de RTDs más utilizado está hecho de platino

Las termoresistencia más comunes en la industria y cuyas ecuaciones que la definen se encuentran almacenadas en la memoria del TT302 son las siguientes:

- JIS [1604-81] (Pt50&Pt100)
- IEC, DIN, JIS [1604-89] (Pt50, Pt100 & Pt500)
- GE (Cu10)
- DIN (Ni120)

Para una correcta medición de temperaturas con RTDs es necesario eliminar el efecto de la resistencia de los cables conectados al sensor para el circuito de medición. En algunas aplicaciones industriales estos cables podrían ser cientos de metros de longitud. Esto es de suma importancia en lugares en donde la temperatura ambiente cambia constantemente

El TT302 permite una conexión a 2 hilos pero podría causar error en la medición ya que depende de la longitud de los cables y de la temperatura a la cual está expuesta.

En una conexión con dos cables el voltaje es proporcional a la RTDs más la resistencia de los cables como se muestra en la **figura 3.37**

$$V_2 = [RTD + 2 \times R] \times I$$

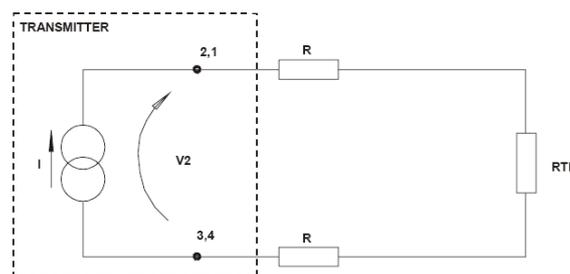


Fig. 3.37. Conexión a dos hilos

Para evitar el efecto de la resistencia se recomienda utilizar conexión de 3 hilos o de 4 hilos como se muestra en la **figura 3.38**

En una conexión de tres hilos, la terminal 3 tiene una alta impedancia de entrada, así impide que fluya corriente a través del cable y cree algún voltaje. El $V_2 - V_1$ es independiente de la resistencia de los cables consecuentemente ellos pueden ser

cancelados, entonces el voltaje es directamente proporcional a la termoresistencia RTDs solamente

$$V_2 - V_1 = [RTD + R] \times I - R \times I = RTD \times I$$

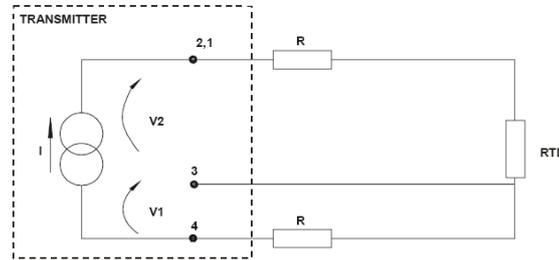


Fig. 3.38 Conexión a tres hilos

En una conexión de cuatro hilos (*figura 3.39*), las terminales 2 y 3 tienen una alta impedancia que impide que no fluya corriente a través de esos cables y no cause ningún voltaje. La resistencia de los otros dos cables no nos interesa simplemente no hay medición registrada en ellos. Entonces tenemos que el voltaje V2 es directamente proporcional a la termoresistencia RTDs

$$V_2 = RTD \times I$$

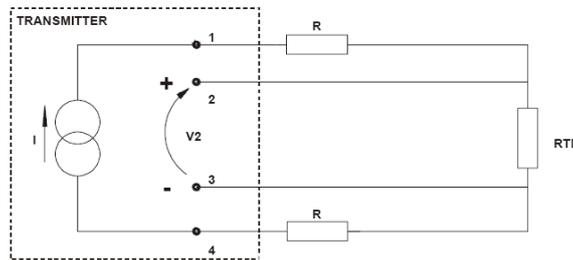


Fig. 3.39 Conexión a cuatro hilos

La ecuación de Callendar-Van Dusen se emplea comúnmente como ecuación aproximada para la curva de los dispositivos RTD la misma se enuncia por la siguiente expresión:

$$R_t = R_0 [1 + A * T + B * T^2 + C(T - 100)^3] \tag{3.6}$$

Donde:

T = valor de la temperatura en ° C.

R_t = valor de la resistividad de la Pt a la temperatura T (° C)

R₀ = valor de R_t a la temperatura de 0 °C.

Los coeficientes A, B y C se denominan coeficientes de Callendar-Van Dusen y se muestran en el **Anexo D**

3.6 BRIDGE

3.6.1 DFI302 FIELDBUS UNIVERSAL BRIDGE

La DFI302 es un hardware integral multifunción del System302 que incluye todo el mejor hardware y software en su clase para que usted pueda administrar, monitorear, controlar, mantener y operar su planta. La DFI302 en la planta es de tamaño contenido y desempeña la mayor parte de las funciones requeridas para un sistema y por tanto se requieren muy pocos componentes adicionales.

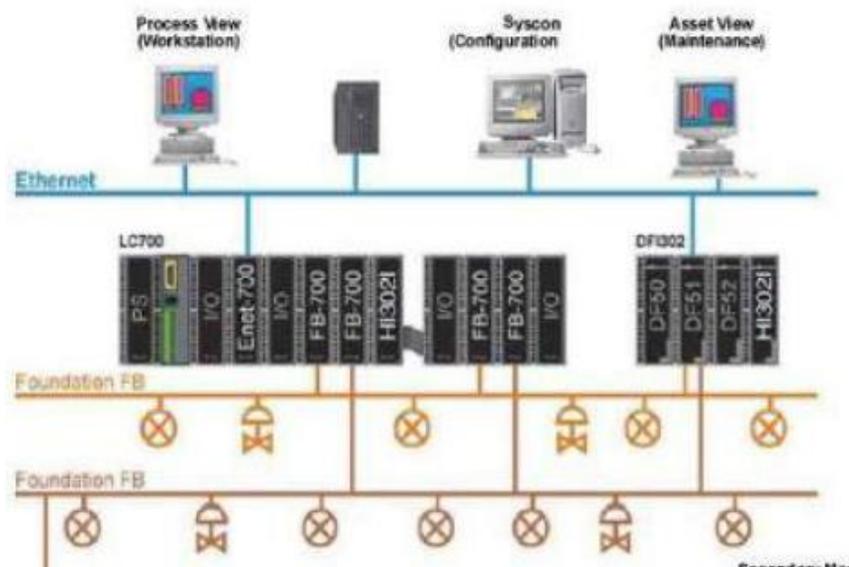


Fig. 3.40 *Arquitectura de la DFI302*

Al contrario de otras interfaces Fieldbus basados en el modelo tradicional de controlador con módulos E/S que necesita muchos accesorios (PLC's), la DFI302 es una unidad integrada que provee fuentes de poder, terminadores de impedancia, e inclusive barreras de seguridad, de esa forma la DFI302 es el sistema más simple de colocar, mantener y expandir. Porque un solo módulo incluye 4 canales H1 (a 31.25kbit/s), Ethernet y Modbus serial, directamente en el controlador sin necesidad de interfases por separado, la DFI302 toma una fracción de espacio, al usar como solución a los módulos individuales, siendo de esa forma más fácil de operar. **(Figura 3.40)**

Es por ello que para el proceso de evaporación no utilizaremos el PLC's LC700 ya que al igual que la DFI302 se programan con Syscon, y por características descritas anteriormente es mejor utilizar una DFI302 que un PLC LC700.

3.6.2 PARTES DE LA DFI302



Fig 3.41 Partes de la DFI302

1. Rack Principal
2. DF50; Fuente de alimentación
3. DF51; CPU
4. DF52; Fuente de alimentación Fieldbus
5. DF53: Impedancia de la fuente de alimentación

3.6.2.1 RACK PRINCIPAL

Este elemento es sobre el que se "enchufan" o conectan el resto de los elementos. Va atornillado a la placa de montaje del armario de control. Puede alojar a un número finito de elementos dependiendo del fabricante y conectarse a otros racks similares mediante un cable, llamándose en este caso rack de expansión. (*Figura. 3.42*)



Fig.3.42 Rack principal

3.6.2.2 DF50, FUENTE DE ALIMENTACION

Es la encargada de suministrar la tensión y corriente necesarias tanto a la CPU como a las tarjetas (*Figura 3.43*). La tensión de entrada es normalmente de 90-264VAC de entrada y 24 VDC de salida que es con la que se alimenta a la CPU.

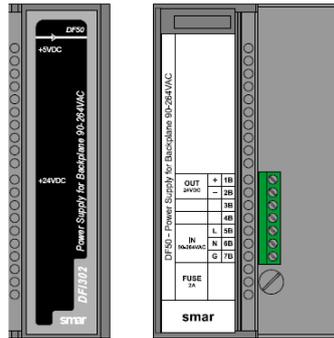


Fig. 3.43 DF50

3.6.2.3 DF51 CPU

Es el cerebro de la DFI302, consta de uno o varios microprocesadores que se configura mediante un software (Syscon).

La DF51 esta basado en un procesador de 32 –bit RISC y un programa almacenado en memoria flash, este modulo permite tareas de control y comunicación (*figura 3.44*)

Consta de los siguientes elementos:

- Un puerto de Ethernet a 10Mbps
- Cuatro puertos Fieldbus H1 a 31.25 Kbps
- Un puerto EIA a 232 a 115.2 Kbps
- CPU reloj a 25 MHz, 2MB NVRAM

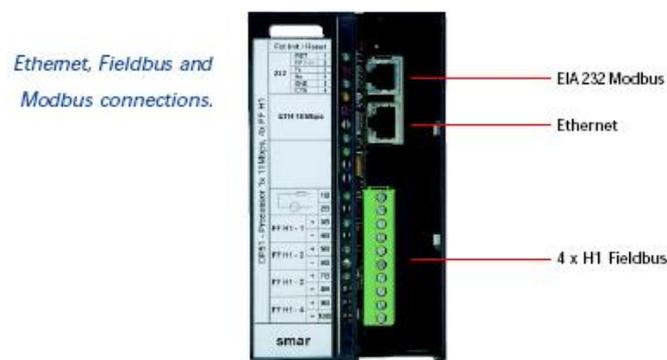


Fig. 3.44 DFI51

3.6.2.4 PS302P, FUENTE DE ALIMENTACION FIELDBUS (DF52)

La fuente de alimentación es un equipo sin seguridad intrínseca con una entrada AC universal de 90 a 260VAC, 47 a 440 Hz, y una salida de 24VDC aislada con protección

de corto circuito y sobre corriente, apropiada para alimentar elementos Fieldbus. No hay disparo de la señal de salida cuando la fuente es encendida o apagada. (*Figura 3.45*)

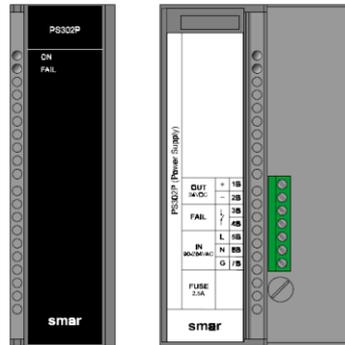


Fig.3.45. DF52

Si alguna condición anormal ocurre en la salida como sobrecarga o cortocircuito, el interruptor interno automáticamente apaga la fuente protegiendo así su circuito. Una vez que la salida remota en condiciones normales de operación el circuito es automáticamente encendido. Este modelo permite redundancia sin requerir algún componente acoplado a su salida.

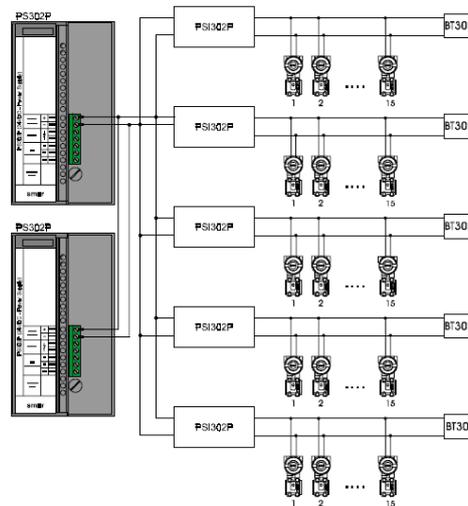


Fig.3.46. Esquema de conexión del PS302P

El PS302 tal como se muestra en a *figura 3.46*, posee tres terminales de entrada (7B, 6B, 5B) que pueden ser conectadas fase/neutro o fase/fase; dos terminales (3B y 4B) que son conectados a un contacto para activar una alarma en caso de falla de alimentación, cortocircuito de la salida o sobrecorriente; y dos terminales de salida de 24VDC (1B y 2B)

3.6.2.5 PSI302P, IMPEDANCIA DE LA FUENTE DE ALIMENTACION (DF-53)

Este dispositivo tiene una impedancia de salida, que en paralelo con el Terminal del bus BT302 de $100\Omega \pm 2\%$ dan como resultado una impedancia de línea puramente resistiva para un amplio rango de frecuencia. En la *figura 3.47* a manera de bloques se muestra la construcción interna del PSI302P.

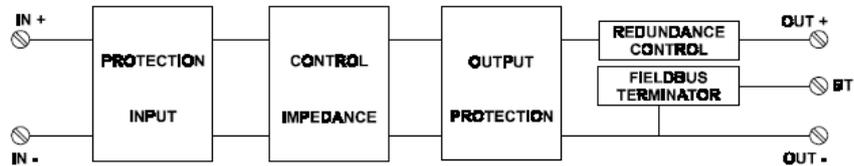


Fig.3.47. Diagrama de bloques del PSI302P

El PSI302P puede ser usado en redundancia conectando su salida (OUT + y OUT-) en paralelo. Cuando se usa esta configuración queda deshabilitada la salida BT (Terminal interno), por lo tanto hay que añadir después del PSI un Terminal BT302.

Esta unidad presenta indicación de alimentación y sobrecorriente mediante LEDs. El LED de indicación de alimentación es de color verde y debe estar encendido mientras el equipo está energizado. El LED de indicación de sobrecorriente es de color rojo y debe ser energizado solo en caso de sobrecorriente causada por un corto circuito o por un número excesivo de dispositivos conectados. Además hay un grupo de interruptores para la interconexión de los terminales internos del PSI302P. Así el interruptor 1 en posición ON habilita el terminal para el canal 1. Existen dos modelos de PSI302P, la DF49 que tiene dos salidas y la DF53 que tiene cuatro salidas como se muestra en la *figura 3.48*.

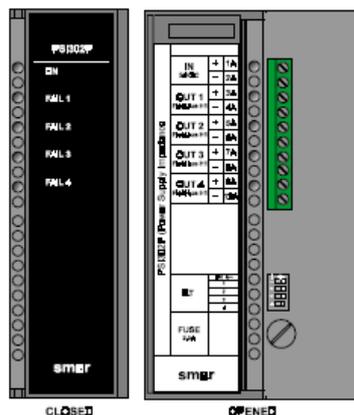


Fig. 3.48 DF53

3.7 CONFIGURADOR SYSCON

El *Syscon* permite la configuración tradicional y monitoreo de funciones, además la calibración de dispositivos de campo, diagnósticos, identificación y materiales de

construcción de los equipos. Además se puede construir gráficamente estrategias de control y manejarlas.

La configuración es completamente grafica y orientada a objetos. Los bloques de funciones son representados como círculos. El nombre del (Tag) y la descripción del bloque son mostrados junto con la entrada del bloque y los nombres de las salidas. La configuración incluye la selección de dispositivos, bloques de funciones, uniones entre bloques y parametrización como se puede observar en la **figura 3.49**

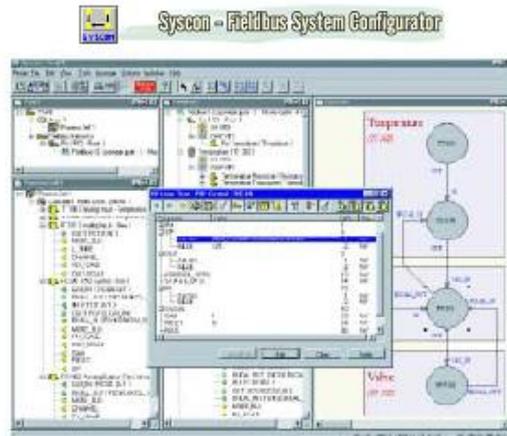


Fig.3.49 Configurador Syscon

Con Syscon se puede trabajar online y offline. En modo offline ningún dispositivo esta conectado. Este modo es ideal para desarrollar nuevas estrategias de control sin perturbar el trabajo de los operadores. En modo online hay uno o mas dispositivos conectados vía interfases o puentes y los datos son directamente recibidos desde los dispositivos de campo y las modificaciones son enviadas a los instrumentos. Los bloques de funciones son asignados a los dispositivos de campo.

Syscon automáticamente detecta, identifica y asigna direcciones a dispositivos Fieldbus cuando son conectados y pueden también informar si los dispositivos están desconectados, tienen problemas de comunicación o fallas.

Syscon es una pequeña herramienta que permite acceder a cualquier información en el sistema. Sin embargo en el trabajo de la planta se requiere conocer solo algunos parámetros importantes, así que el display puede mostrar al operador solo lo necesario.

Syscon permite calibrar y revisar el estado de calibración de un dispositivo al mismo tiempo. Se puede ver los límites del rango del sensor, el rango calibrado y el rango de medida seleccionado

El configurador del sistema Syscon es una herramienta de software especialmente desarrollada para configurar y operar la línea de productos Fieldbus de Smar, con una computadora personal con interfase Fieldbus. El Syscon fue desarrollado para ser ejecutado bajo el sistema operativo Microsoft Windows NT, versión 4.0 u otra superior

3.7.1 REQUERIMIENTOS MÍNIMOS

Sistema operacional	→	Windows NT 4.0
Procesador	→	Pentium 233 MHz
RAM	→	64MB
Espacio libre en el disco duro	→	20MB
Display	→	800*600-64K colores
CD-ROM		

Para poder configurar el Syscon y poder transferir el programa hacia la DFI se necesita de dos llaves una del Syscon y la otra de la DFI como se muestra en la *figura 3.50*



Fig. 3.50 Llaves del Syscon

3.7.2 BLOQUE DE FUNCIONES

Fieldbus Foundation usa bloques de funciones estándares para implementar estrategias de control tales como entrada analógica (AI), salida analógica (AO) y control proporcional-integral-derivativo (PID), pueden ser ejecutadas por el dispositivo de campo a través del uso de bloques de funciones además los dispositivos Fieldbus Foundation tienen bloques almacenados en sus microprocesadores. Cada bloque de función procesa parámetros de entrada de acuerdo a un algoritmo específico y a un grupo interno de parámetros de control. Estos producen parámetros de salida que están disponibles para su uso, ya sea dentro de la misma aplicación del bloque o en otras aplicaciones de los bloques de funciones. Los bloques de funciones son definidos por sus entradas, salidas, parámetros de control y el algoritmo que opera en esos parámetros.

Los bloques de funciones son identificados por el nombre (Tag) y un índice numérico. A diferencia de los tags, los cuales son globales, los índices numéricos tienen significado solo dentro de la aplicación que los contiene el bloque de funciones. Todos los dispositivos de campo (LD302, TT302, IF302, TP302, TD302, FY302, FP302 y el FI302) tienen más de 20 bloques seleccionados desde una librería de bloques de funciones. El lenguaje del bloque de función es ideal para crear estrategias de control de procesos como: Control en cascada, Control con retroalimentación, límites cruzados y otras estrategias de control son fácilmente configuradas uniendo los bloques de funciones de los diversos dispositivos en el sistema como se observa en la *figura 3.51*

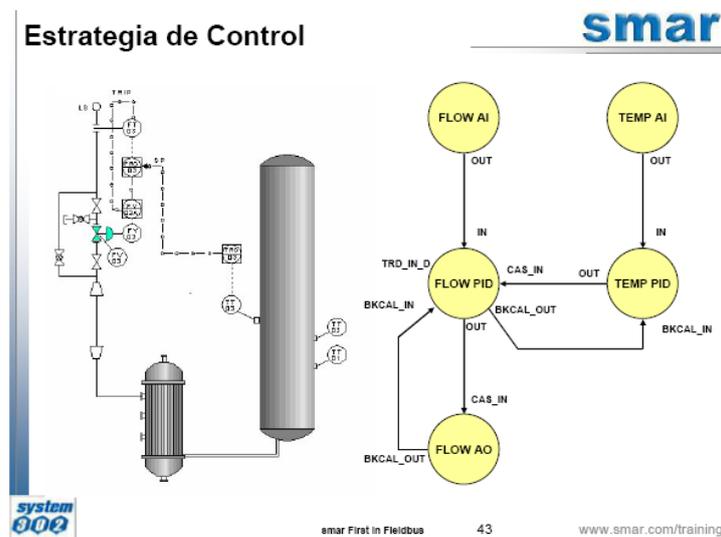


Fig. 3.51 Estrategias de control

A modo de conclusión final se puede decir que los sistemas de control de campo (FCS) como fase superior en el desarrollo de las tecnologías de automatización actual justifica su aceptación y preferencia debido a un gran número de ventajas técnicas y organizativas que evidentemente están siendo cada vez más aceptadas por aquellos clientes que desarrollan proyectos de automatización en sus industrias. Que los proyectos una vez culminados lleguen a reducir en más del cuarenta por ciento el costo total de ejecución comparado con las tecnologías que les anteceden es un dato que nos hace reflexionar. La vida cotidiana nos muestra que aquellos que no comparten enteramente estos criterios mayormente no conocen a plenitud las grandes bondades de las tecnologías de buses de campo y se limitan a cuestionar basándose en la experiencia sobre los DCS y DDS o los sistemas híbridos clásicos. No obstante el desarrollo de la electrónica y como parte de ella de los buses de comunicaciones ya implícitos en los dispositivos de campo hace que todas estas tecnologías convivan y muchos tabúes introducidos como la incompatibilidad se fueran resolviendo poco a poco.



Capítulo IV Diseño y Simulación de los Sistemas de Control

4.1 NOMENCLATURA (SI)

Q ; Caudal volumétrico de vapor $\left[\frac{m^3}{s} \right]$

F ; Caudal volumétrico de jugo $\left[\frac{m^3}{s} \right]$

d_v ; Densidad del vapor $\left[\frac{Kg}{m^3} \right]$

Bx ; Brix

d ; Densidad del jugo $\left[\frac{Kg}{m^3} \right]$

C_{pv} ; Calor Específico del vapor $\left[\frac{J}{Kg \text{ } ^\circ C} \right]$

C_p ; Calor Específico del jugo $\left[\frac{J}{Kg \text{ } ^\circ C} \right]$

P ; Presión absoluta $\left[\frac{N}{m^2} \right] = \text{Pascales}$

T_v ; Temperatura del vapor $[^\circ C]$

T ; Temperatura del jugo $[^\circ C]$

c ; Concentración $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

L ; Calor latente de vaporización $\left[\frac{J}{Kg} \right]$

h ; Altura $[m]$

U ; Coeficiente total de transferencia de calor $\left[\frac{J}{m^2 s \text{ } ^\circ C} \right] = \left[\frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C} \right]$

vp ; Coeficiente de abertura

V ; Volumen de la calandria $[m^3]$

c_{mai} ; Capacidad calorífica del metal (Acero Inoxidable) $\left[\frac{J}{^\circ C} \right]$

A ; Superficie de calentamiento $[m^2]$

A_t ; Area de transferencia $[m^2]$



p_v ; Presión a la válvula $\left[\frac{Kg}{cm^2} \right]$
 m ; Señal del controlador $[mA]$

E_r ; Error

e_p ; Elevación del punto de ebullición $[^{\circ}C]$

T_s ; Temperatura de saturación $[^{\circ}C]$

d_{tub} ; Diámetro interior del tubo $[m]$

n_{tub} ; Numero de tubos

G ; Gravedad Específica

C_v ; Coeficiente de la válvula $\frac{m}{\sqrt{N}}$

T_{Eb,H_2O} ; Temperatura de ebullición del agua $[^{\circ}C]$

K_t ; Ganancia del transmisor

K_c ; Ganancia del Controlador

τ_i ; Tiempo de integración

τ_D ; Tiempo de derivación

P_{ev} ; Perdidas en la evaporación

P_{ec} ; Perdidas en la calandria

K_{q1} ; Coeficiente de la ecuación de flujo del vapor secundario a la salida del vaso 1



4.2 INTRODUCCION

Para empezar a diseñar los sistemas de control es importante entender el comportamiento dinámico del proceso, por consiguiente, es necesario desarrollar el sistema de ecuaciones que describen el proceso tanto en estado estacionario como en estado dinámico

4.2 MODELO EN ESTADO ESTACIONARIO

El modelo matemático estático o estacionario relaciona a las variables del proceso de evaporación en un estado de equilibrio y está definido por un conjunto de ecuaciones que relacionan a las variables de entrada y salida del proceso, describiendo adecuadamente su comportamiento. Estas ecuaciones están definidas a partir de los balances de masa total y de sólidos solubles en cada vaso, así como por los balances de energía. Además se agregan las ecuaciones que caracterizan las propiedades químico físicas del proceso, tales como densidades, calores específicos y otras (*Anexo B*)

En la *figura 4.1* se utiliza el modelo estacionario para determinar las temperaturas del jugo a la salida de cada vaso, y se puede comprobar que estas coinciden con los datos obtenidos en la instalación industrial

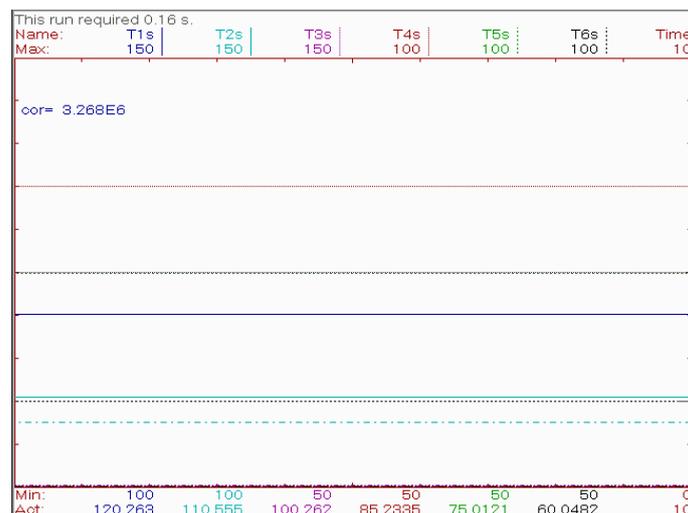


Fig. 4.1 Modelo en estado estacionario

4.3 MODELO MATEMATICO EN ESTADO DINAMICO

El modelo en estado dinámico relaciona las variables en función del tiempo. Son expresiones matemáticas que relacionan las variables de entrada y salida de un proceso,

cuando su comportamiento transcurre en el estado no estacionario. Las variables son magnitudes físico-químicas que determinan el estado del proceso durante su comportamiento operacional y por tanto son susceptibles a que sus valores cambien con el tiempo. El modelo se obtiene mediante razonamientos y la aplicación de principios de conservación de masa, energía, momento, etc. y otras leyes particulares del dominio de la aplicación y esta formado por conjuntos de ecuaciones diferenciales y algebraicas frecuentemente no lineales.

4.3.1 PROCESO TECNOLÓGICO

Para deducir las ecuaciones que describen el proceso es aconsejable representar el proceso y definir las variables en estado dinámico y en estado estacionario como se muestra en la *figura 4.2*

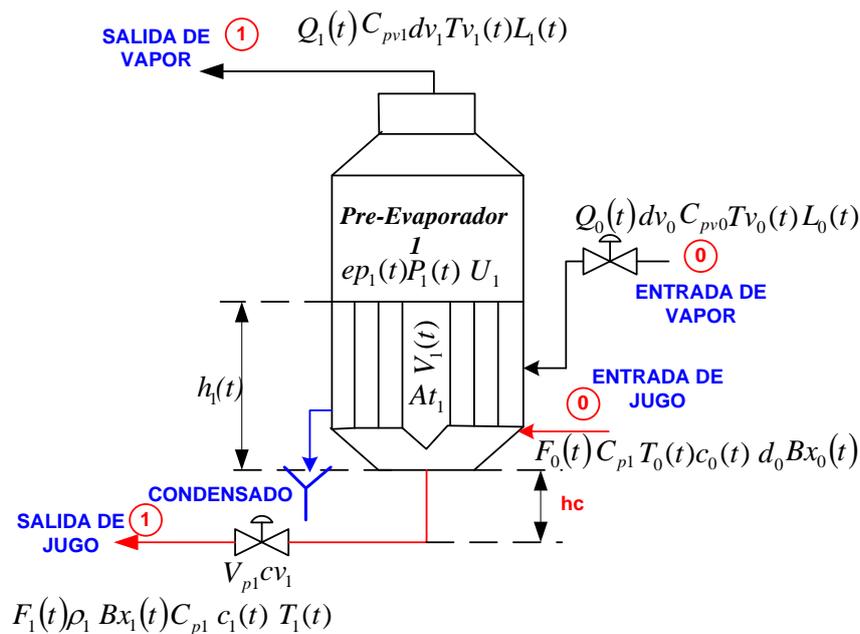


Fig. 4.2 Variables del Modelo dinámico

4.3.2 VARIABLES EN ESTADO DINAMICO

- Flujo de vapor
- Flujo de jugo clarificado
- Brix
- Temperatura de vapor
- Temperatura del jugo



- Concentración
- Abertura de la válvula
- Coeficiente de la válvula
- Presión
- Altura de la calandria

4.3.3 CONSIDERACIONES

- Mezclado ideal en cada vaso.
- Se consideran constantes (invariables con el tiempo) en cada vaso las densidades del jugo y el vapor, los calores específicos del jugo y el vapor, las pérdidas de calor en el vaso y en la calandria, el coeficientes de transferencia de calor, el calor de evaporación, la elevación del punto de ebullición, capacidad calorífica del metal de la calandria.
- Sus valores en el punto de operación nominal se obtienen por el modelo de estado estacionario. (*Anexo B*)
- Las temperatura del vapor secundario del vaso es igual a la del jugo de salida del vaso

El mismo modelo matemático se utiliza para cada uno de los evaporadores con la única diferencia, que los datos del proceso y el balance en estado estacionario cambian de un evaporador a otro. Para no redundar en las mismas ecuaciones se ha establecido un subíndice (*i*), que se remplaza de acuerdo al numero de evaporador que se esta analizando, así se puede diferenciar las entradas y las salidas de cada evaporador, teniendo en cuenta que (*i-1*) es la entrada y (*i*) es la salida ya que la salida del primer evaporador es la entrada del segundo y así sucesivamente.

4.3.4 EXPRESIONES PRINCIPALES

1. Balance total de masa

$$\frac{dV_i(t)}{dt} = \frac{1}{d_i} \times [F_{i-1}(t)d_{i-1} - F_i(t)d_i - Q(t)dv_i] \quad (4.1)$$

2. Altura de la calandria

$$h_i(t) = \frac{4 \times V_i(t)}{\pi \times d_{tub}^2 \times ntub_i} \quad (4.2)$$

3. Balance parcial de Concentración

$$\frac{d}{dt} [cV_i(t)] = F_{i-1}(t)c_{i-1}(t) - F_i(t)c_i(t) \quad (4.3)$$

$$Bx_i(t) = \frac{c_{i-1}(t)}{100 \times d_i} \quad (4.4)$$

4. Flujo de Salida

$$F_i(t) = cv_i(t) \times \sqrt{\frac{P_i - P_{i+1} + (h_i - h_{i+1}) \times d_i \times 9.8}{G_i}} \quad (4.5)$$

5. Abertura de la válvula

$$\frac{dvp_i}{dt} = \frac{1}{\tau_1} \times \{K_{sm} \times [pv_i(t) - pv_i(s)] - [vp_i(t) - vp_i(s)]\} \quad (4.6)$$

$$vp_i(t) = vp_{id}(t) + vp_{is} \quad (4.7)$$

6. Coeficiente de la válvula

$$cv_i(t) = cv_{i\max} \times 50^{vp_i-1}; \text{ Igualdad de porcentaje} \quad (4.8)$$

7. Presión de la válvula

$$pv_i(t) = pv_i(s) + Kt \times [mi_i(t) - mi_i(s)] \quad (4.9)$$

8. Señal del controlador

$$m_i(t) = \bar{m}_i(s) + K_{Ci} \times Er_i(t) + \frac{K_{Ci}}{\tau_{ii}} \int Er_i dt + K_{Ci} \tau_{Di} \frac{dEr_i}{dt} \quad (4.10)$$

$$\tau_{ii} = \infty$$

$$\tau_{Di} = 0$$

9. Balance de Energía

$$\frac{dTV_i}{dt} = F_{i-1}(t)d_{i-1}cp_{i-1}T_{i-1} - Q_i [dv_i L_i + cpv_i ep_i(t)] - F_i(t)d_i cp_i T_i + \frac{(100 - Pev)}{100} \times QT_i(t) \quad (4.11)$$

$$QT_i = U_i \times At_i \times [Tv_i(t) - T_i(t)] \times 60 \quad (4.12)$$

$$T_i(t) = \frac{TV_i}{cp_i \times V_i(t) \times d_i} \quad (4.13)$$

$$Q_i(t) = Kq_i [0.99 \times P_i(t)] \quad (4.14)$$



$$Kq_i = \frac{Q_i(s)}{[0.99 \times P_i(s)]} \quad (4.15)$$

$$P_{ia} = \frac{dv_i}{18 \times 1e^3 \times 1e^{-6} \times 82.057 \times (Tv_i + 273)} \text{ (atmosferas)} \quad (4.16)$$

$$P_i = P_{ia} \times 101300 \text{ (Pascales)}$$

11. Balance de energía en la calandria

$$dT_{v_{i-1}} = \frac{1}{cm_i} \times \left\{ Q_i(t) dv_{i-1} [L_{i-1} + cpv_{i-1} \times ep_{i-1}] - QT_i \times \left(1 + \frac{Pec}{100} \right) \right\} \quad (4.17)$$

12. Temperatura del vapor del primer vaso

$$Tv_i(t) = T_i(t) \quad (4.18)$$

4.4 ESTRATEGIAS DE CONTROL

Una vez confeccionado el modelo matemático que describe la estación de evaporación del central azucarero Malca, se procedió al diseño de alternativas de control más conveniente para el proceso, para ello se tuvieron en cuenta seis alternativas de control para lograr los parámetros de control requeridos para la operación de evaporación.

Toda la programación y simulación de las estrategias de control en estado dinámico como en estado estacionario se realizó en PSI 1993, versión profesional, que es un software que permite resolver modelos matemáticos dinámicos y estacionarios de cierta complejidad.

El control de nivel en el tanque de alimentación de jugo clarificado al séxtuple está relacionado con el control del flujo de producción en la fábrica. Este puede dejarse flotante (sin control) con un sobre diseño del tanque, lo suficiente para que no se rebose ni se vacíe ante cambios en la capacidad de producción. Por otra parte puede controlarse manipulando el flujo de vapor de alimentación al primer vaso (*estrategia II*) o puede controlarse manipulando el flujo de entrada o salida al tanque. Excepto en la estrategia mencionada las otras alternativas no se analizan en este trabajo pues requieren de un análisis más amplio que implica el control de producción en la fábrica. En cualquier alternativa es importante que el control sea suave (control promedio del nivel), para que los cambios del flujo de salida del tanque, si existieren, o del flujo de vapor al primer



vaso, tengan un efecto perturbador sobre el Brix que implique la menor interacción posible entre lazos.

Ahora se analizan las estrategias I a la VI para el control de Brix del último vaso. Estas alternativas además determinan como se controlará el nivel en cada vaso. Se considera que el flujo de jugo de alimentación es constante (excepto en la estrategia II, donde hay una válvula colocada a la entrada del primer vaso), partiendo de la existencia de una bomba centrífuga a la salida del tanque de alimentación al primer vaso.

Estrategia I (Feedback+Cascade): Control de nivel en cada vaso manipulando el flujo de salida y control del brix del último vaso en cascada con el control de flujo de vapor de escape del primer vaso. (*figura 4.3*)

Estrategia II (Feedback): Control de nivel en cada vaso manipulando el flujo de entrada a cada vaso y control del brix del último vaso manipulando el flujo de salida del último vaso. Control de nivel en el tanque de alimentación manipulando el flujo de vapor al primer vaso. (*figura 4.4*)

Estrategia III (Feedback+Feedforward+Cascade): Control de nivel en cada vaso manipulando el flujo de salida y control del brix del último vaso en cascada con el control de flujo de vapor de escape al primer vaso y compensación anticipatorio (feedforward) de brix de entrada al primer vaso. (*figura 4.5*)

Estrategia IV (Feedback+Cascade): Control de nivel en cada vaso (excepto el primero) manipulando el flujo de entrada y control del brix del último vaso manipulando el flujo de salida del último vaso. Control de nivel en el primer vaso en cascada con control de flujo de vapor de escape. (*figura 4.6*)

Estrategia V (Feedback+Cascade Triple): Control de nivel en cada vaso manipulando el flujo de salida y control del brix del último vaso en cascada triple con brix de salida del primer vaso y control de flujo de vapor de escape al primer vaso. (*figura 4.7*)

Estrategia VI (Feedback+Cascade triple+Feedforward): Control de nivel en cada vaso manipulando el flujo de salida y control del brix del último vaso en cascada triple con brix de salida del primer vaso y flujo de vapor de escape al primer vaso mas compensación anticipatorio (feedforward) de brix de entrada al primer vaso. (*figura 4.8*)

Además en todas las estrategia se controla la presión de vacío en el último efecto manipulando la válvula de control a la salida del último efecto con un simple lazo retroalimentado

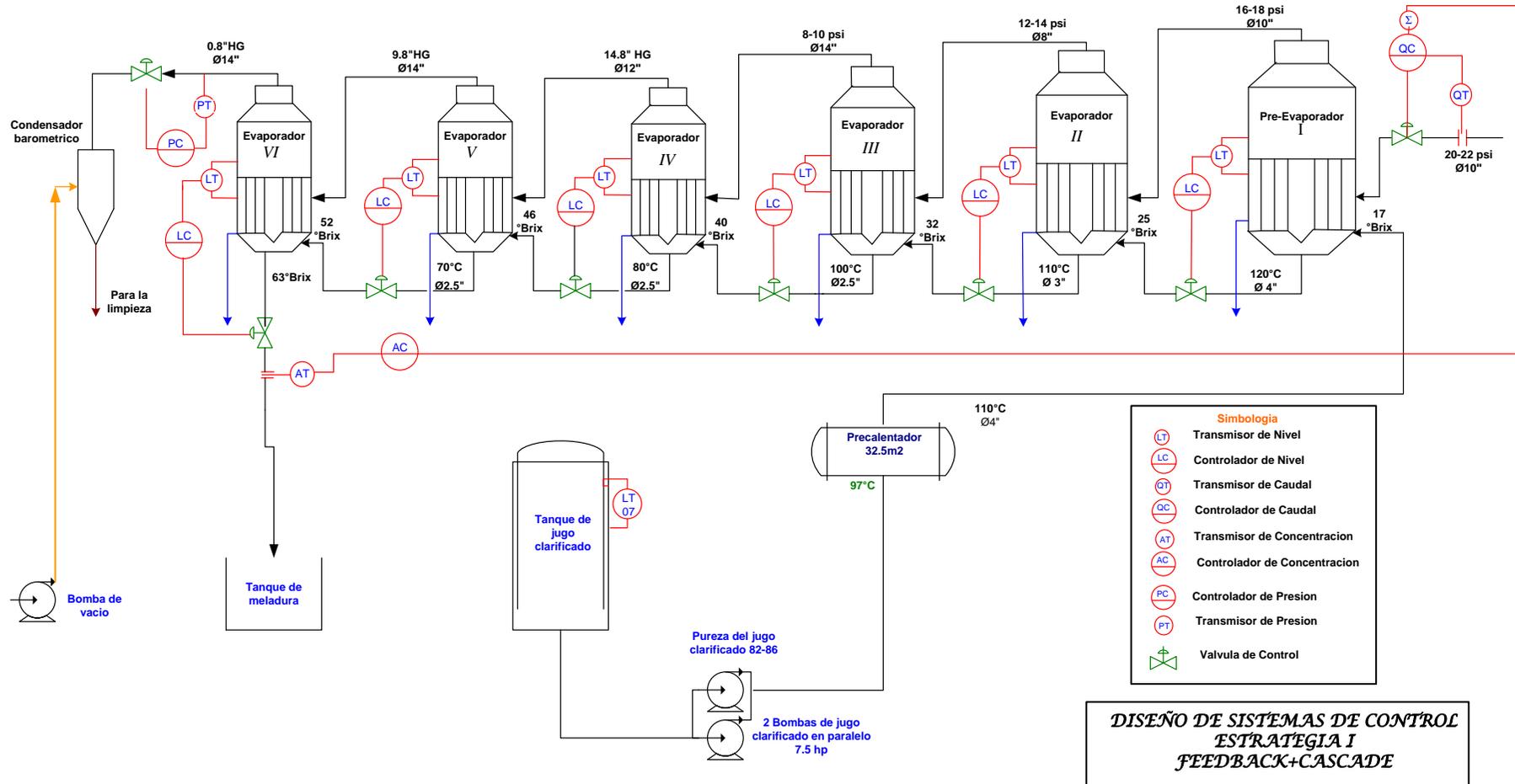


Fig. 4.3 Estrategía I

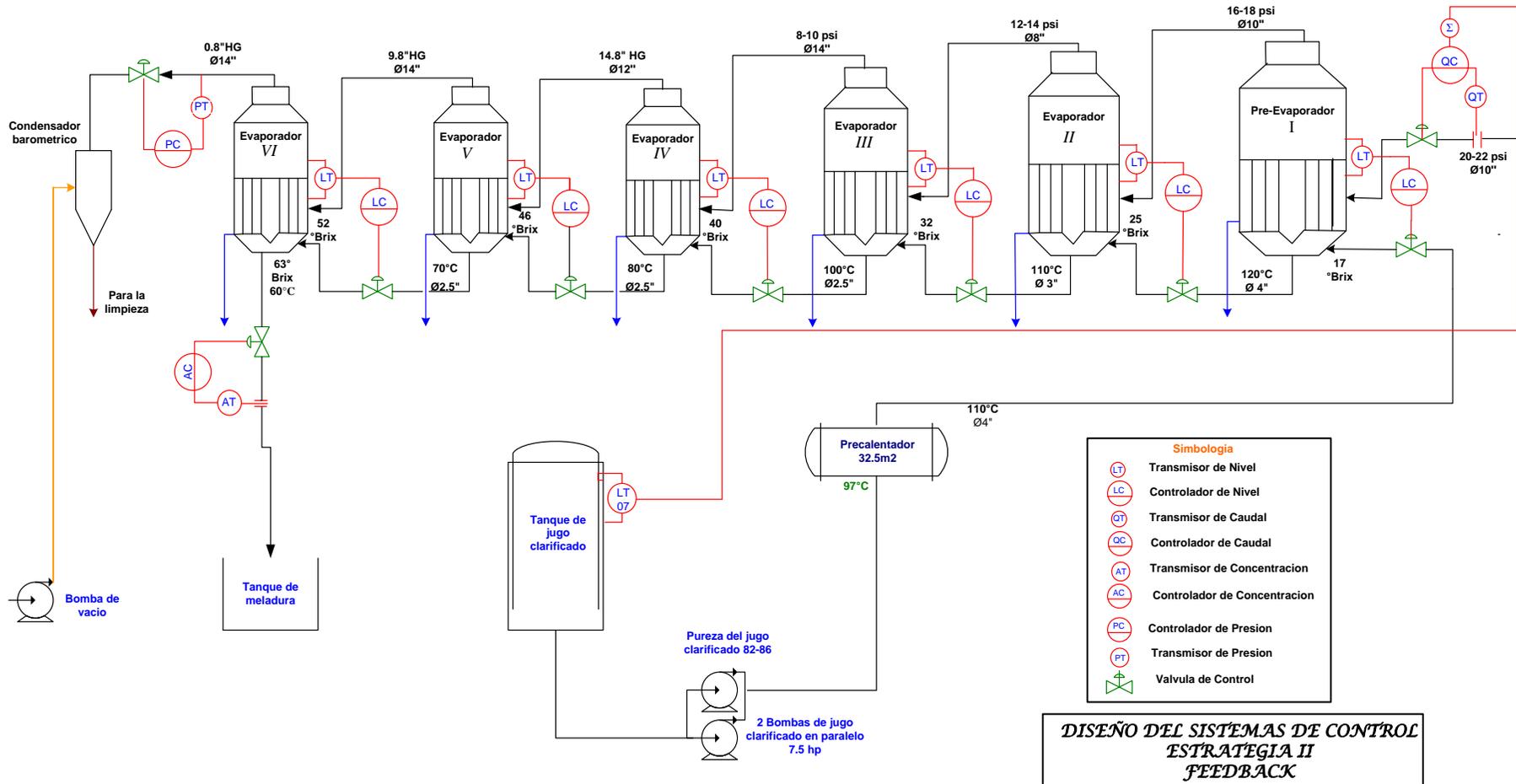


Fig. 4.4 Estrategía II

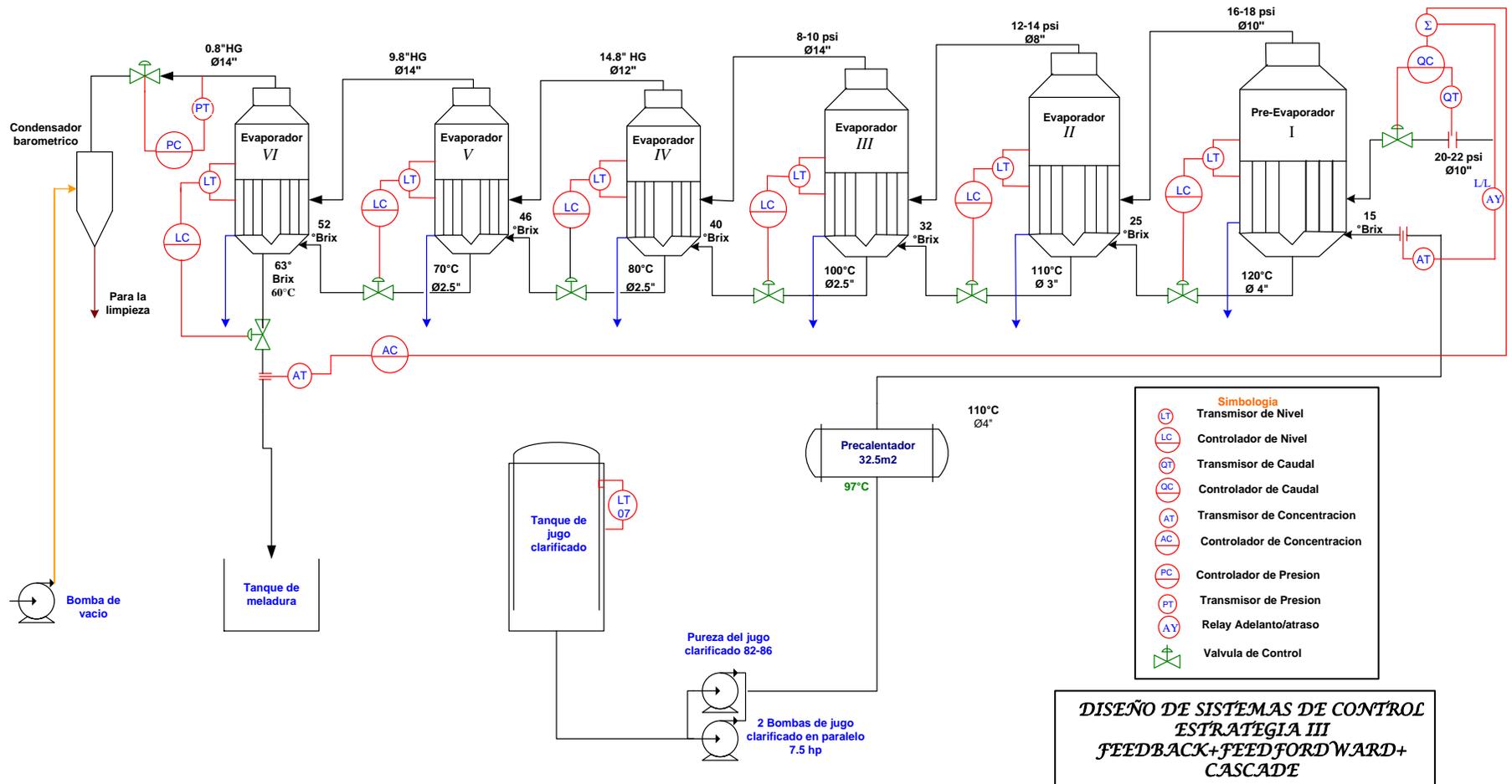


Fig. 4.5 Estrategia III

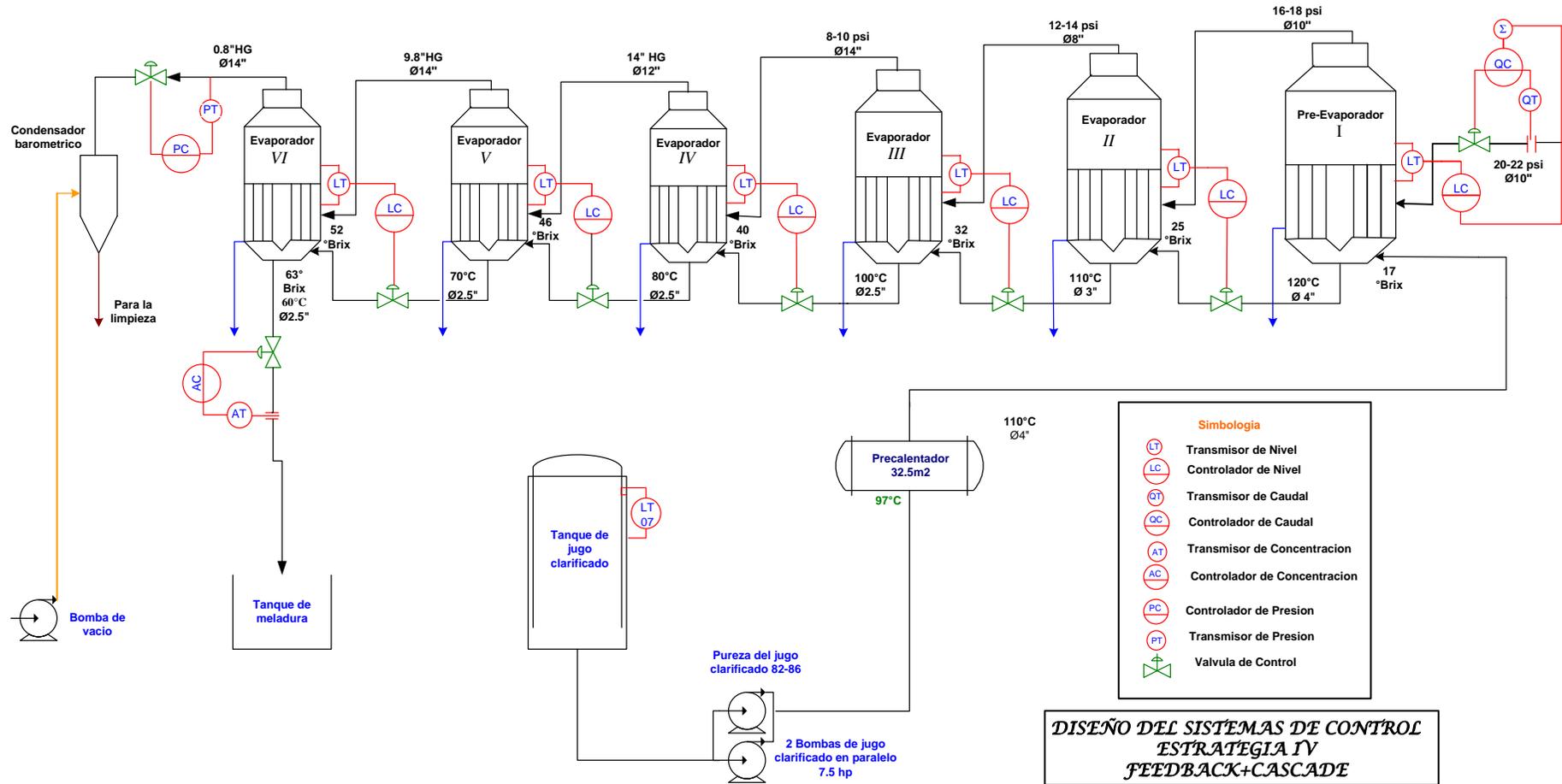


Fig. 4.6 Estrategia IV

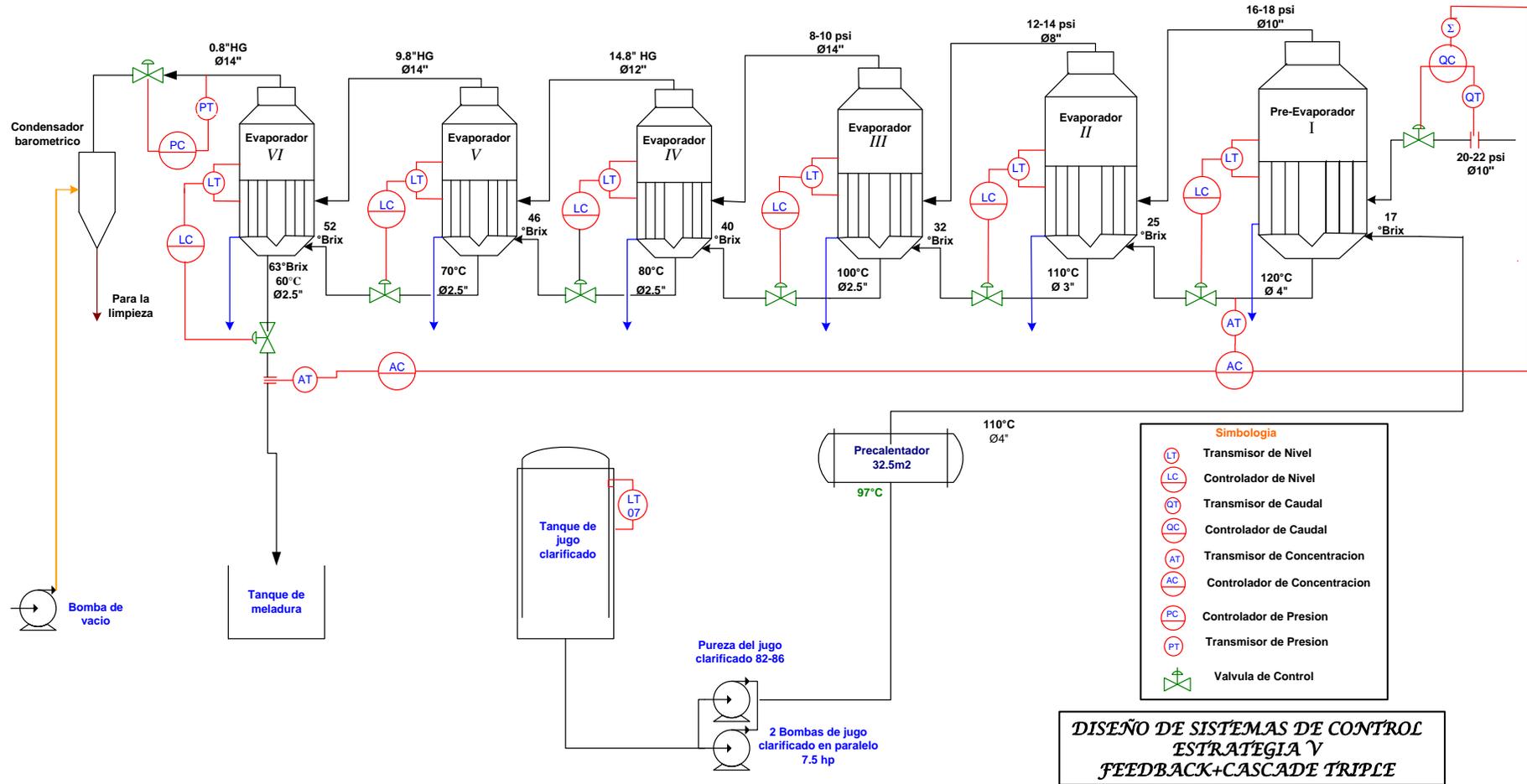


Fig. 4.7 Estrategía V

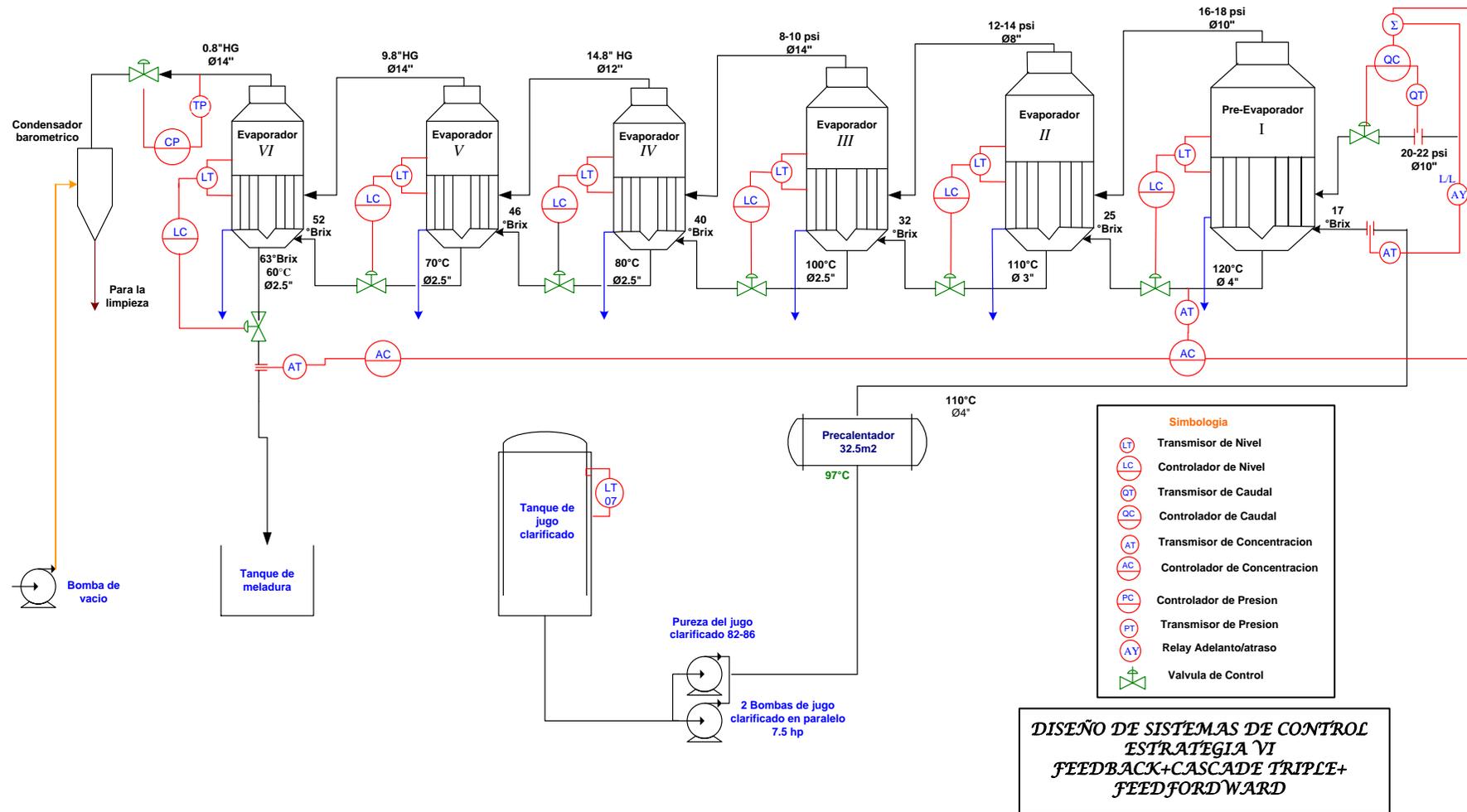
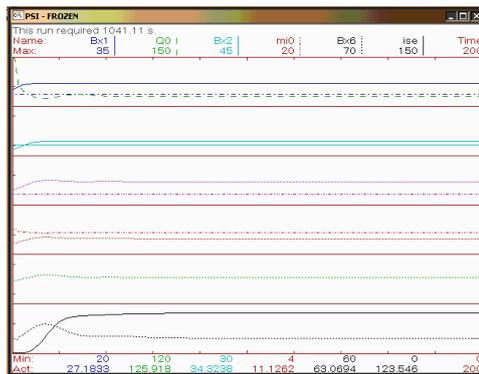


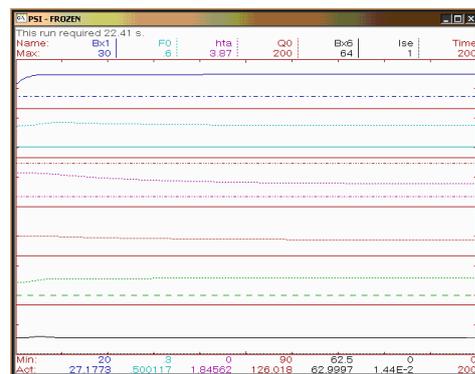
Fig. 4.8 Estrategia VI

4.5 SIMULACION

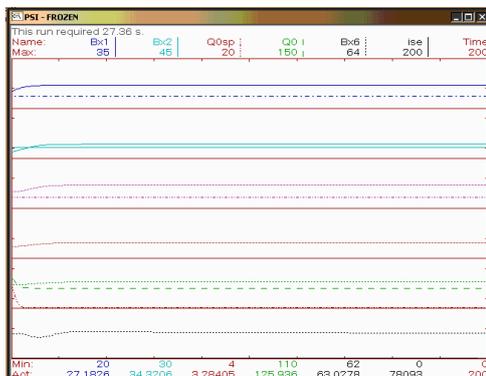
Cada una de las estrategias anteriores fueron simuladas (*figura 4.9*) empleando un modelo no lineal riguroso que fue concebido, partiendo del modelo en estado estacionario del proceso, el cual fue ajustado con datos operacionales obtenidos en la instalación industrial. Con dicho modelo dinámico se simuló el comportamiento del proceso y el sistema de control para analizar en cada estrategia el comportamiento de los indicadores que definen la calidad de la estrategia de control propuesta, ante un cambio en la perturbación principal del sistema, que resulta ser el Brix del jugo a la entrada del primer efecto.



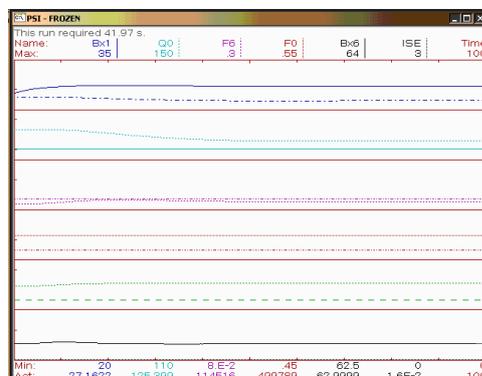
Estrategia I



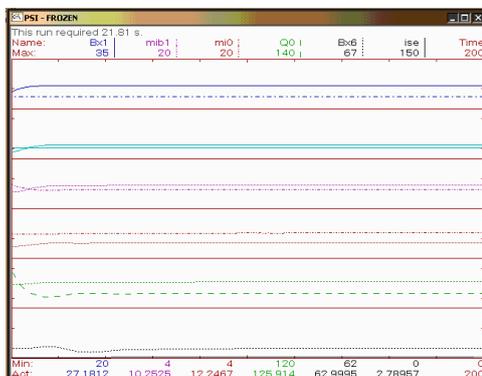
Estrategia II



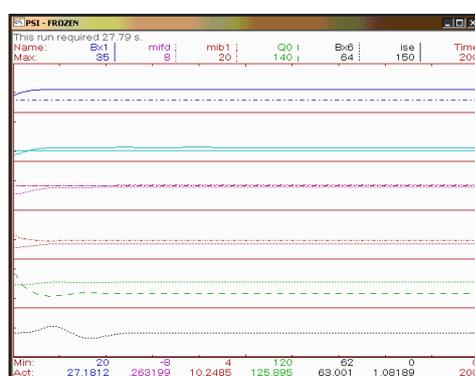
Estrategia III



Estrategia IV



Estrategia V



Estrategia VI

Fig. 4.9 Simulación de las estrategias de control



Los indicadores de calidad que se tuvieron en cuenta para este estudio fueron. Pico máximo del brix de salida del ultimo efecto, criterio de la integral del error al cuadrado, tiempo de estabilización, Brix de la meladura y el tiempo de simulación. En la **tabla 4.2** se exponen los resultados obtenidos para cada estrategia.

<i>Malca</i>	ESTRATEGIA					
	I	II	III	IV	V	VI
<i>ISE; Integral del Error al cuadrado</i>	123.62	0.0143	0.78	0.016	2.79	1.082
<i>Pico Máximo o mínimo</i>	65.99	63.043	62.85	63.043	63.15	63.27
<i>Cambio de brix a la entrada</i>	10%	10%	10%	10%	10%	10%
<i>Desviación máxima Bx(t)-Bxs</i>	2.99	0.043	-0.15	0.043	0.15	0.27
<i>Tf, tiempo Final (min.) de repuesta</i>	139	21	195	44	66	66
<i>Brix de meladura final</i>	63.0367	62.9997	63.0266	63.0025	63.0028	63.0066
<i>Tiempo de Simulación</i>	200	200	100	100	100	200

Tabla 4.1 Parámetros de calidad

Estrategía I: Feedback+Cascada

Estrategía II: Feedback

Estrategía III: Feedback+Feedforward+Cascada

Estrategía IV: Feedback+Cascada

Estrategía V: Feedback+Cascada Triple

Estrategía VI: Feedback+Cascada triple+Feedforward

Como se aprecia en la **tabla 4.2** las estrategias que ofrecen mejores resultados fueron la **II** y la **IV** estrategia, Se aprecia de la simulación una demora de transporte importante (retardo puro) entre el primer y ultimo vaso que afecta el comportamiento de las estrategias **I, III, V, VI** que determinan el peor comportamiento de estas cuando se las compara con la **II** y la **IV** estrategia

Muchas son las variantes que pudieran emplearse en este caso de automatización pero por cuestiones técnicas descritas en el párrafo anterior y de tiempo nos enfocaremos a desarrollar la **estrategia II** que dio mejores resultados empleando una tecnología nueva cuya descripción se la realizo en el capítulo III. La programación en PSI de la estrategia II se encuentra en el **Anexo B**,

4.6 AJUSTE DE LOS CONTROLADORES (ESTRATEGIA II)



Para ajustar los controladores se utilizó el método de Ziegler-Nichol de ciclo continuo haciendo uso de la tabla 2.1 descrita en el capítulo II, el ajuste de los lazos de flujo de vapor y de presión de vacío no se simuló porque son lazos muy sencillos que pueden ser ajustados empíricamente en el campo con un controlador PI

Nº DE LAZO	VARIABLE CONTROLADA	VARIABLE MANIPULADA	METODO	TIPO	ACCION	K_C	τ_i	τ_D
01	Flujo de vapor	VC-01	Método de ensayo y error	PI	Inversa	--	--	--
	Nivel de jugo		Override	PI	-----	10	∞	0
02	Nivel	VC-02	Simulación	P	Inversa	10	∞	0
03	Nivel	VC-03	Simulación	P	Inversa	10	∞	0
04	Nivel	VC-04	Simulación	P	Inversa	10	∞	0
05	Nivel	VC-05	Simulación	P	Inversa	10	∞	0
06	Nivel	VC-06	Simulación	P	Inversa	10	∞	0
07	Nivel	VC-07	Simulación	P	Inversa	10	∞	0
08	Presión de vacío	VC-08	Método de ensayo y error	PI	Inversa	--	--	--
09	Concentración	VC-09	Z-N CC	PID	Inversa	6.8	1.5	0.25
			OP	PID	Inversa	15.04	0.769	0.25

Nota: Proporcional (P), Integral (I), Derivativo (D), Proporcional-Integral (PI), Proporcional-Integral-Derivativo (PID), Ziegler-Nichols no lineal para ciclo continuo con robustez (Z-N CC), Optimización (OP), Tiempo de integración (τ_i), Tiempo de derivación (τ_D),

Tabla 4.2 Ajuste de los controladores

4.7 VARIABLES QUE INTERVIENEN EN LA ESTRATEGIA II

4.7.1 VARIABLES A CONTROLAR

- Seis lazos de nivel
- Un lazo de flujo de vapor
- Un lazo de presión de vacío
- Un lazo de concentración

4.7.2 VARIABLES A MONITOREAR

- Presión/Temperatura del vapor en cada vaso
- Temperatura de ebullición del jugo en cada cuerpo



- Presión/Temperatura del vapor de escape
- Temperatura de entrada del jugo
- Temperatura de salida de la meladura
- Brix de entrada del jugo clarificado
- Brix de salida de la meladura
- Flujo de meladura
- Flujo de jugo clarificado

Nota: Si se conoce la presión en cada cuerpo entonces se conoce también la temperatura ebullición de salida del jugo en cada cuerpo

Si: $ep = 0$ entonces:

La Temperatura del cuerpo es igual a la Temperatura de ebullición del jugo. Pero como la elevación del punto de ebullición esta en función del Brix entonces la Temperatura de ebullición del jugo se la calcula mediante la siguiente expresión:

$$T_G = T_V + ep \quad (4.19)$$

Donde:

T_G , Ebullición del jugo

T_V , Temperatura de ebullición del vapor

ep , elevación del punto de ebullición

El ep se lo puede considerar constante ya que esta variable depende del brix y como el brix es una variable controlada en el proceso esta no sufre alteraciones y se la puede determinar del modelo en estado estacionario

Haciendo esta consideración nos evitamos medir o ubicar un transmisor de temperatura en cada evaporador lo que al final en la valoración económica influirá considerablemente en los costos

El esquema de la **figura 4.10** se muestra todas las variables a controlar y a monitorear en el proceso de evaporación

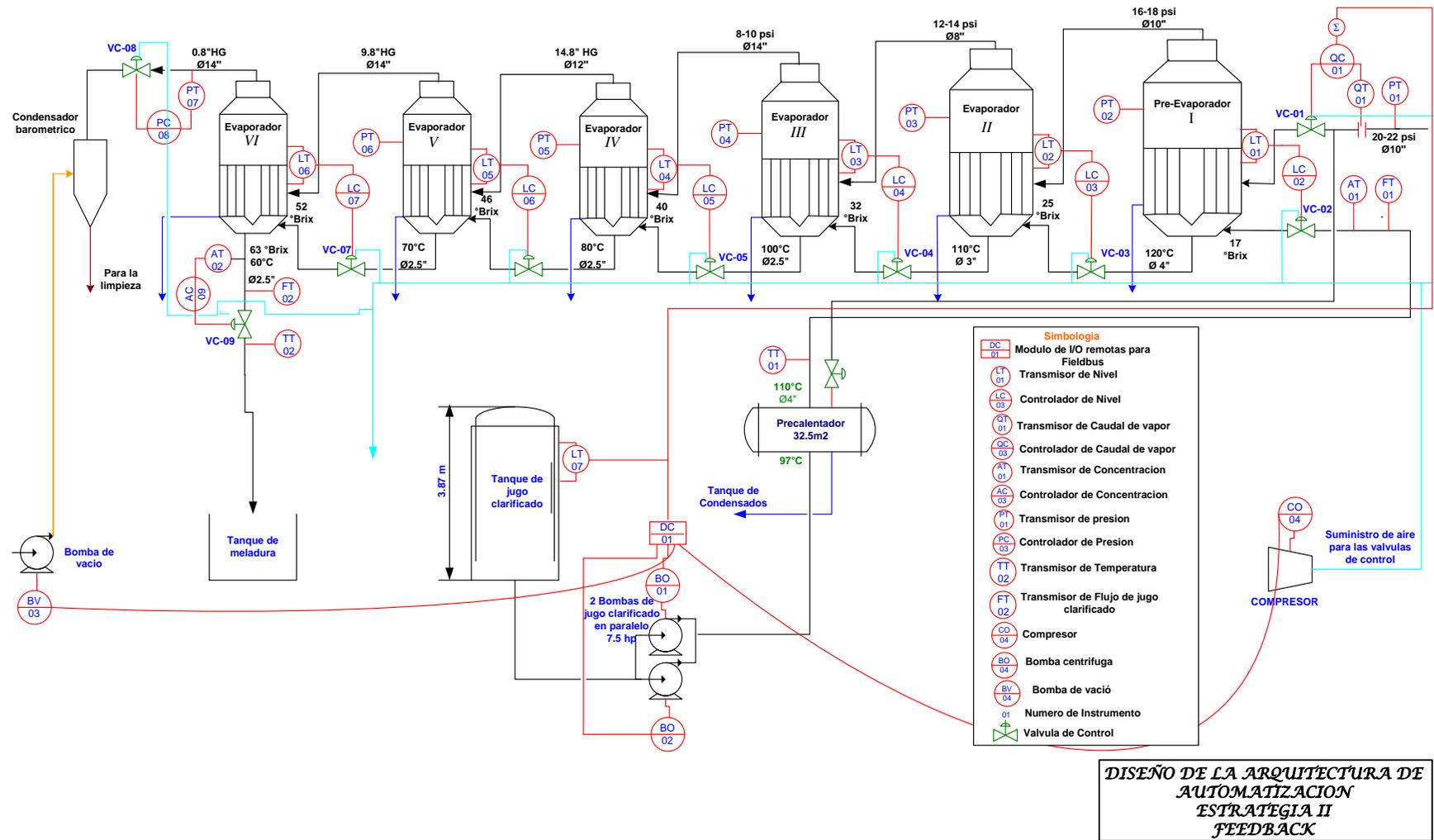


Fig. 4.10 Variables de control y monitoreo del proceso de evaporación



4.8.1 SEÑALES ANALÓGICAS DE ENTRADA

Nº	Transmisor Fieldbus	Tag (proceso)	Descripción	Unidad	Valor	Escala	Conexión
1	TT302	TT-01	Temperatura del jugo clarificado a la entrada	°C	110	0-130	Tubería
2	LD302	PT-01	Presión del vapor de escape	psi	22	0-25	Tubería
3	LD302	QT-01	Flujo de vapor a la entrada	T/h	29.97	0-32	Tubería
4	LD302	LT-01	Nivel del primer evaporador	m	0.76	0-2.27	Evaporador
5	DT302	AT-01	Concentración del jugo clarificado a la entrada	Brix	17	0-20	Tubería
6	LD302	FT-01	Flujo de jugo clarificado a la entrada	T/h	29.96	0-35	Tubería
7	LD302	PT-02	Presión absoluta en el primer evaporador	psi	18	0-20	Evaporador
8	LD302	LT-02	Nivel en el segundo evaporador	m	0.65	0-1.95	Evaporador
9	LD302	PT-03	Presión en el segundo evaporador	psi	14	0-16	Evaporador
10	LD302	LT-03	Nivel en el tercer evaporador	m	0.644	0-1.93	Evaporador
11	LD302	PT-04	Presión en el tercer evaporador	pascales	10	0-14	Evaporador
12	LD302	LT-04	Nivel en el cuarto evaporador	m	0.55	0-1.65	Evaporador
13	LD302	PT-05	Presión en el cuarto evaporador	°HG	14.8	0-165	Evaporador
14	LD302	LT-05	Nivel en el quinto evaporador	m	0.55	0-1.65	Evaporador
15	LD302	PT-06	Presión en el quinto evaporador	°HG	9.8°HG	0-12	Evaporador
16	LD302	LT-06	Nivel en el sexto evaporador	m	0.55	0-1.65	Evaporador
17	LD302	PT-07	Presión en el sexto evaporador	°HG	1.13386	0-3	Evaporador
18	LD302	AT-02	Concentración en la meladura de salida	Brix	63	0-65	Tubería
19	LD302	FT-02	Flujo a la salida de la meladura	T/h	8.08	0-10	Tubería
20	TT302	TT-02	Temperatura a la salida de la meladura	°C	60	0-65	Tubería
21	LD302	LT-07	Nivel de jugo en el tanque de jugo clarificado	m	2.7	0-3.87	Tanque

Tabla 4.3 Señales Analógicas de entrada

4.8.2 SEÑALES ANALÓGICAS DE SALIDA

Nº	Tag	Descripción	Unidades	Flujo	Escala	Conexión
1	VC-01	Válvula de control a la entrada del vapor de escape	T/h	10.07	0-13	Tubería
2	VC-02	Válvula de control a la entrada del jugo clarificado	T/h	29.97	0-33	Tubería
3	VC-03	Válvula de control en el evaporador I	T/h	20.37	0-25	Tubería
4	VC-04	Válvula de control en el evaporador II	T/h	15.91	0-18	Tubería
5	VC-05	Válvula de control en el evaporador III	T/h	12.73	0-14	Tubería
6	VC-06	Válvula de control en el evaporador IV	T/h	11.07	0-15	Tubería
7	VC-07	Válvula de control en el evaporador V	T/h	9.79	0-12	Tubería
8	VC-08	Válvula de control de vacío en el último evaporador	T/h	1.71	0-3	Tubería
9	VC-09	Válvula de control en el evaporador VI	T/h	8.08	0-10	Tubería

Tabla 4.4 Señales analógicas de salida



4.8.3 SEÑALES DIGITALES

Nº	Tag	Descripción
1	LLVC-01	Limite inferior de la válvula de control VC-01
2	HLVC-01	Limite superior de la válvula de control VC-01
3	LLVC-02	Limite inferior de la válvula de control VC-02
4	HLVC-02	Limite superior de la válvula de control VC-02
5	LLVC-03	Limite inferior de la válvula de control VC-03
6	HLVC-03	Limite superior de la válvula de control VC-03
7	LLVC-04	Limite inferior de la válvula de control VC-04
8	HLVC-04	Limite superior de la válvula de control VC-04
9	LLVC-05	Limite inferior de la válvula de control VC-05
10	HLVC-05	Limite superior de la válvula de control VC-05
11	LLVC-06	Limite inferior de la válvula de control VC-06
12	HLVC-06	Limite superior de la válvula de control VC-06
13	LLVC-07	Limite inferior de la válvula de control VC-07
14	HLVC-07	Limite superior de la válvula de control VC-07
15	LLVC-08	Limite inferior de la válvula de control VC-08
16	HLVC-08	Limite superior de la válvula de control VC-08
17	LLVC-09	Limite inferior de la válvula de control VC-09
18	HLVC-09	Limite superior de la válvula de control VC-09
19	HBO-01	Encendido Bomba 01 de jugo clarificado
20	LBO-01	Apagado de la Bomba 01 de jugo clarificado
21	HBO-02	Encendido Bomba 02 de jugo clarificado
22	LBO-02	Apagado Bomba 02 de jugo clarificado
23	HBV-01	Encendido de la Bomba de vació 02
24	LBV-01	Apagado de la Bomba de vació 02
25	HCO-1	Encendido del compresor 01
26	LCO-01	Apagado del compresor 01

Tabla 4.5 Señales digitales

4.9 SELECCION DE SENSORES

Observe en el *Anexo D* que la selección de los instrumentos implica considerar muchos factores que en algunos casos son contradictorios y la mejor forma de hacerlo es encontrar un compromiso satisfactorio entre costo-beneficio (*Tabla 4.6*)

4.10 SELECCIÓN DE LAS VALVULAS

Tomando en cuenta la seguridad del proceso de evaporación se ha considerado de que las válvulas sean de *aire para abrir* en caso de falla las válvulas tanto de jugo como de vapor quedan cerradas. La seguridad del proceso se la analizara más adelante (*Tabla 4.7*)



Nº	Transmisor Fieldbus	Tag (proceso)	Sensor	Descripción	Tipo	Unidad	Valor	Escala	Formula
1	TT302	TT-01	Termopar	Temperatura del jugo clarificado a la entrada	j	°C	110	0-130	$T = A_0 + A_1 * v + A_2 * v^2 + \dots + A_n * v^n$
2	LD302	PT-01	Capacitivo	Presión del vapor de escape	Presión absoluta	psi	22	0-25	$P_{abs} = P_{atm} + P_m$
3	LD302	QT-01	Placa de orificio	Flujo de vapor a la entrada	Tipo Segmentado	T/h	10.07	0-13	$q = C \frac{\beta^2}{\sqrt{1-\beta^4}} \times \frac{\pi D^2}{4} \times \sqrt{\frac{2g(P_1 - P_2)}{\rho}} \dots; \beta = \frac{d}{D}$
4	LD302	LT-01	Capacitivo	Nivel del primer evaporador	Presión Diferencial	m	0.76	0-2.27	$h = \frac{\Delta P}{\rho \times g}$
5	DT302	AT-01	capacitivo	Concentración del jugo clarificado a la entrada	Presión Diferencial	Brix	17	0-20	$\rho = \frac{DP}{h \times g}$
6	LD302	FT-01	Placa de orificio	Flujo de jugo clarificado a la entrada	Tipo Segmentado	T/h	29.96	0-35	$q = C \frac{\beta^2}{\sqrt{1-\beta^4}} \times \frac{\pi D^2}{4} \times \sqrt{\frac{2g(P_1 - P_2)}{\rho}} \dots; \beta = \frac{d}{D}$
7	LD302	PT-02	Capacitivo	Presión absoluta en el primer evaporador	Presión absoluta	psi	18	0-20	$P_{abs} = P_{atm} + P_m$
8	LD302	LT-02	Capacitivo	Nivel en el segundo evaporador	Presión Diferencial	m	0.65	0-1.95	$h = \frac{\Delta P}{\rho \times g}$
9	LD302	PT-03	Capacitivo	Presión absoluta en el segundo evaporador	Presión absoluta	psi	14	0-16	$P_{abs} = P_{atm} + P_m$
10	LD302	LT-03	Capacitivo	Nivel en el tercer evaporador	Presión Diferencial	m	0.644	0-1.93	$h = \frac{\Delta P}{\rho \times g}$
11	LD302	PT-04	Capacitivo	Presión absoluta en el tercer Evaporador	Presión absoluta	psi	10	0-14	$P_{abs} = P_{atm} + P_m$
12	LD302	LT-04	Capacitivo	Nivel en el cuarto evaporador	Presión Diferencial	m	0.55	0-1.65	$h = \frac{\Delta P}{\rho \times g}$
13	LD302	PT-05	Capacitivo	Presión de vacío en el cuarto evaporador	Presión Absoluta	“HG	14.8	0-16	$P_{abs} = P_{atm} - P_v$
14	LD302	LT-05	Capacitivo	Medidor de nivel en el quinto evaporador	Presión Diferencial	m	0.55	0-1.65	$h = \frac{\Delta P}{\rho \times g}$



15	LD302	PT-06	Diferencial	Presión de vacío en el quinto evaporador	Presión Absoluta	“HG	9.8	0-12	$P_{abs} = P_{atm} - P_v$
16	LD302	LT-06	Capacitivo	Nivel en el sexto evaporador	Presión Diferencial	m	0.55	0-1.65	$h = \frac{\Delta P}{\rho \times g}$
17	LD302	PT-07	Capacitivo	Presión de vacío en el sexto Evaporador	Presión absoluta	“HG	1.138	0-3	$P_{abs} = P_{atm} - P_v$
18	DT302	AT-02	Capacitivo	Concentración en la meladura de salida	Presión Diferencial	Brix	63	0-65	$\rho = \frac{DP}{h \times g}$
19	Electro-magnético	FT-02	Electo-magnético	Flujo a la salida de la meladura	Voltaje	T/h	8.08	0-10	$E = B \times V \times D$
20	TT302	TT-02	Termopar	Temperatura a la salida de la Meladura	J	°C	60	0-65	$T = A_0 + A_1 * v + A_2 * v^2 + \dots + A_n * v^n$
21	LD302	LT-07	Capacitivo	Nivel de jugo en el tanque de jugo clarificado	Presión Diferencial	m	2.7	0 -3.87	$h = \frac{\Delta P}{\rho \times g}$

Tabla 4.6 Selección de sensores



Nº	Tag	Descripción	Tipo de válvula	Tipo de Asiento	Acción	Densidad $\frac{Kg}{m^3}$	Unidad	Flujo	Cuerpo	Fluido	Cvmax $\frac{gpm}{\sqrt{psi}}$	Característica Inherente	Ø de Tubería
1	VC-01	Válvula de control a la entrada del vapor de escape	Globo	Simple	AA	1.247	T/h	10.07	Acero	Vapor	734	Igualdad de porcentaje	10'' 0.25m
2	VC-02	Válvula de control a la entrada del jugo clarificado	Globo	Simple	AA	999.088	T/h	29.97	Acero	Jugo	85.46	Igualdad de porcentaje	4'' 0.10m
3	VC-03	Válvula de control en el evaporador I	Globo	Simple	AA	1004.79	T/h	20.37	Acero	Jugo	90.58	Igualdad de porcentaje	4'' 0.10m
4	VC-04	Válvula de control en el evaporador II	Globo	Simple	AA	1063.77	T/h	15.91	Acero	Jugo	69.71	Igualdad de porcentaje	3'' 0.08m
5	VC-05	Válvula de control en el evaporador III	Globo	Simple	AA	1121.24	T/h	12.73	Acero	Jugo	63.84	Igualdad de porcentaje	2.5'' 0.05m
6	VC-06	Válvula de control en el evaporador IV	Globo	Simple	AA	1171.82	T/h	11.07	Acero	Jugo	58.50	Igualdad de porcentaje	2.5'' 0.05m
7	VC-07	Válvula de control en el evaporador V	Globo	Simple	AA	1213.72	T/h	9.79	Acero	Jugo	38.49	Igualdad de porcentaje	2.5'' 0.05m
8	VC-08	Válvula de control de vacío en el último evaporador	Globo	Simple	AA	0.02496	T/h	1.71	Acero	Vapor	83.11	Igualdad de porcentaje	14'' 0.36m
9	VC-09	Válvula de control de en el evaporador VI	Globo	Simple	AA	1288.02	T/h	8.08	Acero	Jugo	23.07	Igualdad de porcentaje	2.5'' 0.05m

Nota: Aire para abrir (AA) o de acción inversa; Aire para Cerrar (AC) o de acción directa

Tabla 4.7 Selección de válvulas de control



A modo de conclusión podemos decir que los resultados que se obtienen a partir de implementar una estrategia de control automático dependerán del comportamiento que esta tenga en el proceso dado, expresado este mediante la integral del error de la respuesta traciente, su pico máximo y tiempo final de respuesta. Así mismo es importante considerar como cambia la variable manipulada, que estos cambios sean suaves, sin grandes picos ni oscilatoriedad. Todo esto coadyuvará a que no haya saturación en los instrumentos y en la válvula. Por otra parte es necesario que el ajuste de los reguladores sea robusto, es decir que ante cambios del punto de operación del proceso la respuesta del sistema sea aproximadamente igual a la obtenida para el nominal. Si bien esto significa una pérdida de comportamiento en el punto de operación nominal, dentro de lo aceptable, por otra parte es una garantía de que el proceso se mantendrá todo el tiempo operando dentro de las especificaciones tecnológicas y se cumplirán además los requisitos de seguridad y medioambientales, por ello los operadores trabajarán más confiados y seguros de que el sistema de control responderá eficazmente en todas las condiciones operacionales más probables. En este trabajo se probaron 6 alternativas (estrategias) de control, de las cuales dos fueron las más promisorias para el proceso estudiado la Nº 2 y la Nº 4, teniendo en cuenta los índices de comportamiento más arriba mencionados y ante la perturbación fundamental que afecta a este procesos que es el Brix del jugo clarificado, cuya magnitud máxima de cambio según la data experimental es inferior al 10%, aún así se tomó esta cota superior como un factor de seguridad. Esto no quiere decir que otras estrategias no sean aplicables también, pero habría que considerar el monto de la inversión que sería superior, además de tener un peor comportamiento. Cualquiera de estas alternativas conllevan instrumentación adicional para el monitoreo del proceso, con vistas a la contabilidad del proceso, mediante la realización de balances de materia, energía, indicación y registro de otras variables claves, pero en lazo abierto. Un análisis juicioso, desde el punto de vista de la mínima inversión a realizar, se hace en el capítulo VI, donde se reduce la instrumentación para el monitoreo mínimo indispensable.



Capítulo V

Diseño de la Arquitectura de Automatización

4.1 INTRODUCCION

De la *figura 4.10* del capítulo anterior en donde se representan las variables de control y monitoreo del proceso y con su respectiva nomenclatura se procede a definir los canales H de la DFI que van a ser utilizados en la arquitectura de automatización para el proceso de evaporación

Para definir los canales H de la DFI se debe tener en cuenta los siguientes aspectos:

- La DFI cuenta con 4 canales (H)
- Máximo 12 instrumentos por canal (H), alimentados por el mismo cable
- Máximo 3 lazos de control por canal

Tomando en cuenta los aspectos anteriores se atribuyo a cada canal un número determinado de dispositivos como se puede observar en la *figura 5.1*

Como se dijo anteriormente la DFI costa de 4 canales H, pero para esta arquitectura solo se utilizan 3 canales (H), quedando un canal libre y que puede ser utilizado en otra aplicación

4.2 CONFIGURACION DE LA RED FIELDBUS

En esta etapa se realiza la configuración de los instrumentos *Fieldbus* que consiste básicamente en la interconexión lógica de los diversos *bloques funcionales* de cada dispositivo conectado a la red, mediante el software de configuración (*Syscon*) y la definición de los parámetros (*parametrización*) de cada bloque de funciones, incluidas las alarmas y los diversos eventos que puedan ocurrir en la red de automatización.

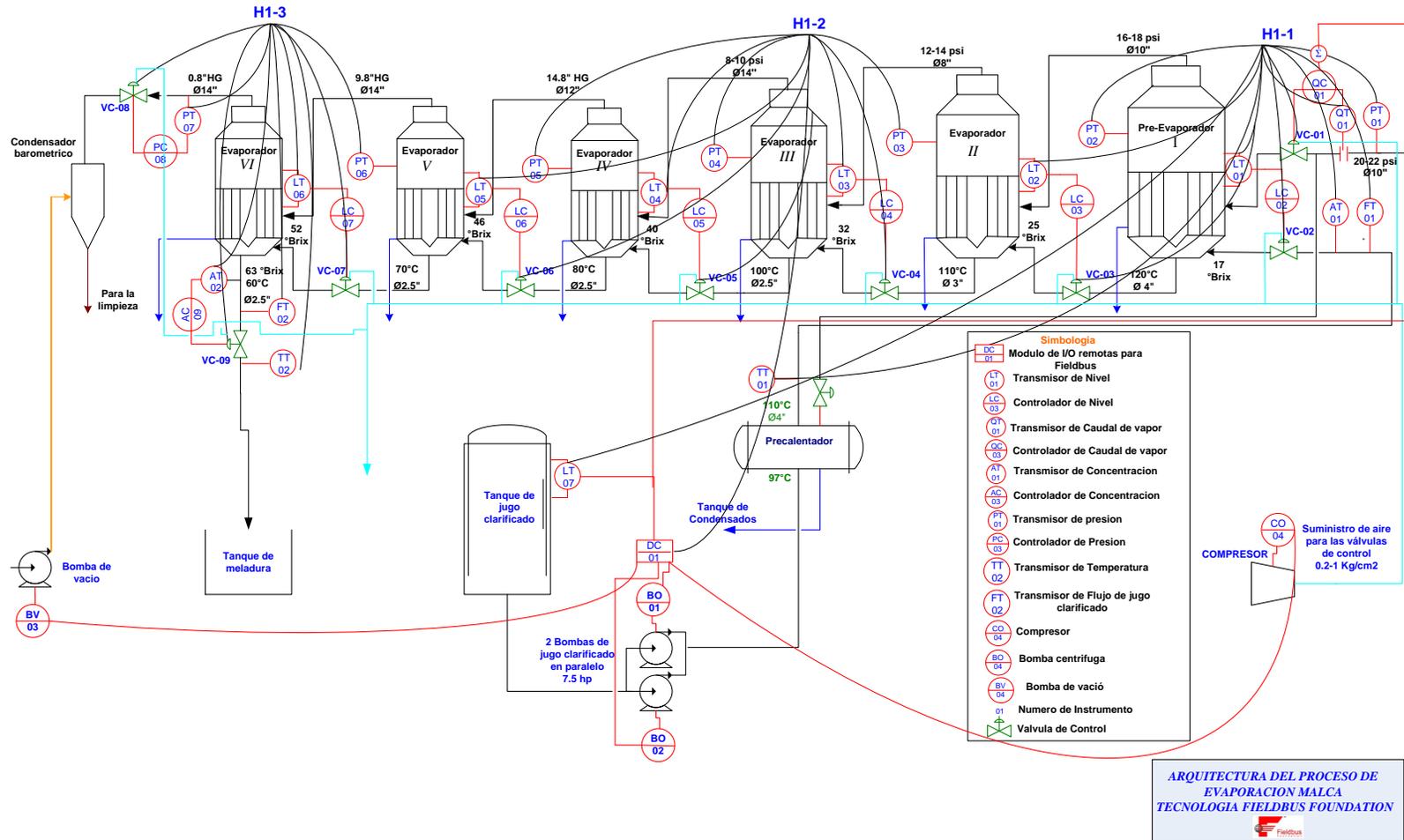


Figura 5.1 Configuración de la DFI

Con las variables definidas para cada canal y con la respectiva nomenclatura se va configurando el software *Syscon*, siguiendo los pasos descritos a continuación.

La configuración del Syscon para el sistema de evaporación consta de dos etapas:

- Hardware
- Software

4.2.1 HARDWARE

Primeramente se crea el proyecto (*figura 5.1*)

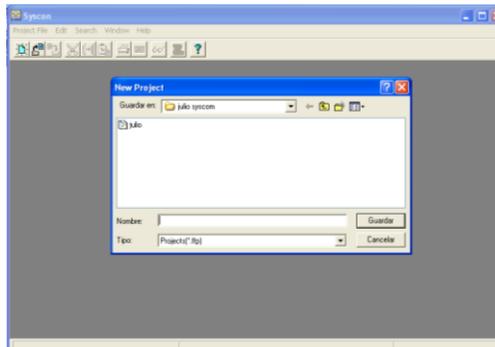


Fig. 5.1 Proyecto

En el Hardware se introducen todos los dispositivos que van a ser utilizados en la red de automatización. Posteriormente se selecciona el tipo de *bridge* que se va utilizar en la arquitectura de automatización que en este caso es la *DF51* (*figura 5.2*)

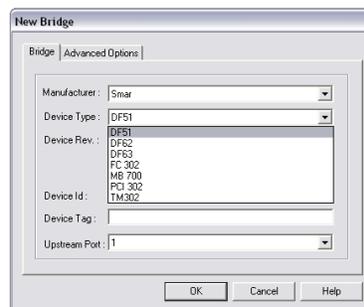


Figura 5.2 Selección del bridge

Una vez definido el Bridge se crea la red fieldbus que no es mas que los canales que van a ser utilizados en la arquitectura de automatización que en nuestro caso son 3 canales (H) como se muestra en al *figura 5.3*

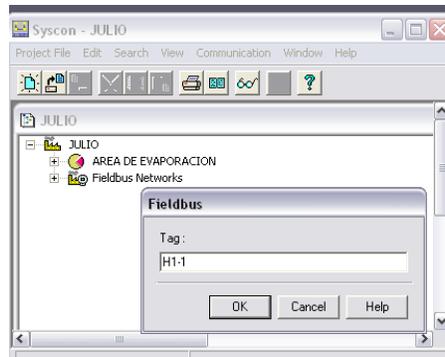


Fig. 5.3 Red Fieldbus

De la librería de instrumentos de *Smar* se selecciona los dispositivos que van a ser utilizados en cada uno de los canales (*H*) del bridge (*figura 5.4*)

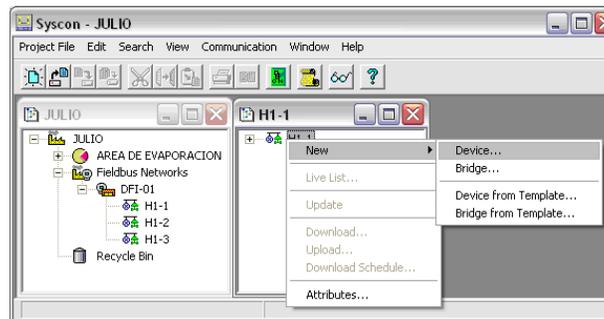


Fig. 5.4 Selección de los dispositivos

Para el proceso de evaporación se utilizan 3 canales (*H*) de la DFI como se puede observar en la siguiente *figura 5.5*

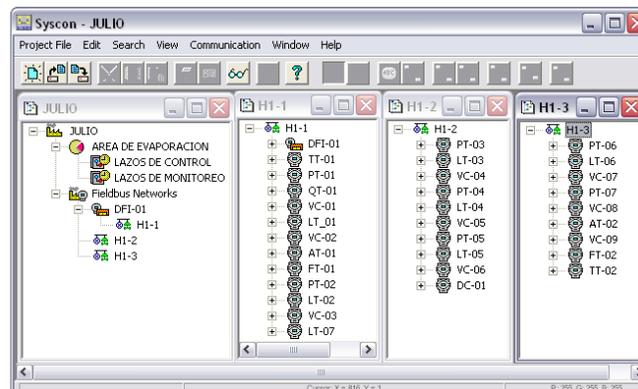


Fig. 5.5 Dispositivos de campo del proceso de evaporación

Luego se agrega los bloques de funciones que van a ser utilizados en cada dispositivo, todos estos bloque se selecciona de una librería disponible en Syscon los mismos que se encuentran divididos en categorías como se muestra en la *tabla 5.1*.

Category	Block	Description
Input	AI	Analog Input
	DI	Discrete Input
	PUL	Pulse Input
	MAI	Multiple Analog Input
Control	MDI	Multiple Discrete Input
	PID	PID Control
	SPLT	Splitter
	SPG	Setpoint Generator
	OSDL	Output Signal Selector and Dynamic limiter
	APID	Advanced PID Control
	EPID	Enhanced PID Control
Output	STEP	Step Output PID
	AO	Multiple Analog Output
	DO	Discrete Output
	MAO	Multiple Analog Output
	MDO	Multiple Discrete Output

Category	Block	Description
Calculate	ARTH	Arithmetic
	CHAR	Characterization
	INTG	Integrator
	AALM	Analog Alarm
	ISEL	Input Signal Selector
	TIME	Timer
	LLAG	Lead Lag
	DENS	Density Calculation
	CT	Constant Generator
	FFET	Flip-Flop And Edge Trigger
Transducer and Resource	RS	Resource Block
	DIAG	Diagnostic Block
	HC	Hardware Configuration
	TEMP	Temperature Module Transducer

Tabla. 5.1 Bloques de funciones

Los bloques de funciones ejecutan las tareas necesarias para la aplicación tales como: adquisición de datos, control PID, cálculos y actuación, etc. Todo bloque de funciones contiene un algoritmo, una base de datos (entrada y salida) y un nombre definido por el usuario (un Tag del bloque y este debe ser único) *figura 5.6*.

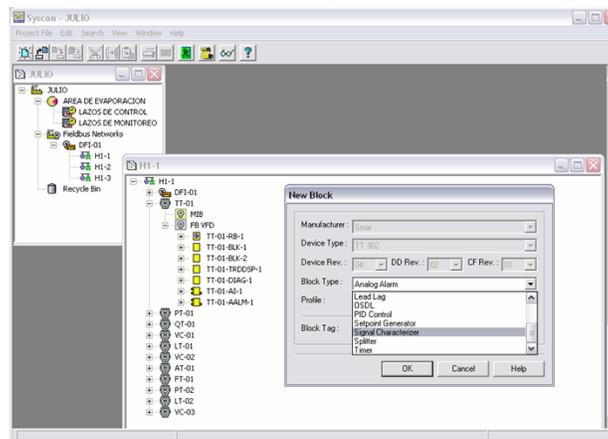


Fig. 5.6 Selección de los bloques de funciones para cada dispositivo

Cuando se está configurando el sistema de automatización con Syscon, es posible la visualización esquemática interna de los bloques funcionales, ayudando a la comprensión de la estructura del bloque, facilitando a la configuración de los parámetros del bloque, así como a la interconexión de las entradas y salidas con los otros bloques. Los bloques de funciones permiten calibrar y revisar el estado de calibración de un dispositivo al mismo tiempo. Se puede ver los límites del rango del sensor, el rango calibrado, el rango de medida seleccionado así como las unidades de ingeniería

Los Bloques de funciones que se utilizaron en el sistema de evaporación son los siguientes:

Entrada Analógica

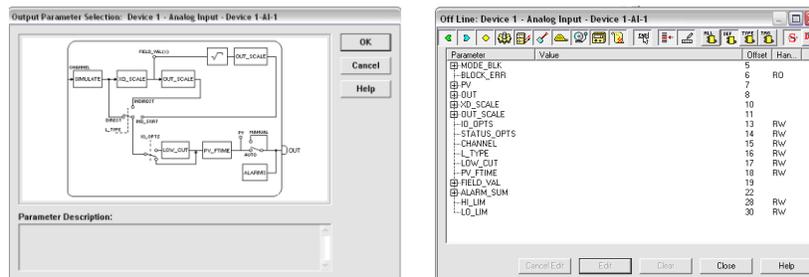


Fig. 5.7 Entrada analógica

Alarma Analógica

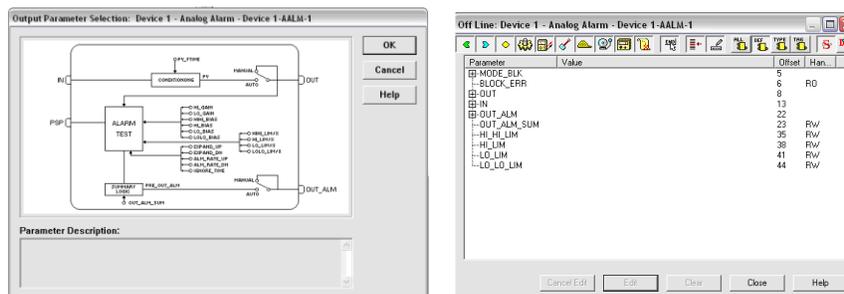


Fig. 5.8 Alarma analógica

Integrador

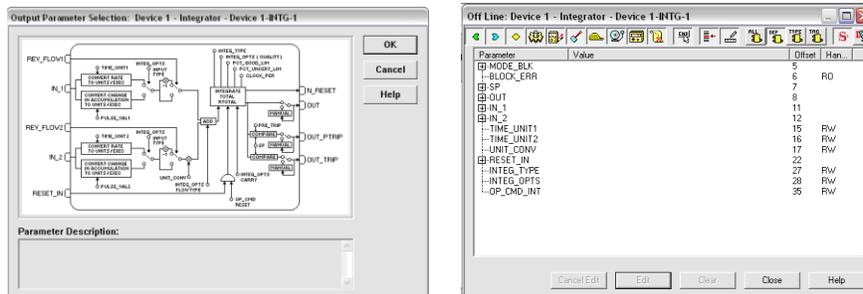


Fig. 5.9 Integrador

PID Avanzado

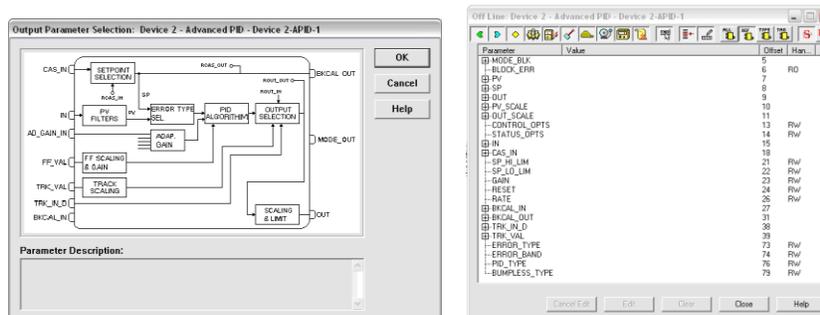


Fig. 5.10 PID Avanzado

Salida Analógica

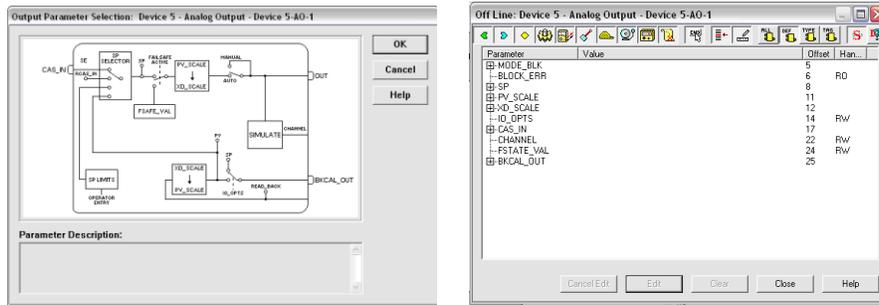


Fig. 5.11 Salida analógica

Densidad (Brix)

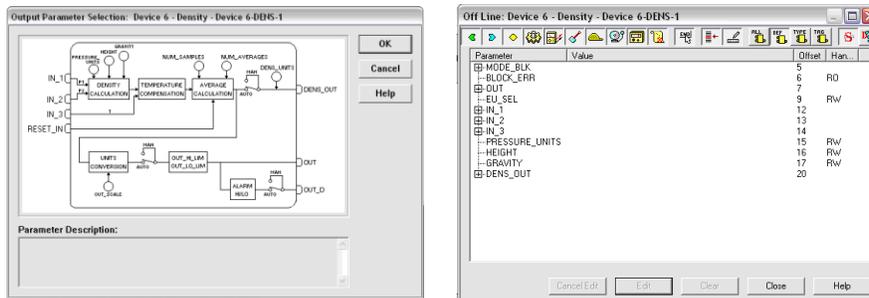


Fig. 5.12 Densidad

Bloque Lógico

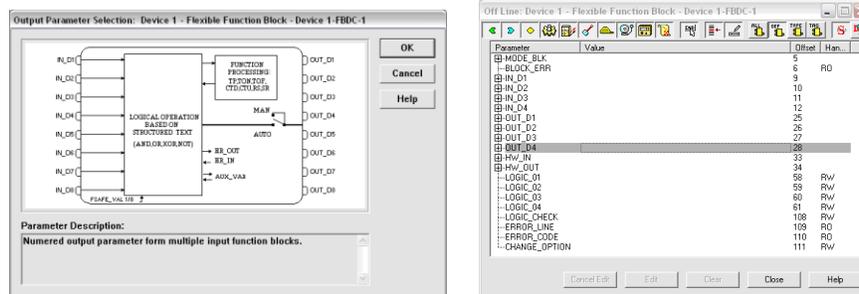


Fig.5.13 Bloque lógico

Bloque Aritmético

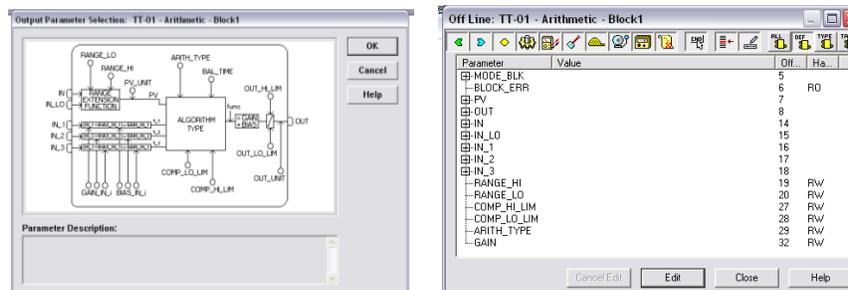


Fig.5.14 Bloque aritmético

4.2.2 SOFTWARE

Una vez configurado el hardware se procede a configurar los *lazos de control* y los *lazos de monitoreo*, haciendo uso de los bloques de funciones que se agregaron en los dispositivos.

La combinación de bloques, para la realización de una estrategia de control puede ser hecha intuitivamente, de forma simple, como se puede observar en la *figura 5.15*, que muestra un control Feedback o Retroalimentado con un simple juego de enlace con los bloques de funciones.

La Estrategía II contiene solamente lazos de control retroalimentado por lo que su configuración es más fácil de efectuar que las demás estrategias.

Syscom permite configurar el PID en el transmisor o en el elemento final de control, pero se aconseja configurar el PID en el actuador (*figura 5.15*)

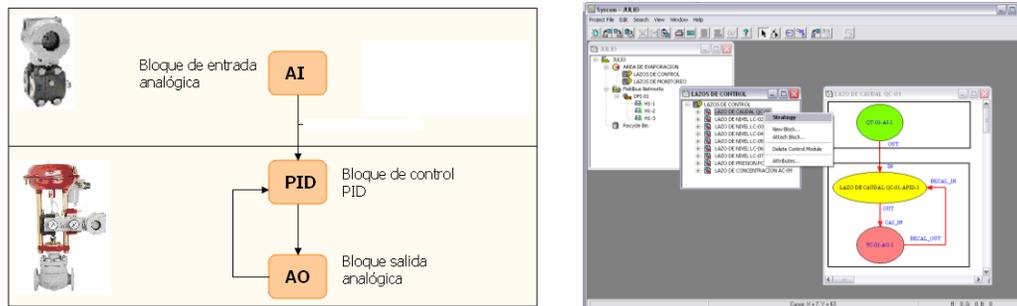


Fig. 5.15 Lazo de control

Las variables que necesitan ser monitoreadas se configura en el Syscom, de igual manera que los lazos de control como se observa en la *figura 5.16*

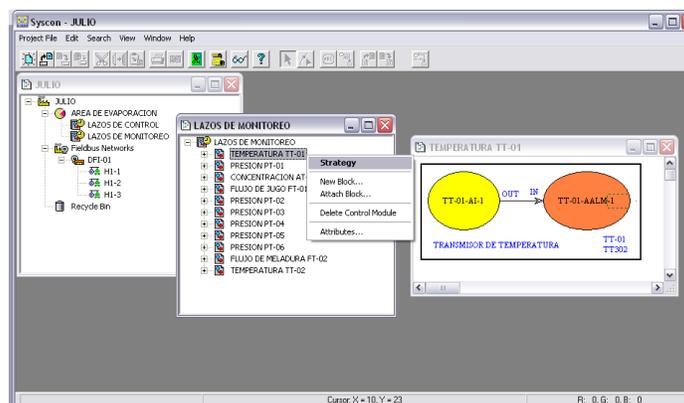


Fig. 5.16 Lazo de monitoreo

Todos los pasos mencionados anteriormente se repiten con cada uno de los dispositivos de campo de la estrategia II

En las siguientes *figuras 5.17 y 5.18* se muestran la configuración completa de los lazos de control y monitoreo para el sistema de evaporación

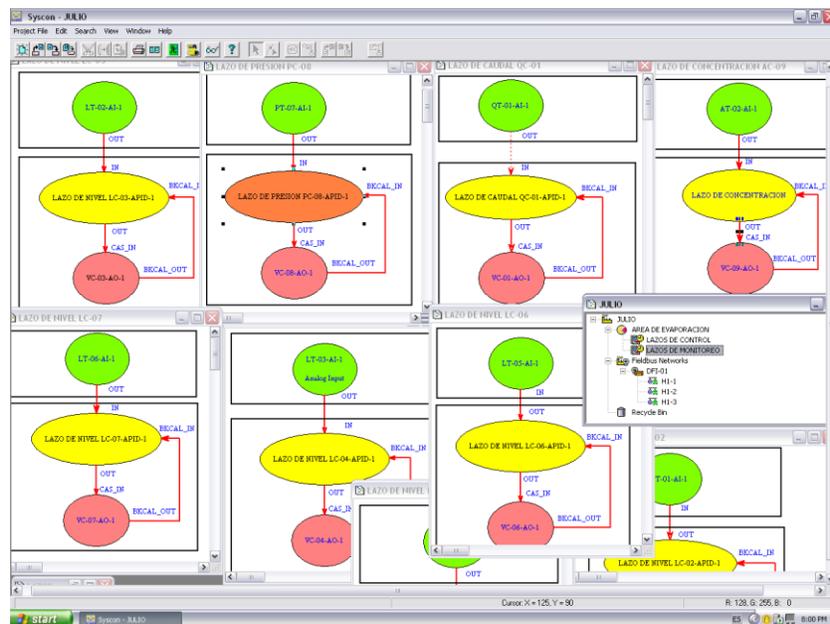


Fig. 5.17 Lazos de control del sistema de evaporación

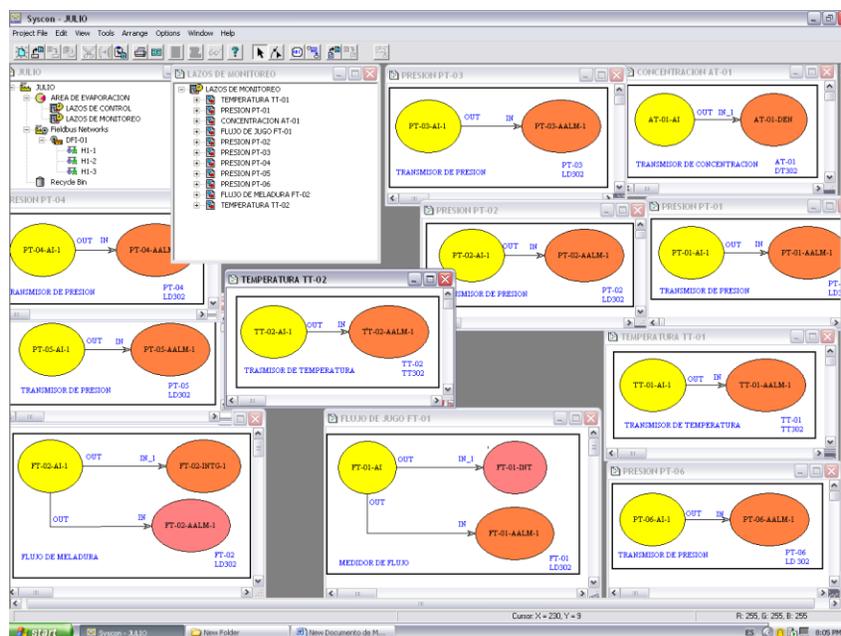


Fig. 5.18 Lazos de monitoreo del sistema de evaporación

Finalmente se muestra en la *figura 5.19* la configuración completa en Syscon 302 para el proceso de evaporación de seis efectos

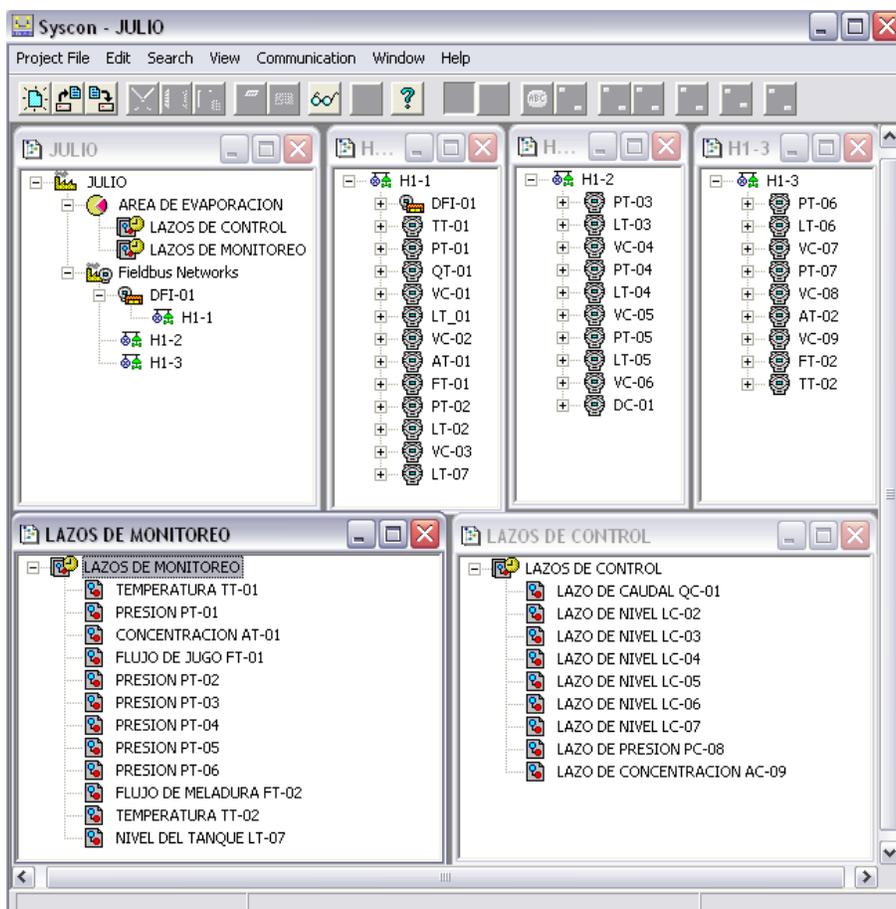


Fig.5.19 Configuración del Syscon 302 para el sistema de evaporación

Una vez configurado el software y el hardware del proceso de evaporación solo nos queda por definir el modulo de entradas y salidas remotas para Fieldbus (DC302) con sus respectivos accionamientos, conexión y programación

4.3 DC302, Modulo de entradas y salidas para Fieldbus

La configuración y programación del modulo de entradas y salidas para Fieldbus (DC302) se lo realiza desde el software Syscon haciendo uso del bloque de funciones lógicas.



La DC302 debe controlar el tanque y las bombas de jugo clarificado ya que sino hay jugo en el tanque este podría dañar las bombas (*figura 5.21*), además debe controlar la bomba de vacío y el compresor (*figura 5.22*)

En las *figuras 5.21 y 5.22* se muestra la programación, el diagrama PI&D del proceso y los diagramas eléctricos de cada equipo que debe controlar la DC302, vale mencionar que todos los contactores, pulsadores, lámparas de señalización, y todos los dispositivos adicionales que se utilizan en el accionamiento eléctrico ya existen en el campo por lo que no se necesita comprar ningún dispositivo solo la DC302. Su conexión se muestra en la *figura 5.20*

La DC302 tiene 8 entradas y 16 salidas de las cuales se utilizan 7 entradas y 11 salidas quedando disponible 1 entrada y 5 salidas

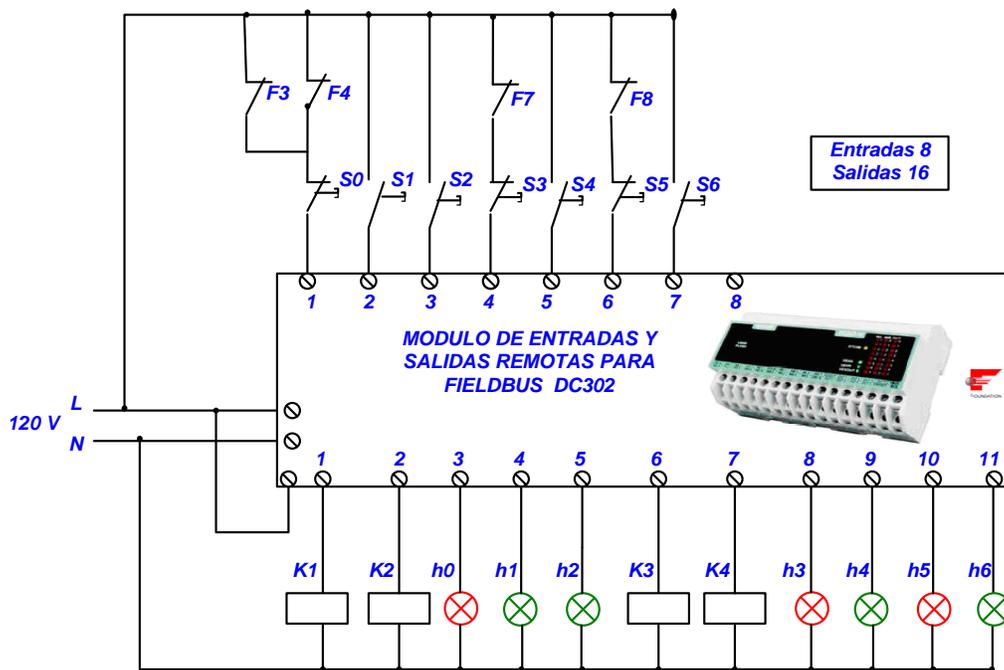


Fig. 5.20 Conexión de la DC302

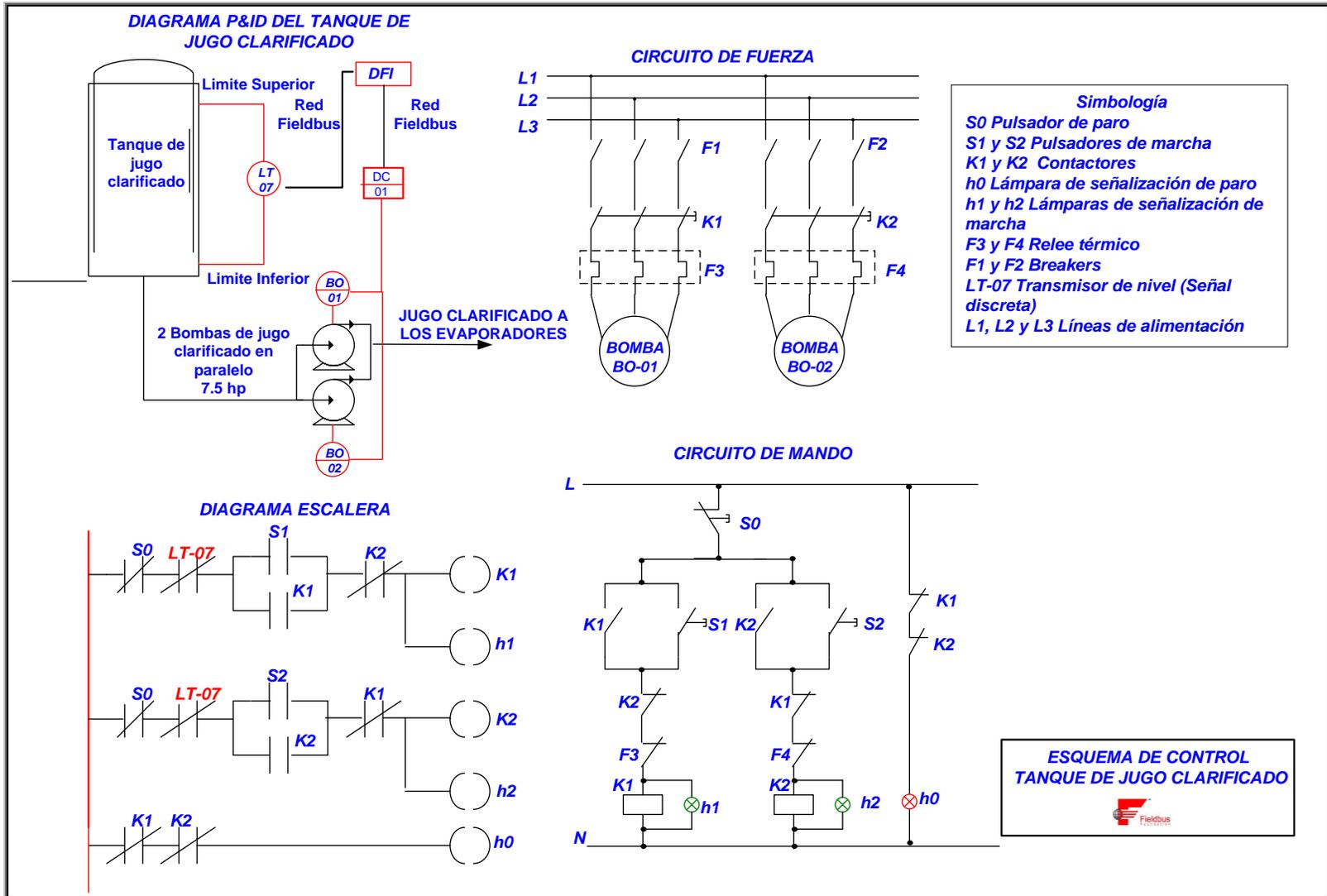


Fig. 5.21 Esquema de control del tanque de jugo clarificado

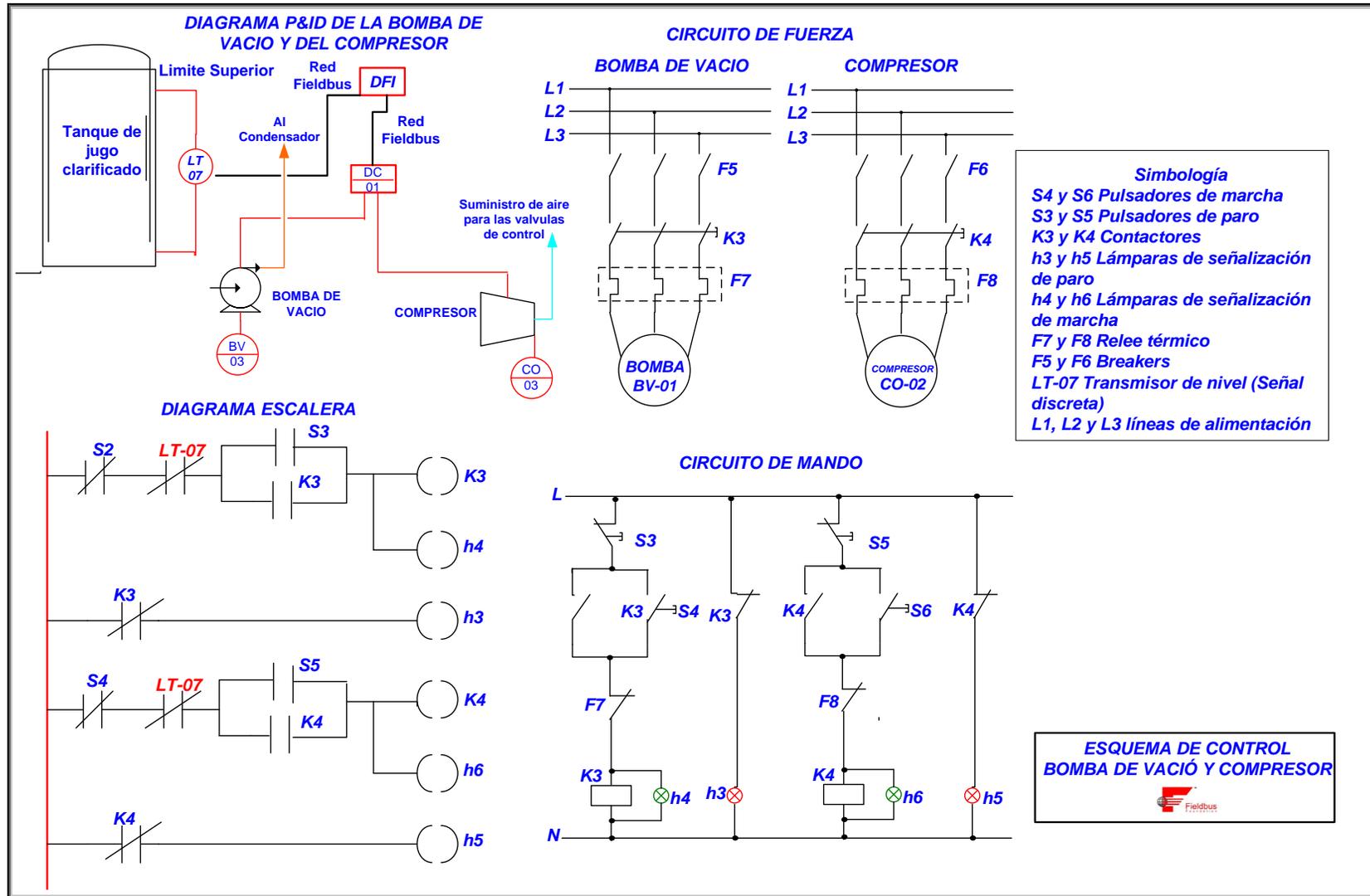


Fig. 5.22 Esquema de control de la bomba de vacío y el compresor



4.4 NIVEL DE SUPERVISION Y MONITOREO

Las características y beneficios de las redes de monitoreo responden a su estructura (niveles) y estados de inteligencia. Debe existir un balance entre las posibilidades de los niveles de la red, es decir, el nivel de campo (dispositivos) y el de supervisión y monitoreo (SCADA) ya que si ambos no se comprenden la disponibilidad de la red se vera notablemente limitada

Cuando los dos niveles de la red están constituidos por elementos de diferentes fabricantes, la red tiene un carácter *heterogéneo*, ya que el programa del SCADA puede o no acceder a toda la información procesada por los dispositivos. Estos problemas están claramente resueltos cuando la red es *homogénea*, ya que el programa del SCADA es capaz de acceder a todas las posibilidades de los dispositivos y viceversa, los dispositivos son capaces de asimilar funcionalmente los mandos, reajustes y parametrización remota desde el SCADA

A pesar de las ventajas que poseen las redes homogéneas sobre las heterogéneas estas últimas se emplean con mayor frecuencia ya que en la mayoría de los casos los procesos de modernización se instalan en sistemas existentes y porque además presentan un costo de inversión mas bajo

En nuestro país se ha desarrollado redes heterogenias de supervisión de procesos como CITECT, INDUSOFT, INTOUCH, PROCESS VIEW, entre otros y como dispositivos de control, autómatas programables (PLC) de diferentes firmas como SIEMENS, KLOCKNER MOELLER, TELEMECANIQUE, SMAR, OMRON etc.,

El software del SCADA debe ser altamente interactivo con el usuario de manera que este pueda tener el debido acceso al sistema de supervisión aun cuando son sistemas con estado de inteligencia 1, esto requiere de todo un acondicionamiento y adaptación de todo el personal involucrado, ya sea de operaciones, mantenimiento, y de ingeniería etc.

Existen muchas variantes para seleccionar el supervisor para el sistema de evaporación entre ellos tenemos: CITECT, INDUSOFT, PROCESS VIEW, INTELLUTION, CIMPLICITY, INTOUCH,

Pero en el caso de la automatización del proceso de evaporación contamos con una red homogénea a nivel de campo, pero a nivel de supervisión y monitoreo depende de la selección del supervisor.

La empresa ha optado por una sola tecnología que es Fieldbus Foundation para la automatización de todo su proceso azucarero. Entonces el software supervisor recomendado para el proceso de evaporación es el Process View que es de la misma firma Smar por las referencias mencionadas anteriormente, pero por motivos de hacer una propuesta viable a la empresa con costos razonables se propone utilizar el mismo supervisor que tiene la caldera que es el InduSoft y evitar comprar otro supervisor, esto no significa que los demás supervisores no sean los adecuados e incluso se puede utilizar cualquiera de ellos ya que todos estos, están considerados dentro de los mejores supervisores dentro de la industria de procesos

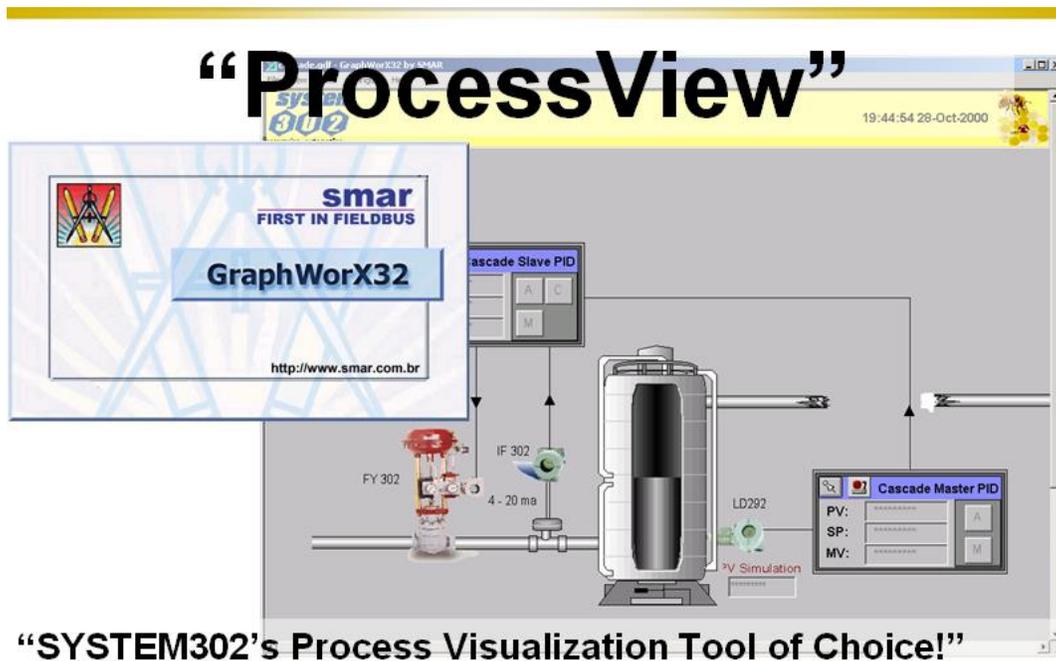


Fig. 5.23 Software Process View

Por carecer del software *Process view* (figura 5.23) se hizo la supervisión del proceso de evaporación en *Citect* a modo de ejemplo, aunque este podría ser una alternativa para la supervisión del proceso ya que esta considerado dentro del software que pueden ser utilizados en el proceso de evaporación

La pantalla del supervisor para el proceso de evaporación se muestra en la *figura 5.24*

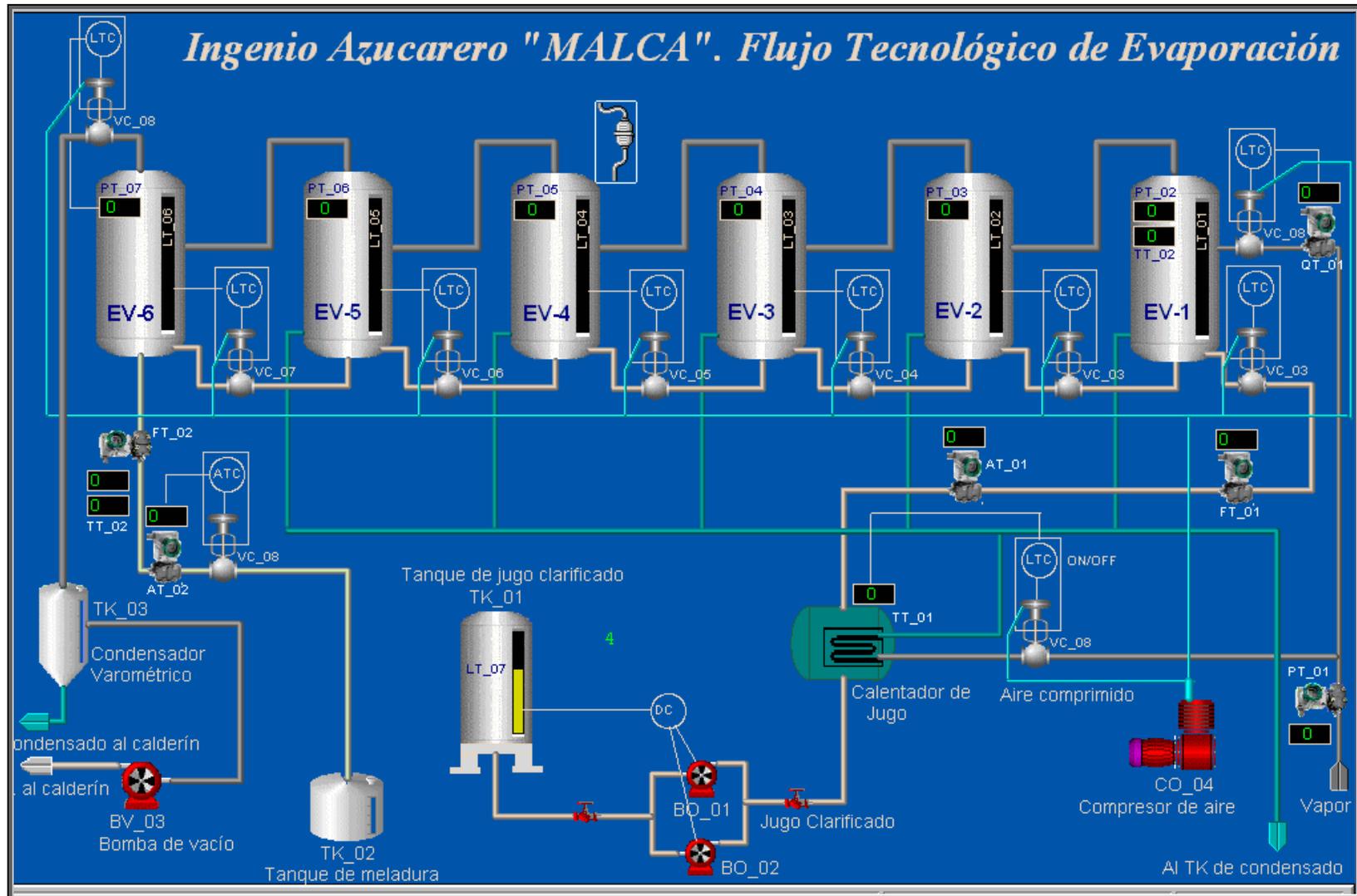


Fig. 5.24 Pantalla del proceso de evaporación



4.5 ARQUITECTURA DE AUTOMATIZACION

La arquitectura de automatización consta de tres etapas:

1. Nivel de Campo
2. Bridge
3. Nivel de Supervisión y monitoreo

4.5.1 NIVEL DE CAMPO

En este nivel están ubicados todos los dispositivos de campo que son necesarios para controlar todas las variables del proceso de evaporación tanto de control como de monitoreo (*Tabla 5.1*)

CANALES	Nº DE DISPOSITIVOS	LAZOS DE CONTROL	LAZOS DE MONITOREO
H1	12	3	5
H2	10	3	4
H3	9	3	3

Tabla 5.1 Dispositivos de campo

Requerimientos

- Maximo de 15 instrumentos por canal H, se recomiendan 12.
- Velocidad de transmisión del bus de campo Fieldbus 31.25Kbitps
- Velocidad de transmisión del DFI51 al supervisor 100Mbps
- Cable par trenzado apantallado #18AWG
- Distancia máxima 1900m incluyendo sus derivaciones
- 4 Canales Fieldbus disponibles por DFI302 (Se utilizan 3)
- 4 Lazos de control, se recomienda 3
- Comunicación con DeviceNet, Profibus DP, Asi-Bus, 1 Modbus Gateway
- 100 Bloques de funciones Fieldbus
- 256 Puntos convencionales (512 Puntos con I/O)
- Topología tipo bus



4.5.2 BRIDGE, cuenta con una DFI302 que es un puente entre el nivel de campo y el de Supervisión y monitoreo, y es en donde se descarga la configuración del software Syscon del proceso de evaporación, además cuenta con un Switch que sirve para la interconexión a las redes de computadoras.

4.5.3 NIVEL DE SUPERVISIÓN Y MONITOREO

Este nivel cuenta con un software que se instala en la PC y que hace trabajar al mismo como un sistema SCADA-HMI.

La Ethernet de Alta Velocidad 100Mbps (HSE) puede usarse para acceder a datos de varias redes Fieldbus H1, y de dispositivos que no sean Fieldbus (por ejemplo: PLCs, ESDs, DFIs, etc.).

Cables

- Par trenzado apantallado (STP) (requiere HUBs o Switch, Max 100m)

Tomando en cuenta todas las etapas anteriores se diseñó la arquitectura de automatización para el proceso de evaporación, la misma que se haya representada en la *figura 5.25*

4.5 INTERLOCK

La clave de la seguridad del sistema de evaporación radica en el nivel del líquido en el tanque de jugo clarificado (*figura 5.25*), por consiguiente el responsable de parar todo el proceso completo de evaporación es la DC302 porque en el diagrama de escalera de los esquemas de la *figura 5.21 y 5.22* hay un contacto normalmente cerrado que se encuentra en serie con el pulsador de parada, ya que si el tanque se quedara sin nivel de jugo estos contactos se abren desenergizando las bobinas de las bombas de jugo clarificado, la bomba de vacío y el compresor. Al desenergizarse el compresor las válvulas se quedan sin aire y como las válvulas son de aire para abrir (AA) estas se quedan cerradas, quedando el jugo en los evaporadores y el vapor no ingresa al evaporador, para el vapor existe un aliviadero antes de la válvula por lo que no debemos preocuparnos lo que pase con el vapor

La seguridad también radica en la red de automatización en lo que se denomina **Redundancia**, este concepto poco a poco irá cambiando por integridad de lazo, es muy prematuro pretender cambiarlo de un día para otro, la realidad es que Fieldbus abre la puerta a otra técnica para proteger los lazos críticos, por ejemplo:

Supongamos que un lazo de control crítico requiere de un sistema redundante, en los sistemas tradicionales se instalará un procesador redundante para que en caso de falla del principal el otro continúe con el control, eso está muy bien siempre y cuando;

- a) No falle el elemento final de control (Válvula)
- b) No falle el elemento primario de medición.
- c) No falle la tarjeta de entrada
- d) No falle la tarjeta de salida

Si la falla ocurre en el elemento final de control la redundancia queda sin efecto y solo estará de adorno para sorpresa del operador. Ahora supongamos que el lazo de control ya no radica en un procesador central, este radica en la válvula de control en sí, mientras la válvula opere correctamente el lazo de control está bien, si falla la válvula entonces ya no hay nada que hacer (a menos que se tenga un arreglo de válvula redundante), en este tipo de arreglo podemos optar por instalar un segundo elemento de medición de tal forma que si uno falla el otro lo respaldará automáticamente de ahí que es muy útil que el posicionador de la válvula cuente con capacidad de realizar un bloque Input Signal Selector, quién se encargará de seleccionar la variable en buen estado. Por lo tanto la redundancia en la red de automatización no se ve justificada para este proceso de evaporación.

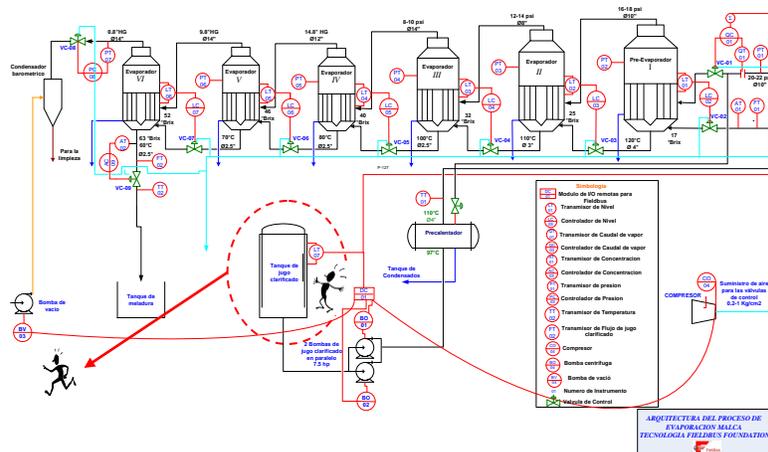


Fig. 5.25 *Interlock para el proceso de evaporación*



Capítulo VI **Análisis Económico e Impacto Ambiental**

6.1 INTRODUCCION

Como se menciona anteriormente el objetivo principal de este trabajo es elaborar una propuesta de automatización para el proceso de evaporación, en el cual deba primar la flexibilidad y sencillez como primera opción y que trabaje en un entorno abierto y con costos razonables. Por ello debe justificarse la inversión de capital, antes de implementar algún sistema. El mejor procedimiento es diseñar e implementar primero una estrategia de control sencilla, teniendo en mente que si no resulta satisfactoria entonces se justifica una estrategia más avanzada.

6.2 ESTRATEGIA PROPUESTA

La estrategia II seleccionada cuenta con todas las variables a controlar y a monitorear, es un sistema de automatización completo que con ayuda del supervisor se puede hacer un sistema inteligente.

Todas las variables importantes se ha considerado en el proceso de evaporación desde el punto de vista de los especialistas en azúcar, ingenieros químicos y eléctricos pero desde el punto de vista económico la instrumentación a utilizar es muy costosa y son muchos los instrumentos a utilizar en la estrategia seleccionada y por razones de hacer una propuesta atractiva a la empresa como una primera opción debemos priorizar ciertas variables que no influyen significativamente en el proceso, relativamente hablando o aquellas variables cuyos valores pueden ser medibles indirectamente en el proceso, vale recalcar que algunos instrumentos ya se encuentran en el campo

Estableciendo un acuerdo satisfactorio entre las prioridades del proceso y haciendo un balance costo-beneficio se propone el siguiente esquema de automatización que se muestra en la **figura 6.1** la misma que la llamaremos **estrategia II (A)**

Para la automatización de este proyecto se plantean tres alternativas que siguiendo su orden se las debe ejecutar. Estas estrategias son: la estrategia II (A), estrategia II y la estrategia IV, y si estas no dan resultado las demás estrategias pueden ser probadas, tomando en cuenta de que son estrategias con control avanzado y por ende su inversión en instrumentación y mano de obra se incrementara.

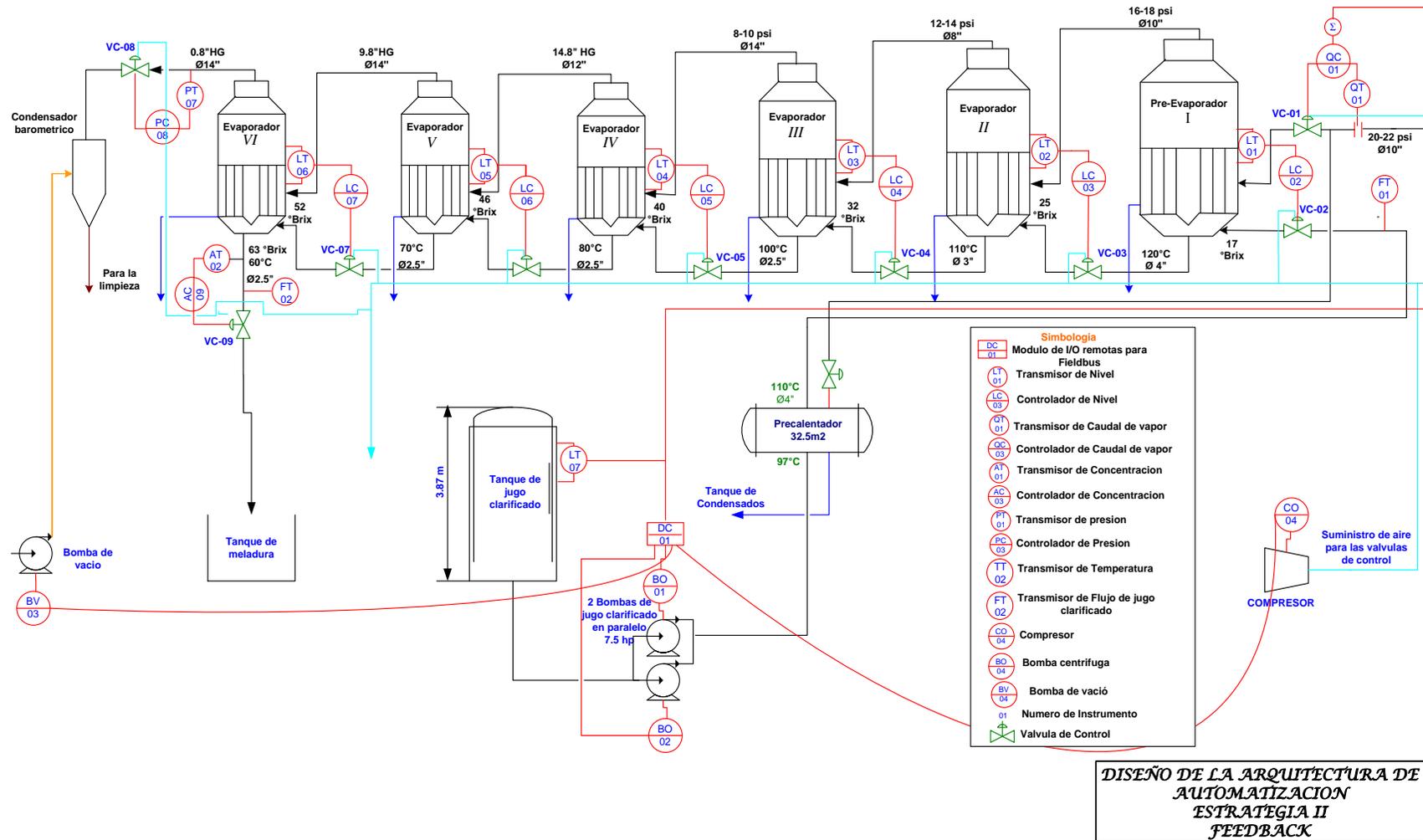


Fig.6.1 Estrategía II (A)



6.3 INSTRUMENTACION

La instrumentación necesaria para la *estrategia II (A)* esta descrita con su respectiva Instrumentación y valoración económica en las *tablas 6.1 y 6.2*

En la última columna (Existente) de la *tabla 6.1* se ha ubicado tres opciones:

(*Si*), Que se encuentra en el campo

(*No**), Las que no se encuentran en el campo pero que pueden ser medidas indirectamente en el campo y que no serán tomadas en cuenta dentro de la arquitectura de estrategia propuesta

(*No*), Son las variables que van a ser tomadas en cuenta en la estrategia II (A) propuesta para la automatización del proceso de evaporación.

Nº	CANT.	DISPOSITIVO FIELDBUS	TAG (PROCESO)	DESCRIPCIÓN	EXISTENTE
TRASMISORES					
1	1	TT302	TT-01	Temperatura del jugo clarificado a al entrada	No*
2		LD302	PT-01	Presión del vapor de escape	No*
3	1	LD302	QT-01	Flujo de vapor a la entrada	No
4	1	LD302	LT-01	Nivel del primer evaporador	No
5		DT302	AT-01	Concentración del jugo clarificado a la entrada	No*
6	1	LD302	FT-01	Flujo de jugo clarificado a la entrada	Si
7		LD302	PT-02	Presión absoluta en el primer evaporador	No*
8	1	LD302	LT-02	Nivel en el segundo evaporador	No
9		LD302	PT-03	Presión absoluta en el segundo evaporador	No*
10	1	LD302	LT-03	Nivel en el tercer evaporador	No
11		LD302	PT-04	Presión en el tercer evaporador	No*
12	1	LD302	LT-04	Nivel en el cuarto evaporador	No
13		LD302	PT-05	Presión en el cuarto evaporador	No*
14	1	LD302	LT-05	Nivel en el quinto evaporador	No
15		LD302	PT-06	Presión en el quinto evaporador	No*
16	1	LD302	LT-06	Nivel en el sexto evaporador	No
17		LD302	PT-07	Presión en el sexto evaporador	No
18	1	DT302	AT-02	Concentración en la meladura de salida	No
19	1	LD302	FT-02	Flujo a la salida de la meladura	No
20		TT302	TT-02	Temperatura a la salida de la meladura	No*
21	1	LD302	LT-07	Nivel en el tanque de jugo clarificado	No
SENSORES					
22	1	Termopar	---	Todos los transmisores de temperatura utilizan como sensor el termopar	No*
23	1	Placa de orificio tipo concéntrico	---	Flujo de vapor a la entrada del primer evaporador	No



24	1	Sensor Electromagnético	---	Flujo de meladura a la salida del evaporador VI	No
25	1	Placa de orificio tipo segmentado	---	Flujo de jugo clarificado a la entrada del evaporador I	Si
VALVULA DE CONTROL CON POSICIONADOR					
26	1	---	VC-01	Válvula de control con posicionador a la entrada del vapor de escape	No
27	1	---	VC-02	Válvula de control con posicionador a la entrada del jugo clarificado	No
28	1	---	VC-03	Válvula de control con posicionador en el evaporador I	No
29	1	---	VC-04	Válvula de control con posicionador en el evaporador II	No
30	1	---	VC-05	Válvula de control en con posicionador el evaporador III	No
31	1	---	VC-06	Válvula de control con posicionador en el evaporador IV	No
32	1	---	VC-07	Válvula de control con posicionador en el evaporador V	No
33	1	---	VC-08	Válvula de control con posicionador de vació en el ultimo evaporador	No
34	1	---	VC-09	Válvula de control de con posicionador en el evaporador VI	No
AUTOMATAS PROGRAMABLES					
35	1	DFI	DFI-01	Fieldbus Universal Bridge con llave de usuario	No
36	1	DC302	DC	Dispositivo de entradas y salidas remotas para Fieldbus	No
DISPOCITIVOS ADICIONALES					
37	1	BT302	BT302	Terminal del bus	No
38	1	A	A	Cable para los dispositivos de campo. Par trenzado con blindaje #18 AWG	No
39	1	STP	STP	Par trenzado apantallado (STP) (requiere HUBs o Switch, Max 100m)	No
40	27	JB	JB	Caja de uniones	No
41	1	Switch	Switch	Para la interconexión de redes de computadoras	No
42	1	PC	PC	Windows 2000 y accesorios, CPU 2,4 GHz, 60GB disco, 512MB RAM, Monitor de 17", Teclado, Mouse, Impresora a color	Si
43	1	---	CO-04	Compresor para el suministro de aire a las válvulas de control	Si
SOFTWARE					
44	1	InduSoft	---	Supervisor	Si
45	1	Syscon	---	Configurador de la DFI	Si

Tabla 6.1 Instrumentación Estrategía II (A)

6.4 EVALUACION ECONOMICA



Nº	TAG	DESCRIPCION	Cant.	C.UNIT(USD)	TOTAL(USD)	
1	LD302	Transmisores de presión absoluta	1	1673	1673	
2	LD302	Transmisores de presión diferencial	8	1463	11704	
3	DT302	Transmisor de concentración	1	2250	2250	
	----	Sensor Electromagnético	1	1800	1800	
4	VC- FY302	Válvulas de control con posicionador	9	3000	27000	
6	Switch	Switch	1	20	20	
7	DFI	Fieldbus universal bridge	1	6000	6000	
8	DC302	I/O remotas para Fieldbus	1	700	700	
9	BT302	Terminal del bus	3	40.60	121.8	
10	STP	Cable de Ethernet	300m	90	90	
11	A	Cable de la red de campo	300m	60	60	
12	JB	Caja de uniones	22	123,20	2710.4	
TOTAL					54129.2\$	
DESCRIPCION					C.UNIT(USD)	TOTAL(USD)
Materiales de repuestos					1000	2000
Diseño e Ingeniería y Capacitación					1500	1500
Ejecución y puesta en marcha					1000	1000
TOTAL						4500\$
GASTO TOTAL DEL PROYECTO				Σ	58629.2\$	

Tabla 6.2 Valoración Económica para la estrategia II (A)

La amortización del proyecto de automatización no se la puede realizar adecuadamente, debido a que no se tiene acceso a los ingresos que percibe la empresa al año, pero se puede hacer una estimación económica del dinero que se puede ahorrar con la implementación del sistema de control y automatización propuesto.

El sistema de automatización seleccionado garantiza:

- El nivel de jugo clarificado a 1/3 de la longitud de los tubos lo que permite obtener un coeficiente de transferencia óptimo en la calandria la misma que es indispensable para mantener un buen rendimiento energético, así mismo como, el control adecuado de vapor a la entrada de la calandria lo que significara un ahorro energético de vapor considerable.
- Garantiza la calidad del azúcar ya que a la salida de la meladura se consigue una concentración exacta de 63 brix con la ayuda del medidor de brix DT302 de Smar



- La seguridad es otro de los aspectos importantes que se consigue con un sistema de automatización, ya que evita tener operaciones inseguras que pueda ocasionar el operador al manipular inadecuadamente el proceso.
- La selección de la tecnología es un parámetro importante en la arquitectura de automatización ya que los sistemas de control de campo Fieldbus (FSC) reducen el costo de la inversión en un 40% con respecto a los sistemas de control distribuido (SCD)
- Con el sistema de control implementado se evita tener dos operadores en el campo (noche y día) lo que significara un ahorro de 12000 dólares al año lo que a la final el proyecto se amortizaría en 5 años aproximadamente, esto sin considerar el ahorro energético ni las ganancias de la empresa.

6.5 PROPUESTA ALTERNATIVA

La propuesta alternativa de este proyecto de automatización para el proceso de evaporación es como ya se a mencionado anteriormente ejecutar primero la *estrategia II (A)*, luego en un segundo plano la *estrategia II* completa, pero si en algún caso esta no diera los resultados esperados se realizaría la *estrategia IV*, que según los parámetros de calidad es la mejor alternativa después de la estrategia II

6.6 IMPACTO AMBIENTAL

Este proyecto no producirá ningún impacto negativo al medio ambiente por la razón de que en ningún momento se realiza operaciones que incidan considerablemente sobre este. Al contrario la implementación de este proyecto ayudara a la protección del ecosistema ya que propone operaciones automáticas que anulan las operaciones manuales inadecuadas que puedan atentar contra el medio ambiente, por el contrario este proyecto ayuda a mejorar la producción y por ende a disminuir el consumo de energía.



1. Se utilizó el método computacional para el análisis de las estrategias de control y el diseño de los reguladores, lo cual permitió obtener resultados rápidos y confiables, ya que se utilizó un modelo matemático dinámico no lineal riguroso del proceso, el cual fue ajustado por datos experimentales, además de un software apropiado para este propósito.
2. La estrategia de control seleccionada permite mantener el Brix de salida dentro de los parámetros operacionales establecidos con indicadores muy favorables de la calidad del control ante una perturbación de un 10% del Brix de entrada: pico máximo de 63.043, desviación máx. de 0.043 y la integral del error de 0.0143
3. Para el Tecnólogo de proceso es importante la transparencia de la operación con el sistema de control implementado, por eso este debe ser lo más simple posible, para el entendimiento de los operadores. Esta premisa ha sido cumplida en la Estrategia II (A) seleccionada, la cual cumple cabalmente con los objetivos operacionales del proceso y ha sido utilizada manualmente en la industria azucarera y es de fácil entendimiento. Por otra parte la implementación de una estrategia de control con tecnología moderna digital debe garantizar la mayor efectividad económica, fiabilidad y flexibilidad para su perfeccionamiento y mantenimiento. Por estas razones escogimos la estrategia II (A) y su implementación mediante la tecnología FIELBUS.
4. *Smar* es uno de los principales proveedores de productos (Fieldbus) y servicios para la industria del control de procesos especialmente en la industria azucarera y de alcohol. Smar es reconocido a nivel mundial y es el único fabricante que ofrece una solución completa con sistema Fieldbus. De esa forma la solución es más sencilla tanto para el cliente como para el fabricante. Por estas razones elegimos a esta firma para la adquisición del equipamiento en esta inversión.



1. Por razones de seguridad se recomienda elevar la altura del tanque por lo menos 2 m para evitar parar el proceso cuando haya un cambio brusco en el flujo o en el brix de entrada
2. Debido a que la empresa esta empezando a automatizar el proceso se recomienda comprar el supervisor *ProcessView* para evitar tener una red heterogénea
3. Implementar el sistema de control para los evaporadores de acuerdo a la estrategia propuesta, analizada en el capítulo VI de este trabajo.
4. Seleccionar la tecnología Fieldbus en la implementación del Sistema de control y automatización del proceso, con instrumentación inteligente de la firma Smar u otra compatible.
5. Realizar una comparación técnico-económica con otras tecnologías (DDC o SCD) para la automatización del proceso de evaporación
6. Si bien la tecnología Fieldbus Foundation permite la mezcla de diferentes fabricantes es recomendable que la instrumentación de campo sea de un mismo fabricante, lo que permitirá mayor fiabilidad, mantenimiento e ínter cambiabilidad del equipamiento.



LIBROS

1. CORRIPIO Armando. SMITH Carlos. 1997. Principles and Practice of Automatic Process Control. Editorial Limusa SA. 711 pp
2. STEFANOUPULUS. 1984. Chemical Process Control. An Introduction to Theory and Practice". Prentice- Hall, 910 pp
3. LUYBEN Michael. LUYBEN Willian. 1990. Process Modeling Simulation and Control. Mac Graw Hill Book, 581 pp
4. SHINSKEY. 1996. Process Control Systems. Mac Graw Hill
5. CORRIPIO Armando. 1998. Design and application of process control systems. ISA. 720 pp
6. COLECTIVO DE AUTORES, 1990 Sistemas de utilización de calor en la industria azucarera Cenpesa, La Habana. 483 pp.
7. FILIBERTO Pantuso. 1995 Mediciones de parámetros tecnológicos. Editorial Pueblo y educación, La habana 383 pp.

FOLLETOS

1. Smar, DFI Fielbus Universal Bridge, Manual, edición 2004
2. Smar, DFI Fielbus Universal Bridge, Catalogo, edición 2004
3. Smar PSI302, Fieldbus Foundation Power Supply Impedance, Manual, edición 2004
4. Smar PSI302, Fieldbus Foundation Power Supply Impedance, Catalogo, edición 2004
5. Smar PS302, Power Supply, Catalogo, edición 2004
6. Smar, LD302, Fieldbus Foundation Pressure Transmitter, Catalogo, edición 2004
7. Smar, TT302, Fieldbus Foundation Temperature Transmitter, Catalogo, edición 2004
8. Smar, TD302, Fieldbus Foundation Density Transmitter, Catalogo, edición 2004
9. Smar, Syscon, System Configurator, Manual, edition 2004
10. Smar, Syscon, System Configurator, Catalogo, edition 2004
11. Smar, System302, Manual 2004

INTERNET

1. [www.fieldbus foundation.org](http://www.fieldbusfoundation.org)
2. www.smar.com













MODELO EN ESTADO ESTACIONARIO DEL PROCESO DE EVAPORACION.

% Datos
ntub1=2286; ntub2=1600;ntub3=980;ntub4=402;ntub5=522;ntub6=528;% numero de tubos
dtub=0.0369; %m diámetro interior de tubo
dtubo=0.0381; %m diámetro exterior de tubo
dc1=2.7;dc2=2.3;dc3=1.7;dc4=1.325;dc5=1.365;dc6=1.829; % m diámetro de la calandria vaso 1
dst=7830; % dens. acero inoxidable Kg/m³
F0s=par(29.96*1e3/60/d0); % m³/min Flujo de jugo de entrada
F0=par(29.96*1e3/60/d0);
T0s=110;T1d=120;T2d=110;T3d=100;T4d=85;T5d=75;T6d=60; % Temp. del jugo de entrada
Bx0s=17; % Brix del jugo de entrada
Bx1s=25;Bx2s=32;Bx3s=40;Bx4s=46;Bx5s=52;Bx6s=63;
h1s=2.276;h2s=1.950;h3s=1.932;h4s=1.65;h5s=1.650;h6s=1.650;h7s=10; % m altura del tubo
P0=par(18.5+14.7); % psi vapor de escape
P1d=124110;P2d=96530;P3d=68950;P4d=50118.5;P5d=33186.6;P6d=3839.69;P7d=85113; % presiones en los vasos (valores estimados)
pvs=0.6; % Kg/cm² rango de 0.2 a 1 Kg/cm²
vps=0.5; % abertura nominal Rango de 0 a 100%
Ksm1=1/0.8; % 12 psig o 0.8 Kg/cm²; Ganancia del servomotor % de desplazamiento/Kgf/cm² de presión de aire
cpai=465; % j/Kg-°C
GS0=par(0/1.8);GS1=par(0/1.8);GS2=par(1.76); % grados de sobrecalentamiento °C
Pev=15; % perdidas en el vaso
Pec=5; % perdidas en la calandria
PH=350000; % Pascal Presión de descarga de la bomba centrífuga de alimentación.
% Vaso I
% Condiciones iniciales para time=0;
Tw0s=par((99.65+28.75*ln(P0/14.7)+1.84*ln(P0/14.7)^2));%*(p0>1&p0<3); % °C temp. vapor de escape saturado
esp=dtubo-dtub; % m
d0=par((1000+Bx0s*(200+Bx0s)/54)*(1-0.036*(T0s-20)/(160-T0s)));%kg/m³ densidad del jugo entrada
d1=par((1000+Bx1s*(200+Bx1s)/54)*(1-0.036*(T1d-20)/(160-T1d)));%kg/m³ Densidad del jugo salida
dv0=par(P0/(14.7*82.0571*(273+Tv0s))*18*1e3); % Kg/m³ densidad de vapor de escape
dv1=par(P1d/(101300*82.0571*(273+Tv1s))*18*1e3); % Kg/m³ densidad de vapor secundario
dH2O=par(4.9669/0.27788^(1+(1-(121+273)/647.13)^0.1874)*18); % Perry 99
G1=par(d1/dH2O);G0=par(d0/dH2O);
c1s=par(Bx1s/100*d1); % Kg/m³ conc. de salida al primer vaso
c0s=par(Bx0s/100*d0); % Kg/m³ conc. de entrada al primer vaso
F1s=par(F0s*c0s/c1s); % m³/min flujo de salida del primer vaso
cv1s=par(F1s/sqrt((P1d-P2d+d1*9.8*1/3*(h1s-h2s))/G1)); % Flujo de salida del jugo 1er vaso
cv0s=par(F0s/sqrt(0.3*(PH-P1d+d0*9.8*1/3*h1s)/G0)); % Flujo de salida del jugo 1er vaso
cv1max=par(cv1s/50^(vps-1)); % igual %
cv0max=par(cv0s/50^(vps-1)); % igual %
% cv1max=par(cv1s/(vps)); % lineal
Q1s=par(F0s*d0*(1-Bx0s/Bx1s)/dv1); % Flujo de vapor de salida del primer vaso
Q0s=par((U1*60*At1*(Tv0s-T1s)*(1+Pec/100))/(dv0*L0+cpv0*dv0*GS0)); % m³/min flujo de vapor de escape
L1=Par((2257.51-85.95*ln(P1d/101300))*1e3);% (ps>1&ps<3), j/kg calor latente de vapor secundario
L0=par((2257.51-85.95*ln(P0/14.7))*1e3); % (ps>1&ps<3), j/kg calor latente de vapor de escape
cp0=par((1-0.0056*Bx0s)*1055.056*2.2*1.8); % j/Kg-°C jugo de entrada
cp1=par((1-0.0056*Bx1s)*1055.056*2.2*1.8); % j/Kg-°C jugo de salida
cpv1=par((8.22+0.00015*(Tv1s+273)+0.00000134*(Tv1s+273)^2)*4.19/18*1e3); % j/Kg-°C vapor de salida vaso 1
cpv0=par((8.22+0.00015*(Tv0s+273)+0.00000134*(Tv0s+273)^2)*4.19/18*1e3); % j/Kg-°C vapor alimentado
cv0=(18e-3*cpv0-8.3144)/18*1e3; % j calor específico del vapor a volumen constante.
At1=par(3.1416*h1s*dtub*ntub1); %m² OJO ver área de transferencia si abarca al tubo completo
U1B=par(11*0.45/1054.25*(100-(Bx1s+Bx0s)/2)*((Tv0s*9/5+32)-130)/(22000)); % BTU/p²-oF-hrs,
k=16e3 o 20e3, o 22e3, según el vaso de que se trate.



$U1 = \text{par}(U1B/0.18)$; % W/m²-øC coeficiente total de trans. calor.
 $Tv0s = \text{par}(Tw0s + GS0)$; % 134 temp. del vapor de alimentación
 $T1s = \text{par}((F0s * Cp0 * d0 * T0s + (100 - Pev) / 100 * U1 * 60 * At1 * Tv0s - Q1s * (dv1 * l1 + cpv1 * ep1)) / (F1s * d1 * Cp1 + (100 - Pev) / 100 * U1 * 60 * At1))$;
 $ep1 = \text{par}(0.166 * (Bx1s / (100 - Bx1s)) ^ 1.1394 * ((273 + Tv1s) / 100) ^ 1.9735 * 0.89 ^ 0.1237)$; % øC Elevación del pto. de ebul.
 $Tv1s = \text{par}(T1se)$; % øC temp. vapor secundario
 $Tv1ws = \text{par}(Tv1s - ep1)$; % temp. saturación vaso 1
 $P1as = \text{par}(dv1 / 18 * 1e3 * 1e-6 * 82.057 * (Tv1s + 273))$; % atm. presión vaso 1
 $P1s = \text{par}(P1as * 101300)$; % Pascal
 $T1se = \text{alb}(T1s \text{ par}:120)$;
 $als1 = \text{als}(T1s, T1se \text{ par}:0.0001, 1)$;
 $cml = cmail + cmv1$;
 $Vc1 = 3.1416 * dc1 ^ 2 * h1s / 4$; % m³
 $Vtubo1 = 3.1416 * dtubo ^ 2 * htubo1 / 4$;
 $Vv1 = Vc1 - Vtubo1 * ntub1$;
 $cmv1 = dv0 * Vv1 * cv0$;
 $cmail = dst * Vmail * ntub1 * cpai$;
 $Vmail = 3.1416 * (dtubo ^ 2 - dtub ^ 2) / 4 * htubo1$;
 $Vtub1 = \text{par}(3.1416 * dtub ^ 2 * htubo1 / 4)$;
 $V1s = \text{par}(1/3 * Vtub1 * ntub1)$;
 $cV01s = \text{par}(c1s * V1s)$;
 $TV01s = \text{par}(V1s * T1s * cp1 * d1)$;
 $S1 = Q1s * dv1 / 1000 * 60$; % Ton/h de vapor secundario
 $S0 = Q0s * dv0 / 1000 * 60$;
 $Eco1 = S1 / S0$;
% Vaso II
% Condiciones iniciales para time=0;
 $Tw1s = \text{par}(99.65 + 28.75 * \ln(P1d / 101300 - 0.1) + 1.84 * \ln(P1d / 101300 - 0.1) ^ 2)$; % *(p0>1&p0<3); % oC temp. vapor de escape saturado
 $d2 = \text{par}((1000 + Bx2s * (200 + Bx2s) / 54) * (1 - 0.036 * (T2d - 20) / (160 - T2d)))$; % kg/m³ Densidad del jugo salida
 $dv2 = \text{par}(P2d / (101300 * 82.0571 * (273 + Tv2s))) * 18 * 1e3$; % Kg/m³ densidad de vapor secundario
 $dH2O2 = \text{par}(4.9669 / 0.27788 * (1 + (1 - (T2d + 273) / 647.13) ^ 0.1874) * 18)$; % Perry 99
 $G2 = \text{par}(d2 / dH2O2)$;
 $c2s = \text{par}(Bx2s / 100 * d2)$; % Kg/m³ conc. de salida vaso 2
 $F2s = \text{par}(F1s * c1s / c2s)$; % m³/min flujo de salida vaso 2
 $cv2s = \text{par}(F2s * \text{sqrt}((P2d - P3d + d2 * 9.8 * 1/3 * (h2s - h3s)) / G2))$; % Flujo de salida del jugo 1er vaso
 $cv2max = \text{par}(cv2s / 50 ^ (vps - 1))$; % igual %
% $cv2max = \text{par}(cv2s / (vps))$; % lineal
 $Q2cs = \text{par}((U2 * 60 * At2 * (Tv1s - T2s) * (1 + Pec / 100)) / (dv1 * l1 + cpv1 * dv1 * ep1))$; % m³/min flujo de vapor de escape
 $E1 = Q1s - Q2cs$;
 $E1t = E1 * dv1 * 1e-3 * 60$;
 $Q2s = \text{par}(F1s * d1 * (1 - Bx1s / Bx2s) / dv2)$; % Flujo de vapor de salida del primer vaso
 $L2 = \text{par}((2257.51 - 85.95 * \ln(P2d / 101300)) * 1e3)$; % *(ps>1&ps<3), j/kg calor latente de vapor secundario
 $cp2 = \text{par}((1 - 0.0056 * Bx2s) * 1055.056 * 2.2 * 1.8)$; % j/Kg-øC jugo de salida
 $cpv2 = \text{par}((8.22 + 0.00015 * (Tv2s + 273) + 0.00000134 * (Tv2s + 273) ^ 2) * 4.19 / 18 * 1e3)$; % j/Kg-øC vapor de salida vaso 1 Dr. Ma. Eugenia
 $cv1 = (18e-3 * cpv1 - 8.3144) / 18 * 1e3$; % j calor especifico del vapor a volumen constante.
 $At2 = \text{par}(3.1416 * htubo1 * dtubo1 * ntub1)$; % m² OJO ver area de transferencia si abarca al tubo completo
 $U2B = \text{par}(11 * 0.45 / 1054.25 * (100 - (Bx2s + Bx1s) / 2) * ((Tv1s * 9 / 5 + 32) - 130) / (22000 * 3))$; % BTU/p2-oF-hrs,ec. de Dessin; k=16e3 o 20e3, o 22e3, segun el vaso de que se trate.
% $U2B = \text{par}(49.2 * 9 / 5 * T2se / Bx2s)$; % Btu/hrs-p2-oF, ecuación de los suecos
 $U2 = \text{par}(U2B / 0.18)$; % W/m²-øC coeficiente total de trans. calor.
% $Tv1s = \text{par}(Tw1s + GS1)$; % 134 temp. del vapor de alimentación
 $T2s = \text{par}((F1s * Cp1 * d1 * T1s + (100 - Pev) / 100 * U2 * 60 * At2 * Tv1s - Q2s * (dv2 * l2 + cpv2 * ep2)) / (F2s * d2 * Cp2 + (100 - Pev) / 100 * U2 * 60 * At2))$;
 $ep2 = \text{par}(0.166 * (Bx2s / (100 - Bx2s)) ^ 1.1394 * ((273 + Tv2s) / 100) ^ 1.9735 * 0.89 ^ 0.1237)$; % øC Elevación del pto. de ebul.
 $Tv2s = \text{par}(T2se)$; % øC temp. vapor secundario



$Tv2ws = \text{par}(Tv2s - ep2)$; % temp. saturación vaso 1
 $P2as = \text{par}(dv2/18 * 1e3 * 1e-6 * 82.057 * (Tv2s + 273))$; % atm. presión vaso 1
 $P2s = \text{par}(P2as * 101300)$; % Pascal
 $T2se = \text{alb}(T2s \text{ par}:120)$;
 $als2 = \text{als}(T2s, T2se \text{ par}:0.001, 2)$;
 $cm2 = cmai2 + cmv2$;
 $Vc2 = 3.1416 * dc2^2 * h2s / 4$; % m³
 $Vtubo2 = 3.1416 * dtubo^2 * h2s / 4$;
 $Vv2 = Vc2 - Vtubo2 * ntub2$;
 $cmv2 = dv1 * Vv2 * cv1$;
 $cmai2 = dst * Vmai2 * ntub2 * cpai$;
 $Vmai2 = 3.1416 * (dtubo^2 - dtub^2) / 4 * h2s$;
 $Vtub2 = \text{par}(3.1416 * dtub^2 * h2s / 4)$;
 $V2s = \text{par}(1/3 * Vtub2 * ntub2)$;
 $cV02s = \text{par}(c2s * V2s)$;
 $TV02s = \text{par}(V2s * T2s * cp2 * d2)$;
 $S2 = Q2s * dv2 / 1000 * 60$; % Ton/h de vapor secundario
 $Eco2 = S2 / S1$;
% Vaso III
% Condiciones iniciales para time=0;
 $Tw3s = \text{par}(99.65 + 28.75 * \ln(P2d / 101300 - 0.1) + 1.84 * \ln(P2d / 101300 - 0.1)^2)$; %*(p0>1&p0<3); % oC
temp. vapor de escape saturado
 $d3 = \text{par}((1000 + Bx3s * (200 + Bx3s) / 54) * (1 - 0.036 * (T3d - 20) / (160 - T3d)))$; % kg/m³ Densidad del jugo salida
 $dv3 = \text{par}(P3d / (101300 * 82.0571 * (273 + Tv3s)) * 18 * 1e3)$; % Kg/m³ densidad de vapor secundario
 $dH2O3 = \text{par}(4.9669 / 0.27788^{\wedge}(1 + (1 - (T3d + 273) / 647.13)^{\wedge}0.1874) * 18)$; % Perry 99
 $G3 = \text{par}(d3 / dH2O3)$;
 $c3s = \text{par}(Bx3s / 100 * d3)$; % Kg/m³ conc. de salida al primer vaso
 $F3s = \text{par}(F2s * c2s / c3s)$; % m³/min flujo de salida del primer vaso
 $cv3s = \text{par}(F3s / \text{sqrt}((P3s - P4s + d3 * 9.8 * 1/3 * (h3s - h4s)) / G3))$; % Flujo de salida del jugo 1er vaso
 $cv3max = \text{par}(cv3s / 50^{\wedge}(vps - 1))$; % igual %
% $cv3max = \text{par}(cv3s / (vps))$; % lineal
 $Q3cs = \text{par}((U3 * 60 * At3 * (Tv2s - T3s) * (1 + Pec / 100)) / (dv2 * L2 + cpv2 * dv2 * ep2))$; % m³/min flujo de vapor de escape
 $E2 = Q2s - Q3cs$;
 $E2t = E2 * dv2 * 1e-3 * 60$;
 $Q3s = \text{par}(F2s * d2 * (1 - Bx2s / Bx3s) / dv3)$; % Flujo de vapor de salida del primer vaso
 $L3 = \text{Par}(2257.51 - 85.95 * \ln(P3d / 101300)) * 1e3$; % j/kg calor latente de vapor secundario
 $cp3 = \text{par}((1 - 0.0056 * Bx3s) * 1055.056 * 2.2 * 1.8)$; % j/Kg-°C jugo de salida
 $cpv3 = \text{par}((8.22 + 0.00015 * (Tv3s + 273) + 0.00000134 * (Tv3s + 273)^2) * 4.19 / 18 * 1e3)$; % j/Kg-°C vapor de salida vaso 1
Dr. Ma. Eugenia
 $cv2 = (18e-3 * cpv2 - 8.3144) / 18 * 1e3$; % j calor especifico del vapor a volumen constante.
 $At3 = \text{par}(3.1416 * h3s * dtub * ntub3)$; % m² OJO ver área de transferencia si abarca al tubo completo
 $U3B = \text{par}(13 * 0.45 / 1054.25 * (100 - (Bx3s + Bx2s) / 2) * ((Tv2s * 9/5 + 32) - 130) / (16000 * 2.8))$; % BTU/p2-oF-hrs,
k=16e3 o 20e3, o 22e3, segun el vaso de que se trate.
 $U3 = \text{par}(U3B / 0.18)$; % W/m²-°C coeficiente total de trans. calor.
% $U3B = \text{par}(49.2 * 9/5 * T3se / Bx3s) / 1.6$; % Btu/hrs-p2-oF, ecuación de los suecos
% $Tv2s = \text{par}(Tw2s + GS1)$; % 134 temp. del vapor de alimentación
 $T3s = \text{par}((F2s * Cp2 * d2 * T2s + (100 - Pev) / 100 * U3 * 60 * At3 * Tv2s - Q3s * (dv3 * I3 + cpv3 * ep3)) / (F3s * d3 * Cp3 + (100 - Pev) / 100 * U3 * 60 * At3))$;
 $ep3 = \text{par}(0.166 * (Bx3s / (100 - Bx3s))^{\wedge}1.1394 * ((273 + Tv3s) / 100)^{\wedge}1.9735 * 0.89^{\wedge}0.1237)$; % °C Elevación del pto. de ebul.
 $Tv3s = \text{par}(T3se)$; % °C temp. vapor secundario
 $Tv3ws = \text{par}(Tv3s - ep3)$; % temp. saturación vaso 1
 $P3as = \text{par}(dv3 / 18 * 1e3 * 1e-6 * 82.057 * (Tv3s + 273))$; % atm. presión vaso 1
 $P3s = \text{par}(P3as * 101300)$; % Pascal
 $T3se = \text{alb}(T3s \text{ par}:98)$;
 $als3 = \text{als}(T3s, T3se \text{ par}:0.0001, 1)$;
 $cm3 = cmai3 + cmv3$;
 $Vc3 = 3.1416 * dc3^2 * h3s / 4$; % m³
 $Vtubo3 = 3.1416 * dtubo^2 * h3s / 4$;



Vv3=Vc3-Vtubo3*ntub3;
cmv3=dv2*Vv3*cv2;
cmai3=dst*Vmai3*ntub3*cpai;
Vmai3=3.1416*(dtubo^2-dtub^2)/4*h3s;
Vtub3=par(3.1416*dtub^2*h3s/4);
V3s=par(1/3*Vtub3*ntub3);
cV03s=par(c3s*V3s);
TV03s=par(V3s*T3s*cp3*d3);
S3=Q3s*dv3/1000*60; % Ton/h de vapor secundario
Eco3=S3/S2;
P7s=101300; % pascal
% Vaso IV
% Condiciones iniciales para time=0;
Tw4s=par(99.65+28.75*ln(P3d/101300-0.1)+1.84*ln(P3d/101300-0.1)^2));%*(p0>1&p0<3); % oC
temp. vapor de escape saturado
d4=par((1000+Bx4s*(200+Bx4s)/54)*(1-0.036*(T4d-20)/(160-T4d)));%kg/m3 Densidad del jugo salida
dv4=par(P4d/(101300*82.0571*(273+Tv4s))*18*1e3); % Kg/m3 densidad de vapor secundario
dH2O4=par(4.9669/0.27788^(1+(1-(T4d+273)/647.13)^0.1874)*18); % Perry 99
G4=par(d4/dH2O4);
c4s=par(Bx4s/100*d4); % Kg/m3 conc. de salida al primer vaso
F4s=par(F3s*c3s/c4s); % m3/min flujo de salida del primer vaso
cv4s=par(F4s/sqrt((P4d-P5d+d4*9.8*1/3*(h4s-h5s))/G4)); % Flujo de salida del jugo 1er vaso
cv4max=par(cv4s/50^(vps-1)); % igual %
% cv4max=par(cv4s/(vps)); % lineal
Q4s=par(F3s*d3*(1-Bx3s/Bx4s)/dv4); % Flujo de vapor de salida del primer vaso
L4=Par((2257.51-85.95*ln(P4d/101300))*1e3);%(ps>1&ps<3), j/kg calor latente de vapor secundario
cp4=par((1-0.0056*Bx4s)*1055.056*2.2*1.8); % j/Kg-øC jugo de salida
cpv4=par((8.22+0.00015*(Tv4s+273)+0.00000134*(Tv4s+273)^2)*4.19/18*1e3); % j/Kg-øC vapor de salida vaso 1
Dr. Ma. Eugenia
cv3=(18e-3*cpv3-8.3144)/18*1e3; % j calor especifico del vapor a volumen constante.
At4=par(3.1416*h4s*dtub*ntub4); %m2 OJO ver area de transferencia si abarca al tubo completo
U4B=par(14*0.45/1054.25*(100-(Bx4s+Bx3s)/2)*((Tv3s*9/5+32)-130)/(16000*2.15)); % BTU/p2-oF-hrs, k=16e3 o 20e3,o 22e3, segun el vaso de que se trate.
U4=par(U4B/0.18); % W/m2-øC coeficiente total de trans. calor.
T4s=par((F3s*cp3*d3*T3s+(100-Pev)/100*U4*60*At4*Tv3s-Q4s*(dv4*14+cpv4*ep4))/(F4s*d4*Cp4+(100-Pev)/100*U4*60*At4));
ep4=par(0.166*(Bx4s/(100-Bx4s))^1.1394*((273+Tv4s)/100)^1.9735*0.89^0.1237); % øC Elevación del pto. de ebul.
Tv4s=par(T4se);% øC temp. vapor secundario
Tv4ws=par(Tv4s-ep4); % temp. saturación vaso 4
P4as=par(dv4/18*1e3*1e-6*82.057*(Tv4s+273)); % atm. Presión vaso 4
P4s=par(P4as*101300); % Pascal
T4se=alb(T4s par:80);
als4=als(T4s,T4se par:0.001,2);
cm4=cmai4+cmv4;
Vc4=3.1416*dc4^2*h4s/4; % m3
Vtubo4=3.1416*dtubo^2*h4s/4;
Vv4=Vc4-Vtubo4*ntub4;
cmv4=dv3*Vv4*cv3;
cmai4=dst*Vmai4*ntub4*cpai;
Vmai4=3.1416*(dtubo^2-dtub^2)/4*h4s;
Vtub4=par(3.1416*dtub^2*h4s/4);
V4s=par(1/3*Vtub4*ntub4);
cV04s=par(c4s*V4s);
TV04s=par(V4s*T4s*cp4*d4);
S4=Q4s*dv4/1000*60; % Ton/h de vapor secundario
Eco4=S4/S3;
% Vaso V
% Condiciones iniciales para time=0;



$T_{w5s} = \text{par}((99.65 + 28.75 * \ln(P_{4d}/101300 - 0.1) + 1.84 * \ln(P_{4d}/101300 - 0.1)^2)); \% * (p_0 > 1 \& p_0 < 3); \% \text{ oC}$
temp. vapor de escape saturado
 $d_5 = \text{par}((1000 + B_{x5s} * (200 + B_{x5s})/54) * (1 - 0.036 * (T_{5d} - 20)/(160 - T_{5d}))); \% \text{ kg/m}^3$ Densidad del jugo salida
 $dv_5 = \text{par}(P_{5d}/(101300 * 82.0571 * (273 + T_{v5s})) * 18 * 1e3); \% \text{ Kg/m}^3$ densidad de vapor del secundario
 $d_{H_2O5} = \text{par}(4.9669/0.27788^{(1 + (1 - (T_{5d} + 273)/647.13)^{0.1874}) * 18}); \% \text{ Perry } 99$
 $G_5 = \text{par}(d_5/d_{H_2O5});$
 $c_{5s} = \text{par}(B_{x5s}/100 * d_5); \% \text{ Kg/m}^3$ conc. de salida al primer vaso
 $F_{5s} = \text{par}(F_{4s} * c_{4s}/c_{5s}); \% \text{ m}^3/\text{min}$ flujo de salida del primer vaso
 $cv_{5s} = \text{par}(F_{5s}/\text{sqrt}((P_{5d} - P_{6d} + d_5 * 9.8 * 1/3 * (h_{5s} - h_{6s}))/G_5)); \% \text{ Flujo de salida del jugo 1er vaso}$
 $cv_{5max} = \text{par}(cv_{5s}/50^{(vps-1)}); \% \text{ igual } \%$
 $\% cv_{5max} = \text{par}(cv_{5s}/(vps)); \% \text{ lineal}$
 $Q_{5s} = \text{par}(F_{4s} * d_4 * (1 - B_{x4s}/B_{x5s})/dv_5); \% \text{ Flujo de vapor de salida del primer vaso}$
 $L_5 = \text{Par}((2257.51 - 85.95 * \ln(P_{5d}/101300)) * 1e3); \% (ps > 1 \& ps < 3), \text{ j/kg}$ calor latente de vapor secundario
 $cp_5 = \text{par}((1 - 0.0056 * B_{x5s}) * 1055.056 * 2.2 * 1.8); \% \text{ j/Kg-}\varnothing\text{C}$ jugo de salida
 $cp_{v5} = \text{par}(8.22 + 0.00015 * (T_{v5s} + 273) + 0.00000134 * (T_{v5s} + 273)^2) * 4.19/18 * 1e3); \% \text{ j/Kg-}\varnothing\text{C}$ vapor de salida vaso 1 Dr. Ma. Eugenia
 $cv_4 = (18e-3 * cp_{v4} - 8.3144)/18 * 1e3; \% \text{ j}$ calor especifico del vapor a volumen constante.
 $At_5 = \text{par}(3.1416 * h_{5s} * dtub * ntub_5); \% \text{ m}^2$ ver área de transferencia si abarca al tubo completo
 $U_5B = \text{par}(15 * 0.45/1054.25 * (100 - (B_{x5s} + B_{x4s})/2) * ((T_{v4s} * 9/5 + 32) - 130)/(16000 * 1.35)); \% \text{ BTU/p}^2\text{-oF-hrs}$, $k = 16e3$ o $20e3$, o $22e3$, segun el vaso de que se trate.
 $U_5 = \text{par}(U_5B/0.18); \% \text{ W/m}^2\text{-}\varnothing\text{C}$ coeficiente total de trans. calor.
 $T_{5s} = \text{par}((F_{4s} * Cp_4 * d_4 * T_{4s} + (100 - P_{ev})/100 * U_5 * 60 * At_5 * T_{v4s} - Q_{5s} * (dv_5 * 15 + cp_{v5} * ep_5))/(F_{5s} * d_5 * Cp_5 + (100 - P_{ev})/100 * U_5 * 60 * At_5));$
 $ep_5 = \text{par}(0.166 * (B_{x5s}/(100 - B_{x5s}))^{1.1394} * ((273 + T_{v5s})/100)^{1.9735} * 0.89^{0.1237}); \% \varnothing\text{C}$ Elevación del pto. de ebul.
 $T_{v5s} = \text{par}(T_{5se}); \% \varnothing\text{C}$ temp. vapor secundario
 $T_{v5ws} = \text{par}(T_{v5s} - ep_5); \% \text{ temp.}$ saturación vaso 4
 $P_{5as} = \text{par}(dv_5/18 * 1e3 * 1e-6 * 82.057 * (T_{v5s} + 273)); \% \text{ atm.}$ presión vaso 4
 $P_{5s} = \text{par}(P_{5as} * 101300); \% \text{ Pascal}$
 $T_{5se} = \text{alb}(T_{5s} \text{ par: } 70);$
 $als_5 = \text{als}(T_{5s}, T_{5se} \text{ par: } 0.0001, 1);$
 $cm_5 = c_{mai5} + c_{mv5};$
 $Vc_5 = 3.1416 * dc_5^2 * h_{5s}/4; \% \text{ m}^3$
 $Vtubo_5 = 3.1416 * dtubo^2 * h_{5s}/4;$
 $Vv_5 = Vc_5 - Vtubo_5 * ntub_5;$
 $cmv_5 = dv_4 * Vv_5 * cv_4;$
 $c_{mai5} = d_{st} * V_{mai5} * ntub_5 * cp_{ai};$
 $V_{mai5} = 3.1416 * (dtubo^2 - dtub^2)/4 * h_{5s};$
 $Vtub_5 = \text{par}(3.1416 * dtub^2 * h_{5s}/4);$
 $V_{5s} = \text{par}(1/3 * Vtub_5 * ntub_5);$
 $c_{V05s} = \text{par}(c_{5s} * V_{5s});$
 $TV_{05s} = \text{par}(V_{5s} * T_{5s} * cp_5 * d_5);$
 $S_5 = Q_{5s} * dv_5/1000 * 60; \% \text{ Ton/h}$ de vapor secundario
 $Eco_5 = S_5/S_4;$
 $\% \text{ Vaso VI}$
 $\% \text{ Condiciones iniciales para time}=0;$
 $T_{w6s} = \text{par}((99.65 + 28.75 * \ln(P_{5d}/101300 - 0.1) + 1.84 * \ln(P_{5d}/101300 - 0.1)^2)); \% * (p_0 > 1 \& p_0 < 3); \% \text{ oC}$
temp. vapor de escape saturado
 $d_6 = \text{par}((1000 + B_{x6s} * (200 + B_{x6s})/54) * (1 - 0.036 * (T_{6d} - 20)/(160 - T_{6d}))); \% \text{ kg/m}^3$ Densidad del jugo salida
 $dv_6 = \text{par}(P_{6d}/(101300 * 82.0571 * (273 + T_{v6s})) * 18 * 1e3); \% \text{ Kg/m}^3$ densidad de vapor secundario
 $d_{H_2O6} = \text{par}(4.9669/0.27788^{(1 + (1 - (T_{6d} + 273)/647.13)^{0.1874}) * 18}); \% \text{ Perry } 99$
 $G_6 = \text{par}(d_6/d_{H_2O6});$
 $c_{6s} = \text{par}(B_{x6s}/100 * d_6); \% \text{ Kg/m}^3$ conc. de salida vaso 6
 $F_{6s} = \text{par}(F_{5s} * c_{5s}/c_{6s}); \% \text{ m}^3/\text{min}$ flujo de salida vaso 6
 $cv_{6s} = \text{par}(F_{6s}/\text{sqrt}((P_{6d} - P_{7d} + d_6 * 9.8 * (1/3 * h_{6s} + h_{7s}))/G_6)); \% \text{ Flujo de salida del jugo 1er vaso}$
 $cv_{6max} = \text{par}(cv_{6s}/50^{(vps-1)}); \% \text{ igual } \%$
 $\% cv_{6max} = \text{par}(cv_{6s}/(vps)); \% \text{ lineal}$
 $Q_{6s} = \text{par}(F_{5s} * d_5 * (1 - B_{x5s}/B_{x6s})/dv_6); \% \text{ Flujo de vapor de salida del primer vaso}$
 $L_6 = \text{Par}((2257.51 - 85.95 * \ln(P_{6d}/101300)) * 1e3); \% (ps > 1 \& ps < 3), \text{ j/kg}$ calor latente de vapor secundario
 $cp_6 = \text{par}((1 - 0.0056 * B_{x6s}) * 1055.056 * 2.2 * 1.8); \% \text{ j/Kg-}\varnothing\text{C}$ jugo de salida



$cpv6=par((8.22+0.00015*(Tv6s+273)+0.00000134*(Tv6s+273)^2)*4.19/18*1e3);$ % j/Kg- ϕ C vapor de salida vaso 1 Dr. Ma. Eugenia
 $cv5=(18e-3*cpv5-8.3144)/18*1e3;$ % j calor especifico del vapor a volumen constante.
 $At6=par(3.1416*h6s*dtub*ntub6);$ %m2 OJO ver area de transferencia si abarca al tubo completo
 $U6B=par(16*0.45/1054.25*(100-(Bx6s+Bx5s)/2)*((Tv5s*9/5+32)-130)/(16000*0.7));$ % BTU/p2-oF-hrs, k=16e3 o 20e3, o 22e3, segun el vaso de que se trate.
% $U6B=par(49.2*9/5*T6se/Bx6s*2.4);$ % Btu/hrs -p2-oF, ecuación de los suecos
 $U6=par(U6B/0.18);$ % W/m2- ϕ C coeficiente total de trans. calor.
 $T6s=par((F5s*Cp5*d5*T5s+(100-Pev)/100*U6*60*At6*Tv5s-Q6s*(dv6*16+cpv6*ep6))/(F6s*d6*Cp6+(100-Pev)/100*U6*60*At6));$
 $ep6=par(0.166*(Bx6s/(100-Bx6s))^1.1394*((273+Tv6s)/100)^1.9735*0.89^0.1237);$ % ϕ C Elevación del pto. de ebul.
 $Tv6s=par(T6se);$ % ϕ C temp. vapor secundario
 $Tv6ws=par(Tv6s-ep6);$ % temp. saturación vaso 4
 $P6as=par(dv6/18*1e3*82.057*(Tv6s+273));$ % atm. presión vaso 4
 $P6s=par(P6as*101300);$ % Pascal
 $T6se=alb(T6s par:60.1);$
 $als6=als(T6s,T6se par:0.0001,1);$
 $cm6=cmai6+cmv6;$
 $Vc6=3.1416*dc6^2*h6s/4;$ % m3
 $Vtubo6=3.1416*dtubo^2*h6s/4;$
 $Vv6=Vc6-Vtubo6*ntub6;$
 $cmv6=dv5*Vv6*cv5;$
 $cmai6=dst*Vmai6*ntub6*cpai;$
 $Vmai6=3.1416*(dtubo^2-dtub^2)/4*h6s;$
 $Vtub6=par(3.1416*dtub^2*h6s/4);$
 $V6s=par(1/3*Vtub6*ntub6);$
 $cV06s=par(c6s*V6s);$
 $TV06s=par(V6s*T6s*cp6*d6);$
 $S6=Q6s*dv6/1000*60;$ % Ton/h de vapor secundario
 $Eco6=S6/S5;$
 $Cor1=cv1max+cv2max+cv3max+cv4max+cv5max+cv6max;$
 $Cor2=G1+G2+G3+G4+G5+G6;$ $Cor3=cml+cm2+cm3+cm4+cm5+cm6;$
 $Cor=Cor1+Cor2+Cor3;$
 $Dpv1=dpv(cor par:0.01,0.82,1,cor=);$

MODELO EN ESTADO DINAMICO DE LA ESTRATEGIA II

% Datos
 $T0s=110;$
 $T0=T0s;$
 $Bx0s=17;$ % Brix del jugo de entrada
 $Bx0=Bx0s*1.1;$
% $F0=F0s;$
 $F0s=0.499789;$ % m3/min
% $Q0=Q0s;$
 $Q0s=134.652;$
 $Tv0=Tv0s;$
 $E1=135.349;$ % m3/min
 $E2=45.8685;$ % m3/min
% Parámetros
 $At1=603.151;At2=361.686;At3=219.488;At4=76.8931;At5=99.8462;At6=100.994;$
 $c0s=169.845;c1s=251.198;c2s=340.407;c3s=448.498;c4s=539.036;c5s=631.134;c6s=811.449;$
 $cp0=3780.27;Cp1=3593.1;Cp2=3429.32;Cp3=3242.15;Cp4=3101.76;Cp5=2961.38;Cp6=2704.02;$
 $Cpv0=1976.4;Cpv1=1975.41;Cpv2=1972.71;Cpv3=1969.92;$
 $Cpv4=1965.97;Cpv5=1963.36;Cpv6=1959.66;$
 $cv1max=0.0145819;cv2max=0.0112234;cv3max=0.0102778;cv4max=0.00941739;cv5max=0.00619582;$
 $cv6max=0.00371419;$



$c_{m1}=1.35246e6; c_{m2}=8.07678e5; c_{m3}=4.89117e5; c_{m4}=1.71626e5; c_{m5}=2.22321e5; c_{m6}=2.252552e5;$
 $d_0=999.088; d_1=1004.79; d_2=1063.77; d_3=1121.24; d_4=1171.82; d_5=1213.72; d_6=1288.02;$
 $dv_0=1.247; dv_1=0.683392; dv_2=0.544981; dv_3=0.400007; dv_4=0.302955; dv_5=0.206497; dv_6=0.0249653;$
 $dtub=0.0369;$
 $dtubo=0.0381;$
 $ep_1=0.697949; ep_2=0.984099; ep_3=1.38701; ep_4=1.69103; ep_5=2.10036; ep_6=3.22385;$
 $GS_0=par(0/1.8);$ % grados de sobrecalentamiento ϕC
 $G_1=1.06694; G_2=1.1199; G_3=1.1715; G_4=1.21102; G_5=1.24553; G_6=1.30835; G_0=1.0608;$
 $h_{1s}=2.276; h_{2s}=1.950; h_{3s}=1.932; h_{4s}=1.65; h_{5s}=1.65; h_{6s}=1.65; h_{7s}=1.0;$
 $ntub_1=2286; ntub_2=1600; ntub_3=980; ntub_4=402; ntub_5=522; ntub_6=528;$
 $K_{sm}=1/0.8;$ % 12 psig o 0.8 Kgf/cm²; Ganancia del servomotor % de desplazamiento/Kgf/cm² de presión de aire
 $L_0=2.18749e6; L_1=2.24006e6; L_2=2.26166e6; L_3=2.29058e6; L_4=2.31799e6; L_5=2.35343e6; L_6=2.5388e6$
 $P_{ev}=15;$ % pérdidas en el vaso
 $P_{ec}=5;$ % pérdidas en la calandria
 $pv_{1s}=0.2+(vp_{1s}-0)/K_{sm}; pv_{0s}=0.2+(vp_{0s}-0)/K_{sm};$ % Kgf/cm² rango de 0.2 a 1 Kgf/cm²
 $pv_{2s}=0.2+(vp_{2s}-0)/K_{sm}; pv_{3s}=0.2+(vp_{3s}-0)/K_{sm}; pv_{4s}=0.2+(vp_{4s}-0)/K_{sm};$
 $pv_{5s}=0.2+(vp_{5s}-0)/K_{sm}; pv_{6s}=0.2+(vp_{6s}-0)/K_{sm};$
 $P_0=par(18.5+14.7); PH=350000;$ % psi vapor de escape
 $P_{1s}=124110; P_{2s}=96530; P_{3s}=68950; P_{4s}=50118.5; P_{5s}=33186.6; P_{6s}=3839.69; P_{7s}=85113;$
 $Q_{1s}=233.814; Q_{2s}=136.291; Q_{3s}=132.633; Q_{4s}=91.3682; Q_{5s}=103.113; Q_{6s}=1141.7;$
 $T_{1s}=120.263; T_{2s}=110.555; T_{3s}=100.262; T_{4s}=85.2335; T_{5s}=75.0121; T_{6s}=60.0482;$
 $Tv_{0s}=124.294; Tv_{1s}=120.263; Tv_{2s}=110.555; Tv_{3s}=100.262; Tv_{4s}=85.234; Tv_{5s}=75.0126; Tv_{6s}=60.0482;$
 $taov_1=0.333; taov_0=0.333;$ % min constante de tiempo de la válvula de control vc23
 $taov_2=0.333; taov_3=0.333; taov_4=0.333; taov_5=0.333; taov_6=0.333;$
 $U_1=2398.26; U_2=681.775; U_3=783.718; U_4=751.155; U_5=730.279; U_6=845.791;$
 $vp_{1s}=0.5; vp_{0s}=0.5;$ % abertura nominal Rango de 0 a 100%
 $vp_{2s}=0.5; vp_{3s}=0.5; vp_{4s}=0.5; vp_{5s}=0.5; vp_{6s}=0.5;$
 $V_{1s}=1.85469; V_{2s}=1.11218; V_{3s}=0.674925; V_{4s}=0.236446; V_{5s}=0.307027; V_{6s}=0.310556;$
 $mi_{1s}=4+(pv_{1s}-0.2)/K_t;$ % señal de salida del regulador automático cuando el error es 0(bias)
 $mi_{2s}=4+(pv_{2s}-0.2)/K_t; mi_{3s}=4+(pv_{3s}-0.2)/K_t; mi_{4s}=4+(pv_{4s}-0.2)/K_t; mi_{5s}=4+(pv_{5s}-0.2)/K_t;$
 $mi_{6s}=4+(pv_{6s}-0.2)/K_t; mi_{0s}=4+(pv_{0s}-0.2)/K_t;$
 $K_t=0.8/16;$ % ganancia del convertidor electro neumático
 $h_{1ms}=12; h_{0ms}=12;$ % señal de salida del transmisor de nivel en estado estacionario
 $h_{2ms}=h_{1ms}; h_{3ms}=h_{1ms}; h_{4ms}=h_{1ms}; h_{5ms}=h_{1ms}; h_{6ms}=h_{1ms};$
% Condiciones iniciales
 $cV_{01s}=par(c_{1s}*V_{1s});$
 $TV_{01s}=par(V_{1s}*T_{1s}*cp_1*d_1);$
 $cV_{02s}=par(c_{2s}*V_{2s});$
 $TV_{02s}=par(V_{2s}*T_{2s}*cp_2*d_2);$
 $cV_{03s}=par(c_{3s}*V_{3s});$
 $TV_{03s}=par(V_{3s}*T_{3s}*cp_3*d_3);$
 $cV_{04s}=par(c_{4s}*V_{4s});$
 $TV_{04s}=par(V_{4s}*T_{4s}*cp_4*d_4);$
 $cV_{05s}=par(c_{5s}*V_{5s});$
 $TV_{05s}=par(V_{5s}*T_{5s}*cp_5*d_5);$
 $cV_{06s}=par(c_{6s}*V_{6s});$
 $TV_{06s}=par(V_{6s}*T_{6s}*cp_6*d_6);$
% Tanque de alimentación
 $dhta=(1/Ata*(Fta-F_0))*(hta>0.001);$
 $hta=int(dhta par:htas);$
 $htad=3.87;$ % m
 $htas=par(0.7*htad);$
 $Dta=1.25;$ % m
 $Ata=Dta^2/4*3.1416;$ % m²
 $Fta=F_0s;$
% Sistema Override
 $Q_0=Q_{0ov};$ % *(hta>=htamin)*(hta<=htamax)+Q_{0ov}*((hta>htamax)+(hta<htamin));
 $htamin=0.2*htad;$
 $htamax=0.9*htad;$



```
Q0ov=Q0s-Kcta*Ehta;%-Kcta/taoita*Ita;
Ita=int(Ehta par:0);
Ehta=htas-hta;
Kcta=10;
taoita=2;
% Vaso 1
% Balance total de masa
dVo1=1/d1*(F0*d0-F1*d1-Q1*dv1);
V1=int(dVo1 par:V1s);
h1=4*V1/(3.1416*dtub^2*ntub1);
% Balance de Brix
dcVo1=F0*c0-F1*c1;
c0=Bx0/100*d0;
cVo1=int(dcVo1 par:cV01s);
c1=cVo1/V1;
Bx1=c1/d1*100;
% Flujo de salida
F1=cv1*sqrt((P1-P2+d1*9.8*(h1-h2))/G1);
% Flujo de entrada
F0=cv0*sqrt(0.3*(PH-P1-d0*9.8*h1)/G0);
cv0max=cv0s/50^(vp0s-1); % igual %
cv0s=F0s/sqrt(0.3*(PH-P1s+d0*9.8*1/3*h1s)/G0);
% Válvula de control de nivel del vaso1
dvp0=1/taov0*(Ksm*(pv0-pv0s)-(vp0-vp0s));
vp0d=int(dvp0 par:0);
vp0=vp0d+vp0s;
cv0=cv0max*50^(vp0-1); % igual %
% cv0=cv0max*vp0; % lineal
pv0=pv0s+Kt*(mi0-mi0s);
mi0=mi0s+Kc0*Er0;%-Kc/taoi*I1;
I0=int(Er0 par:0);
Er0=1/3*(h1s-h1s)*Km0-(h0m-h0ms);
h0m=h0ms+Km0*(h1-1/3*h1s);
Km0=16/(2/3*h1s);
Kc0=10;
taoi0=2;
% Válvula de control del nivel del vaso2
dvp1=1/taov1*(Ksm*(pv1-pv1s)-(vp1-vp1s));
vp1d=int(dvp1 par:0);
vp1=vp1d+vp1s;
cv1=cv1max*50^(vp1-1); % igual %
% cv23=cv23max*vp23; % lineal
pv1=pv1s+Kt*(mi1-mi1s);
mi1=mi1s+Kc1*Er1;%-Kc/taoi*I1;
I1=int(Er1 par:0);
Er1=1/3*(h2s-h2s)*Kml-(h1m-h1ms);
h1m=h1ms+Kml*(h2-1/3*h2s);
Kml=16/(2/3*h2s);
Kc1=10;
taoi=2;
% Balance de energía
dTVo1=F0*d0*cp0*T0-Q1*(dv1*L1+cpv1*ep1)-F1*d1*cp1*T1+(100-Pev)/100*QT1;
QT1=U1*At1*(Tv0c-T1)*60;
TVo1=int(dTVo1 par:TV01s);
T1=TVo1/(cp1*V1*d1);
Q1=Kq1*(0.99*P1);%*sqrt(0.95*P1);
Kq1=Q1s/(0.99*P1s);%sqrt(0.95*P1s);
P1a=dv1/18*1e3*1e-6*82.057*(Tv1+273); % atm.
P1=P1a*101300; % Pascal
% Balance de energía en la calandria vaso 1
```



```
dTv0=1/cm1*(Q0*dv0*(L0+cpv0*Gs0)-QT1*(1+Pec/100));
Tv0c=int(dTv0 par:Tv0s);
% Temperatura del vapor del primer vaso
Tv1=T1; % Se asume que la temperatura del vapores igual a la del jugo que sale.
% Vaso 2
% Balance total de masa vaso 2
dVo2=1/d2*(F1*d1-F2*d2-Q2*dv2);
V2=int(dVo2 par:V2s);
h2=4*V2/(3.1416*dtub^2*ntub2);
% Balance de Brix vaso 2
dcVo2=F1*c1-F2*c2;
cVo2=int(dcVo2 par:cV02s);
c2=cVo2/V2;
Bx2=c2/d2*100;
% Flujo de salida del vaso 2
F2=cv2*sqrt((P2-P3+d2*9.8*(h2-h3))/G2);
% Válvula de control del nivel en el vaso 3
dvp2=1/taov2*(Ksm*(pv2-pv2s)-(vp2-vp2s));
vp2d=int(dvp2 par:0);
vp2=vp2d+vp2s;
cv2=cv2max*50^(vp2-1); % igual %
% cv2=cv2max*vp2;%lineal
pv2=pv2s+Kt*(mi2-mi2s);
mi2=mi2s+Kc2*Er2;%-Kc/taoi2*I2;
I2=int(Er2 par:0);
Er2=1/3*(h3s-h3s)*Km2-(h2m-h2ms);
h2m=h2ms+Km2*(h3-1/3*h3s);
Km2=16/(2/3*h3s);
Kc2=10;
taoi2=2;
% Balance de energía en el vaso 2
dTVo2=F1*d1*cp1*T1-Q2*(dv2*L2+cpv2*ep2)-F2*d2*cp2*T2+(100-Pev)/100*QT2;
QT2=U2*At2*(Tv2c-T2)*60;
TVo2=int(dTVo2 par:TV02s);
T2=TVo2/(cp2*V2*d2);
Q2=Kq2*0.99*P2;%sqrt(0.99*P2);
Kq2=Q2s/(0.99*P2s);%sqrt(0.95*P2s);
P2a=dv2/18*1e3*1e-6*82.057*(Tv2+273); % atm.
P2=P2a*101300; % Pascal
% Balance de energía en la calandria del vaso 2
dTv2=1/cm2*(Q2c*dv1*(L1+cpv1*ep1)-QT2*(1+Pec/100));
Tv2c=int(dTv2 par:Tv1s);
Q2c=Q1-E1;
P2ca=dv1/18*1e3*1e-6*82.057*(Tv2c+273); % atm.
P2c=P2ca*101300; % Pascal
% Temperatura del vapor del vaso 2
Tv2=T2; % Se asume que la temperatura del vapores igual a la del jugo que sale.
% Vaso 3
% Balance total de masa
dVo3=1/d3*(F2*d2-F3*d3-Q3*dv3);
V3=int(dVo3 par:V3s);
h3=4*V3/(3.1416*dtub^2*ntub3);
% Balance de Brix
dcVo3=F2*c2-F3*c3;
cVo3=int(dcVo3 par:cV03s);
c3=cVo3/V3;
Bx3=c3/d3*100;
% Flujo de salida del vaso 3
F3=cv3*sqrt((P3-P4+d3*9.8*(h3-h4))/G3);
% Válvula de control del nivel en el vaso 4
```



$dvp3=1/taov3*(Ksm*(pv3-pv3s)-(vp3-vp3s));$
 $vp3d=int(dvp3 \text{ par:}0);$
 $vp3=vp3d+vp3s;$
 $cv3=cv3max*50^(vp3-1); \% \text{ igual } \%$
 $\% cv3=cv3max*vp3;\% \text{ lineal}$
 $pv3=pv3s+Kt*(mi3-mi3s);$
 $mi3=mi3s+Kc3*Er3;\% -Kc3/taoi2*I2;$
 $I3=int(Er3 \text{ par:}0);$
 $Er3=1/3*(h4s-h4s)*Km3-(h3m-h3ms);$
 $h3m=h3ms+Km3*(h4-1/3*h4s);$
 $Km3=16/(2/3*h4s);$
 $Kc3=10;$
 $taoi3=2;$
 $\% \text{ Balance de energía en el vaso 3}$
 $dTVo3=F2*d2*cp2*T2-Q3*(dv3*L3+cpv3*ep3)-F3*d3*cp3*T3+(100-Pev)/100*QT3;$
 $QT3=U3*At3*(Tv3c-T3)*60;$
 $TVo3=int(dTVo3 \text{ par:}TV03s);$
 $T3=TVo3/(cp3*V3*d3);$
 $Q3=Kq3*0.99*P3;\% \text{ sqrt}(0.95*P3);$
 $Kq3=Q3s/(0.99*P3s);\% \text{ sqrt}(0.95*P3s);$
 $P3a=dv3/18*1e3*1e-6*82.057*(Tv3+273); \% \text{ atm.}$
 $P3=P3a*101300; \% \text{ Pascal}$
 $\% \text{ Balance de energía en la calandria vaso 3}$
 $dTv3=1/cm3*(Q3c*dv2*(L2+cpv2*Ep2)-QT3*(1+Pec/100));$
 $Tv3c=int(dTv3 \text{ par:}Tv2s);$
 $Q3c=Q2-E2;$
 $\% \text{ Temperatura del vapor del primer vaso}$
 $Tv3=T3;$
 $\% \text{ Vaso 4}$
 $\% \text{ Balance total de masa}$
 $dVo4=1/d4*(F3*d3-F4*d4-Q4*dv4);$
 $V4=int(dVo4 \text{ par:}V4s);$
 $h4=4*V4/(3.1416*dtub^2*ntub4);$
 $\% \text{ Balance de Brix}$
 $dcVo4=F3*c3-F4*c4;$
 $cVo4=int(dcVo4 \text{ par:c}V04s);$
 $c4=cVo4/V4;$
 $Bx4=c4/d4*100;$
 $\% \text{ Flujo de salida del vaso 5}$
 $F4=cv4*\text{sqrt}((P4-P5+d4*9.8*(h4-h5))/G4);$
 $\% \text{ Válvula de control del nivel en el vaso 5}$
 $dvp4=1/taov4*(Ksm*(pv4-pv4s)-(vp4-vp4s));$
 $vp4d=int(dvp4 \text{ par:}0);$
 $vp4=vp4d+vp4s;$
 $cv4=cv4max*50^(vp4-1); \% \text{ igual } \%$
 $\% cv4=cv4max*vp4;\% \text{ lineal}$
 $pv4=pv4s+Kt*(mi4-mi4s);$
 $mi4=mi4s+Kc4*Er4;\% -Kc4/taoi4*I4;$
 $I4=int(Er4 \text{ par:}0);$
 $Er4=1/3*(h5s-h5s)*Km4-(h4m-h4ms);$
 $h4m=h4ms+Km4*(h5-1/3*h5s);$
 $Km4=16/(2/3*h5s);$
 $Kc4=10;$
 $taoi4=2;$
 $\% \text{ Balance de energía en el vaso 4}$
 $dTVo4=F3*d3*cp3*T3-Q4*(dv4*L4+cpv4*Ep4)-F4*d4*cp4*T4+(100-Pev)/100*U4*At4*(Tv4c-T4)*60;$
 $QT4=U4*At4*(Tv4c-T4)*60;$
 $TVo4=int(dTVo4 \text{ par:}TV04s);$
 $T4=TVo4/(cp4*V4*d4);$



$Q4=Kq4*0.99*P4;\% \text{sqrt}(0.95*P4);$
 $Kq4=Q4s/(0.99*P4s); \% \text{sqrt}(0.95*P4s);$
 $P4a=dv4/18*1e3*1e-6*82.057*(Tv4+273); \% \text{ atm.}$
 $P4=P4a*101300; \% \text{ Pascal}$
% Balance de energía en la calandria del vaso 4
 $dTv4=1/cm4*(Q3*dv3*(L3+cpv3*Ep3)-QT4*(1+Pec/100));$
 $Tv4c=Tv3;\% \text{int}(dTv4 \text{ par:}Tv3s);$
% Temperatura del vapor del vaso 4
 $Tv4=T4; \% \text{ Se asume que la temperatura del vapores igual a la del jugo que sale.}$
% Vaso 5
% Balance total de masa
 $dVo5=1/d5*(F4*d4-F5*d5-Q5*dv5);$
 $V5=\text{int}(dVo5 \text{ par:}V5s);$
 $h5=4*V5/(3.1416*dtub^2*ntub5);$
% Balance de Brix
 $dcVo5=F4*c4-F5*c5;$
 $cVo5=\text{int}(dcVo5 \text{ par:c}V05s);$
 $c5=cVo5/V5;$
 $Bx5=c5/d5*100;$
% Flujo de salida del vaso 6
 $F5=cv5*\text{sqrt}((P5-P6+d5*9.8*(h5-h6))/G5);$
% Válvula de control del nivel vaso 6
 $dvp5=1/taov5*(Ksm*(pv5-pv5s)-(vp5-vp5s));$
 $vp5d=\text{int}(dvp5 \text{ par:}0);$
 $vp5=vp5d+vp5s;$
 $cv5=cv5max*50^(vp5-1); \% \text{ igual } \%$
% $cv5=cv5max*vp5;\% \text{ lineal}$
 $pv5=pv5s+Kt*(mi5-mi5s);$
 $mi5=mi5s+Kc5*Er5;\% -Kc5/taoi5*I5;$
 $I5=\text{int}(Er5 \text{ par:}0);$
 $Er5=1/3*(h6s-h6s)*Km5-(h5m-h5ms);$
 $h5m=h5ms+Km5*(h6-1/3*h6s);$
 $Km5=16/(2/3*h6s);$
 $Kc5=10;$
 $taoi5=2;$
% Balance de energía en vaso 5
 $dTVo5=F4*d4*cp4*T4-Q5*(dv5*15+cpv5*ep5)-F5*d5*cp5*T5+(100-Pev)/100*QT5;$
 $QT5=U5*At5*(Tv5c-T5)*60;$
 $TVo5=\text{int}(dTVo5 \text{ par:}TV05s);$
 $T5=TVo5/(cp5*V5*d5);$
 $Q5=Kq5*(0.99*P5);\% \text{sqrt}(0.95*P5);$
 $Kq5=Q5s/(0.99*P5s);\% \text{sqrt}(0.95*P5s);$
 $P5a=dv5/18*1e3*1e-6*82.057*(Tv5+273); \% \text{ atm. presión vaso 1}$
 $P5=P5a*101300; \% \text{ Pascal}$
% Balance de energía en la calandria del vaso 5
 $dTv5=1/cm5*(Q4*dv4*(L4+cpv4*ep4)-QT5*(1+Pec/100));$
 $Tv5c=Tv4;\% \text{int}(dTv5 \text{ par:}Tv4s);$
 $Tv5cs=\text{par}(Tv4s-ep4);$
% Temperatura del vapor del vaso 5
 $Tv5=T5; \% \text{ Se asume que la temperatura del vapores igual a la del jugo que sale.}$
% Vaso 6
% Balance total de masa
 $dVo6=1/d6*(F5*d5-F6*d6-Q6*dv6);$
 $V6=\text{int}(dVo6 \text{ par:}V6s);$
 $h6=4*V6/(3.1416*dtub^2*ntub6);$
% Balance de Brix
 $dcVo6=F5*c5-F6*c6;$
 $cVo6=\text{int}(dcVo6 \text{ par:c}V06s);$
 $c6=cVo6/V6;$
 $Bx6=c6/d6*100;$



```
Bx6s=c6s/d6*100;
% Flujo de salida del primer vaso
F6=cv6*sqrt((P6s-P7s+d6*9.8*(h6+h7s))/G6);
% Válvula de control del Brix en el vaso6 salida
dvp6=1/taov6*(Ksm*(pv6-pv6s)-(vp6-vp6s));
vp6d=int(dvp6 par:0);
vp6=vp6d+vp6s;
cv6=cv6max*50^(vp6-1); % igual %
% cv6=cv6max*vp6;% lineal
pv6=pv6s+Kt*(mi6-mi6s);
mi6=mi6s-Kc6*Er6-Kc6/taoi6*I6-Kc6*taod*Dc6;
I6=int(Er6 par:0);
Dc6=dif(Er6 par:0);
Er6=(Bx6s-Bx6s)*Km6-(Bx6m-Bx6ms);
Bx6ms=12;
Bx6m=Bx6ms+Km6*(Bx6-Bx6s);
Km6=16/(1.5*Bx6s-40);
Kc6=6.8;%5;
taoi6=1.5;%5;
taod=0.25;%0.5;
Ise=int((Bx6-Bx6s)^2 par:0);
% Balance de energía en el vaso6
dTVo6=F5*d5*cp5*T5-Q6*(dv6*L6+cpv6*ep6)-F6*d6*cp6*T6+(100-Pev)/100*QT6;
QT6=U6*At6*(T5-T6)*60;
TVo6=int(dTVo6 par:TV06s);
T6=TVo6/(cp6*V6*d6);
Q6=Kq6*(0.99*P6);%sqrt(0.95*P6s);
Kq6=Q6s/(0.99*P6s);%sqrt(0.95*P6s);
P6a=dv6/18*1e3*1e-6*82.057*(Tv6+273); % atm.
P6=P6a*101300; % Pascal
% Balance de energía en la calandria vaso 6
dTv6=1/cm6*(Q5*dv5*(L5+cpv5*ep5)-QT6*(1+Pec/100));
Tv6c=Tv5;%int(dTv6 par:Tv5s);
% Temperatura del vapor del vaso 6
Tv6=T6; % Se asume que la temperatura del vapores igual a la del jugo que sale.
% DAO
Dao1=dao(1,Bx1,Bx6,F6,Q6,T6,h6 par:E2);
% display
% dpv1=dpv(ep1 par:0.01,0.85,1,Ep1=);
% dpv2=dpv(Eco par:0.3,0.85,1,Eco1=);
```



CARACTERISTICAS TECNICAS DE LOS EQUIPOS FIELDBUS FOUNDATION

LD302, TRANSMISOR DE PRESION FIELDBUS

Características Técnicas

Table with technical specifications for the LD302 transmitter, including Process Fluid, Output Signal, Power Supply, Indicator, Hazardous Area, Certifications, Temperature Limits, Turn-on Time, and Volumetric Displacement.

Código

MODEL DIFFERENTIAL, GAGE, ABSOLUTE AND HIGH STATIC PRESSURE TRANSMITTERS LD302

Ordering code table for differential, gage, absolute, and high static pressure transmitters. It lists various options for diaphragm material, flange/adaptor, wetted O-rings, drain/vent position, local indicator, process connections, electrical connections, and mounting brackets.

LD302 - D2 1 1 1 B U 1 0 0 2 / ** TYPICAL MODEL NUMBER. (1) The upper range limit can be extended to 1.2 times with small degradation of accuracy. **Means NACE material recommendations per MR-01-75. ***Leave blank for no optional items.

Ordering Code

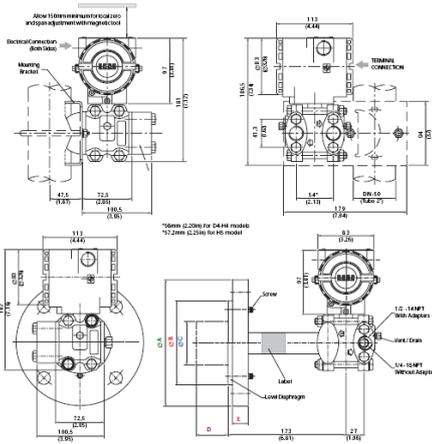
MODEL LEVEL TRANSMITTERS LD302

Ordering code table for level transmitters. It lists options for range, diaphragm material, flange/adaptor, wetted O-rings, drain/vent position, local indicator, process connections, electrical connections, process connection (high side), extension length, diaphragm material (high side), and fill fluid (high side).

LD302 - L2 1 1 1 B U 1 0 0 2 2 1 / ** TYPICAL MODEL NUMBER. (1) The upper range limit can be extended to 1.2 times with small degradation of accuracy. **Means NACE material recommendations per MR-01-75. ***Leave blank for no optional items.



Dimensiones



Dimensions for LD302L

Nominal Flange Size	Rating	A	B	C	E	Nº Bolt Holes
2"	150 lb	152	92	48	22	4
2"	300 lb	165	92	48	23	8
2"	600 lb	165	92	48	32	8
3"	150 lb	190	127	73	24	4
3"	300 lb	210	127	73	29	8
4"	150 lb	229	157	96	24	8
4"	300 lb	254	157	96	32	8
DN50	PN10/40	165	102	48	22	4
DN80	PN25/40	200	127	73	22	8
DN100	PN10/16	220	157	96	18	8
DN100	PN25/40	235	157	96	22	8

Dimension "D" - Extension: 0, 50, 100, 150 or 200 mm

TT302, TRANSMISORES DE TEMPERATURA

Características Técnicas

Inputs Signal	See following table for options.
Output Signal	Digital only. FOUNDATION™, 31.25 kbit/s voltage mode with bus power.
Power Supply	Bus powered: 9 - 32 Vdc. Current consumption quiescent 12 mA.
Indicator	Optional 4½-digit numerical and 5-character alphanumeric LCD indicator.
Hazardous Area Certifications	Explosion proof, weather proof and intrinsically safe (CENELEC and FM standards).
Temperature Limits	Ambient: -40 to 85 °C (-40 to 185 °F). Storage: -40 to 100 °C (-40 to 212 °F). Display: -10 to 60 °C (14 to 140 °F) operation. -40 to 85 °C (-40 to 185 °F) without damage.
Humidity Limits	10 to 60% RH.
Turn-on Time	Approximately 10 seconds.
Update Time	Approximately 0.2 second.
Configuration	Basic configuration may be done using local adjustment magnetic tool if device is fitted with display. Complete configuration is possible using remote configurator.

SENSOR	TYPE	2, 3 or 4 WIRES			DIFFERENTIAL				
		RANGE (°C)	RANGE (°F)	MINIMUM SPAN (°C)	ACCURACY (°C)	RANGE (°C)	MINIMUM SPAN (°C)	RANGE (°F)	ACCURACY (°C)
RTD	Cu10 GE	-20to250	-4to482	50	±1.0	-270to270	-454to518	50	±2.0
	Ni120 DIN	-50to270	-59to518	5	±0.1	-320to320	-544to608	5	±0.5
	Pt50 IEC	-200to850	-328to1562	10	±0.25	-1050to1050	-1889to1922	10	±1.0
	Pt100 IEC	-200to850	-328to1562	10	±0.2	-1050to1050	-1889to1922	10	±1.0
	Pt300 IEC	-200to450	-328to842	10	±0.25	NA	NA	NA	NA
	Pt50 JIS	-200to600	-328to1112	10	±0.25	-850to850	-1408to1562	10	±1.0
THERMO-COUPLE	Pt100 JS	-200to600	-328to1112	10	±0.25	-800to800	-1408to1472	10	±1.5
	B NBS	+100to1900	+212to3272	50	±0.5*	-1000to1900	-2849to2912	60	±1.0*
	E NBS	-100to1000	-148to1832	20	±0.2	-1100to1100	-1948to2012	20	±1.0
	J NBS	-150to750	-238to1382	30	±0.3	-900to900	-1568to1652	30	±0.6
	K NBS	-200to1350	-328to2462	60	±0.6	-1550to1550	-2758to2822	60	±1.2
	N NBS	-100to1300	-148to2372	50	±0.5	-1400to1400	-2488to2552	50	±1.0
	R NBS	0to1750	32to3182	40	±0.4	-1750to1750	-3118to3182	40	±2.0
	S NBS	0to1750	32to3182	40	±0.4	-1750to1750	-3118to3182	40	±2.0
	T NBS	-200to400	-328to752	15	±0.15	-600to600	-1048to1112	15	±0.8
	L DIN	-200to900	-328to1652	35	±0.35	-1100to1100	-1948to2012	35	±0.7
U DIN	-200to900	-328to1652	50	±0.5	-800to800	-1408to1472	50	±2.5	

* Not applicable below 440°C
NA Not applicable.

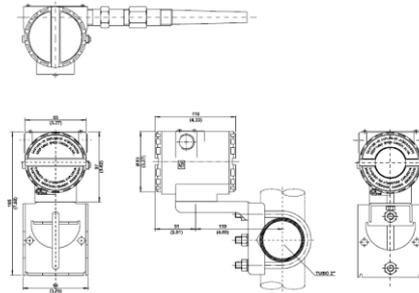
Código

MODEL	FIELD BUS TEMPERATURE TRANSMITTER
TT302	
CODE	Local Indicator
0	Without Indicator
1	With Digital Indicator
CODE	Mounting Bracket for 2" Pipe Mounting
0	Without Bracket
1	Carbon Steel Bracket
2	316 SST Bracket
CODE	Electrical Connections
0	1/2-14 NPT
A	M20 x 1.5
B	Pg13.5 DIN
CODE	Optional Items*
H1	316 SST Housing
A1	316 SST Bolts
ZZ	Special Options - Specify

TT302 - 1 - 1 - 0 / * ← TYPICAL MODEL NUMBER
* Leave it blank for no optional items.



Dimensiones



FY302, POSICIONADOR DE LA VALVULA

Características Técnicas

Travel	Linear Motion: 10 - 100 mm. Rotary Motion: 30 - 120° Rotation Angle.	Temperature Limits	Operation: -40 to 85°C (-40 to 185°F). Storage: -40 to 90°C (-40 to 194°F). Display: -10 to 60°C (-14 to 140°F) operation -40 to 85°C (-40 to 185°F) without damage.
Input Signal	Digital only. FOUNDATION™Fieldbus. 31.25 Kbits/s voltage mode with bus power.	Humidity Limits	0 to 100% RH.
Output	Output to actuator 0 - 100% supply air pressure. Single or double-action.	Turn-on Time	Approximately 10 seconds.
Power Supply	Bus powered: 9-32 Vdc. Quiescent current consumption 12 mA.	Update Time	Approximately 0.2 second.
Pressure Supply	1.4 - 7 bar (20-100 psi) free of oil, dust and water.	Flow Characterization	Linear, equal percentage, quick opening and customer configuration through fieldbus communication from, e.g., a PC or by the local adjustment switches.
Indication	Optional 4½-digit numerical and 5-character alphanumeric LCD indicator.	Gain	Through software or locally adjustable.
Hazardous Location Certification	Explosion proof, weather proof and intrinsically safe (CENELEC and FM standards pending).	Travel Time	Through software or locally adjustable.
		Actual Position Sensing	Magnet (Non-contact) via Hall Effect.

Código

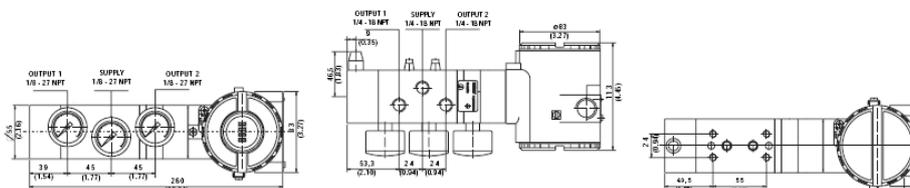
MODEL FY302 FIELDBUS VALVE POSITIONER

CODE	Digital Local Indicator
0	Without Digital Indicator
1	With Digital Indicator
CODE	Mounting Bracket**
0	Without Bracket
1	With Bracket
CODE	Electrical Connections
0	½ - 14 NPT
A	M20 x 1.5
B	Pg 13.5 DIN
CODE	Type of Magnet Coupling
1	For Rotary - Single Action
2	For Rotary - Double Action
3	For Linear Stroke Up to 15mm - Single Action
4	For Linear Stroke Up to 15mm - Double Action
5	For Linear Stroke Up to 50mm - Single Action
6	For Linear Stroke Up to 50mm - Double Action
7	For Linear Stroke Up to 100mm - Single Action
8	For Linear Stroke Up to 100mm - Double Action
Z	Others Specify
CODE	Pressure Gauge
0	Without Gauge
1	With Gauge - Input
2	With Gauge - Output 1
3	With 2 Gauges - Input and Output 1
4	With 2 Gauges - Output 1 and 2
5	With 3 Gauges
Z	Others Specify
CODE	Optional Items *
ZZ	Special Options - Specify

FY302 - 1 0 - 1 1 0 / * ← TYPICAL MODEL NUMBER

*Leave blank for no optional items.
**Use separate ordering code.

Dimensiones





DT302, TRANSMISORES DE DENSIDAD/CONCENTRACION

Características Técnicas

Input Signal Ranges	Density value: Range 1: 0.5 to 1.5 g/cm ³ . Range 2: 1.0 to 2.5 g/cm ³ . Range 3: 2.0 to 5.0 g/cm ³ .
Temperature	Pt 100 -40 to 300 °C (-40 to 572 °F).
Output Signal	Digital, only Foundation™ Fieldbus, 31.25 kbit/s voltage mode with bus power.
Power Supply	Bus powered: 9 - 32 Vdc. Quiescent current consumption: 12 mA.
Indicator	4 ½-digit numerical and 5-character alphanumeric LCD indicator.
Hazardous Area Certifications	Explosion proof, weather proof and intrinsically safe (CENELEC and FM standards pending).
Temperature Limits	Ambient: -40 to 85 °C (-40 to 185 °F). Process: -40 to 300 °C (-40 to 572 °F). Storage: -40 to 100 °C (-40 to 212 °F). Digital Display: -10 to 60 °C (14 to 140 °F) normal operation. -40 to 85 °C (-40 to 185 °F) without damage.
Static Pressure Limit	1.7 Mpa (17 kgf/cm ²).
Turn-on Time	Approximately 10 seconds.
Update Time	Approximately 0.2 second.
Humidity Limits	0 to 100% RH.
Temperature Compensation	Automatic with Pt100.

Código

MODEL DT302 INDUSTRIAL CONCENTRATION/DENSITY TRANSMITTER

CODE	Range
1	0.5 to 1.25 g/cm ³
2	1.0 to 2.5 g/cm ³
3	2.0 to 5.0 g/cm ³

CODE	Diaphragm Material
H	Hastelloy C276
I	316L SST
Z	Others - Specify

CODE	Fill Fluid
A	DC-200/350 Silicone Oil
D	DC-704 Silicone Oil
S	DC-200/20 Silicone Oil
G	Glycerin and Water
T	Syltherm 800
Z	Others - Specify

CODE	Local Indicator
0	Without Indicator
1	With Digital Indicator

CODE	Electrical Connection
0	1/2 - 14 NPT
A	M20X1.5
B	Fig 13.5 DIN
Z	Others - Specify

CODE	Mounting
1	Top
2	Side

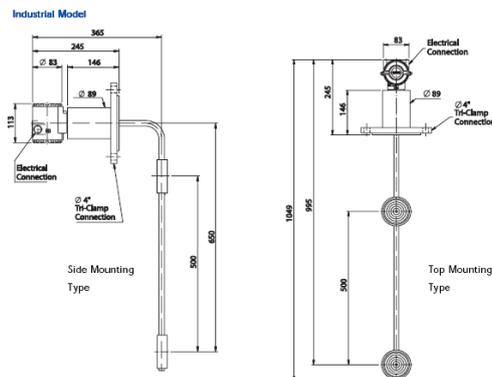
CODE	Process Connection Size, Rating and Standard
4 1	4" 150# ANSI B-16.5
4 2	4" 200# ANSI B-16.5
4 3	4" 600# ANSI B-16.5
0	DN 800 PN2540 DIN 2526-FCRM D
Z	Others - Specify

CODE	Optional Items (*)
H1	316 SST Housing
ZZ	Special Options - Specify

DT3021 - 1 I A - 1 0 1 - 4 1 / * ← TYPICAL MODEL NUMBER

* Leave it blank for no optional items.

Dimensiones





DC302 MODULO DE ENTRADAS Y SALIDAS REMOTAS PARA FIELDBUS

Características Técnicas

Signal (Communication)	Digital only, Fieldbus, 31.25 Kbits/s voltage mode.
Current consumption quiescent	150 mA from V _{cc} power supply
In Rush Current	400 mA (before first 20 sec.) after power up.
Turn-on Time	Approximately 10 seconds.
Update Time	Approximately 0.5 second.
Output impedance	Non-intrinsic safety from 7.8 kHz - 39 kHz should be greater or equal to 3 k. Intrinsic safety output impedance (assuming an IS barrier in the power supply) from 7.8 kHz - 39 kHz should be greater or equal to 400.
Vibration Effect	Meets SAMA PMC 31.1.
Temperature Limits	Operation: -40 to 85°C (-40 to 185 °F) Storage: -40 to 110°C (-40 to 230 °F).
Housing	Housing Shell and Base: Polycarbonate, 10% Glass Filled Terminals: Pressure Plate /Terminal Screws Zinc Plated/Yellow Chromated Steel Temperature rating: 110°C (230 °F) UL94V0. Protection: It has IP20 rating (finger protected) and meets VBG 4 and other European accident prevention requirements. It can optionally be supplied preinstalled in an enclosure ready for field mounting.
Mounting	Using DIN rail (TS35-DIN EN 50022 or TS32-DIN EN50035 or TS15-DIN EN50045).

Architecture	
Number of Inputs	16.
Isolation	
Optical Isolation up to:	5000 Vac.
External Power	
Voltage Source for Inputs	18 - 30 Vdc.
Typical Consumption per group	120 mA (all inputs ON).
Power Indicator:	Green LED.
Inputs	
ON State Level (True Logic):	15 - 30 Vdc.
OFF State Level (False Logic):	0 - 5 Vdc.
Typical Impedance:	3k9 Ω.
Status display:	Red LED.
Switching Information	
Time from '0' to '1':	30 us.
Time from '1' to '0':	50 us.
Wiring	
One wire:	14 AWG (2 mm ²).
Two wires:	20 AWG (0.5 mm ²).

Entradas

Architecture	
Number of Outputs:	8.
Isolation	
Optical Isolation up to:	5000 Vac.
External Power	
Voltage Source for Outputs:	20 to 30 Vdc.
Maximum Consumption:	35 mA.
Power Indicator:	Green LED.
Outputs	
Maximum Switched Voltage:	30 Vdc.
Maximum Saturation Voltage:	0.55 V @ 0.5 A.
Maximum Current per Output:	0.5 A.
Status Display:	Red LED.
Indicator Logic:	ON when the transistor is on.
Maximum Leakage Current:	100 uA @ 35 Vdc.
Maximum Power Consumption for Bulbs:	15 W.
Output State	
During Power-Up, Firmware Download Configuration Download:	OFF.
Independent Protection per Output	
Thermal Shutdown:	165 °C.
Thermal Hysteresis:	15 °C.
Over-Current Protection:	1.3 A @ 25 Vdc. maximum.
Clamp Diode	
Switching Information	
Time from 0 to 1:	250 us.
Time from 1 to 0:	3 us.
Wire	
One wire:	14 AWG (2 mm ²).
Two wires:	20 AWG (0.5 mm ²).

Salidas

Spare Parts

NAME	CODE
Main Electronic Board	400-0367
I/O Board	400-0368
Interface Board	400-0369
Housing	400-0370

Código

MODEL
DC302-10

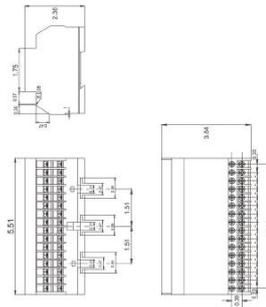
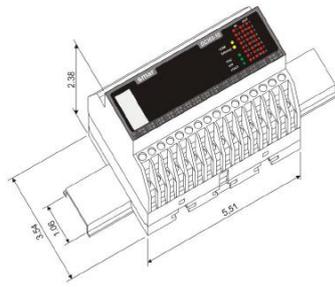
Description

1 group of 16 24VDC optically isolated inputs.
1 group of 8 optically isolated open collector outputs.

Dimensiones

Dimensions

Dimensions are inches



DF1302 FIELDBUS UNIVERSAL BRIDGE

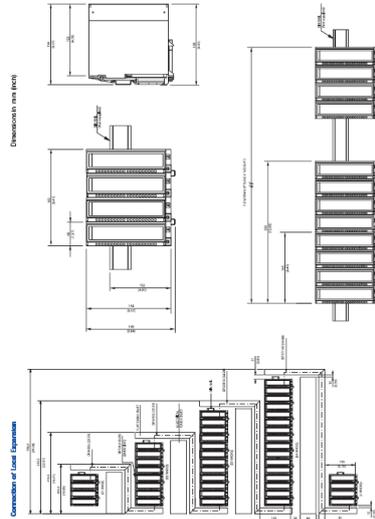
Descripción Técnica

CONTROLLER	
MODEL	DESCRIPTION
DF51	DF1302 Processor 1x10Mbps, 4xH1
POWER	
MODEL	DESCRIPTION
DF47	Intrinsic Safety Barrier for Fieldbus
DF48	Repeater for Fieldbus
DF49	Power Supply Impedance for Fieldbus (2 ports)
DF50	Power Supply for Backplane 90-264VAC
DF52	Power Supply for Fieldbus
DF53	Power Supply Impedance for Fieldbus (4 ports)
DISCRETE INPUT	
MODEL	DESCRIPTION
DF11	2 Groups of 8 24VDC Inputs (Isolated)
DF12	2 Groups of 8 48VDC Inputs (Isolated)
DF13	2 Groups of 8 60VDC Inputs (Isolated)
DF14	2 Groups of 8 125VDC Inputs (Isolated)
DF15	2 Groups of 8 24VDC Inputs (Sink/Isolated)
DF16	2 Groups of 4 120VAC Inputs (Isolated)
DF17	2 Groups of 4 240VAC Inputs (Isolated)
DF18	2 Groups of 8 120VAC Inputs (Isolated)
DF19	2 Groups of 8 240VAC Inputs (Isolated)
DF20	1 Group of 8 On/Off Switches
DISCRETE OUTPUT	
MODEL	DESCRIPTION
DF21	1 Group of 16 Open Collector Outputs
DF22	2 Groups of 8 Transistor Outputs (source) (Isolated)
DF23	2 Groups of 4 120/240VAC Outputs
DF24	2 Groups of 8 120/240VAC Outputs
DF25	2 Groups of 4 NO Relays Outputs
DF26	2 Groups of 4 NC Relays Outputs
DF27	1 Group of 4 NO and 4 NC Relay Outputs
DF28	2 Groups of 8 NO Relays Outputs
DF29	2 Groups of 4 NO Relays Outputs (W/o RC)
DF30	2 Groups of 4 NC Relays Outputs (W/o RC)
DF31	1 Group of 4 NO and 4 NC Relay Outputs (W/o RC)

COMBINED DISCRETE INPUT AND OUTPUT	
MODEL	DESCRIPTION
DF32	1 Group of 8 24VDC Inputs and 1 Group of 4 NO Relays
DF33	1 Group of 8 48VDC Inputs and 1 Group of 4 NO Relays
DF34	1 Group of 8 60VDC Inputs and 1 Group of 4 NO Relays
DF35	1 Group of 8 24VDC Inputs and 1 Group of 4 NC Relays
DF36	1 Group of 8 48VDC Inputs and 1 Group of 4 NC Relays
DF37	1 Group of 8 60VDC Inputs and 1 Group of 4 NC Relays
DF38	1 Group of 8 24VDC Inputs, 1 Group of 2 NO and 2 NC Relays
DF39	1 Group of 8 48VDC Inputs, 1 Group of 2 NO and 2 NC Relays
DF40	1 Group of 8 60VDC Inputs, 1 Group of 2 NO and 2 NC Relays
PULSE INPUT	
MODEL	DESCRIPTION
DF41	2 Groups of 8 pulse inputs - low frequency
DF42	2 Groups of 8 pulse inputs - high frequency
ANALOGUE INPUT	
MODEL	DESCRIPTION
DF43	1 Group of 8 analog inputs
DF44	1 Group of 8 analog inputs with shunt resistors
DF45	1 Group of 8 Temperature Inputs
ANALOGUE OUTPUT	
MODEL	DESCRIPTION
DF46	1 Group of 4 Analog output
BACKPLANE, CABLE AND ACCESSORIES	
MODEL	DESCRIPTION
DF0	Box used in empty slots, in the rack
DF1	Rack with 4 Slots
DF2	Terminator for the last rack
DF3	Flat Cable to connect two racks - Length 65 mm
DF4	Flat Cable to connect two racks - Length 651 mm
DF5	Flat Cable to connect two racks - Length 814 mm
DF6	Flat Cable to connect two racks - Length 977 mm
DF7	Flat Cable to connect two racks - Length 1140 mm
DF8	Flat cable connection kit
DF9	Standalone support for 1 module
DF10	Standalone support for 2 modules
DF54	Twisted-Pair (10 Base T) Cable - Length 2 m
DF55	Twisted-Pair (10 Base T) Cable - Length 2 m - Crossover
DF1302 OLE SERVER	
MODEL	DESCRIPTION
DF1302-SVR-1	16 Function Blocks
DF1302-SVR-2	32 Function Blocks
DF1302-SVR-3	64 Function Blocks
DF1302-SVR-4	128 Function Blocks
DF1302-SVR-5	256 Function Blocks
DF1302-SVR-6	512 Function Blocks
DF1302-SVR-7	1024 Function Blocks
DF1302-SVR-8	2048 Function Blocks
DF1302-SVR-9	4096 Function Blocks

Dimensiones

Dimensions





Sensores

Lo que finalmente es más práctico y menos costoso emplear depende en realidad de un gran número de factores y los mismos deben ser considerados individualmente para cada proyecto de automatización en cuestión. Lo más importante es saber encontrar la solución más eficaz, económica y útil para cada aplicación. En eso radica nuestra responsabilidad.

TEMPERATURA

Tipo de termómetro	Rango de medición °f (° c)	Exactitud ° f (° c)	Ventajas	Desventajas
Termómetro de resistencia RTDs	-430 a 1800 (-200 a 600)	0.1 el mejor (0.05 el mejor)	Gran exactitud. Gran estabilidad.	Auto calentamiento puede ser un problema, más lento que termopares, algunas formas curvas difíciles de montar. Más caro que termopares.
Termopares	-440 a 500 (-200 a 2500)	0.2 el mejor (0.1 el mejor)	Pequeño tamaño, bajo costo, montaje apropiado, amplio rango. Alta velocidad de respuesta sin vaina protectora.	Más complejas que las de medición directa, la junta fría afecta la calibración, la gama mínima es de 70 °F.

TERMOPARES O TERMOCUPLAS

Para los termopares la ecuación del polinomio es:

$$T = A_0 + A_1 * v + A_2 * v^2 + \dots + A_n * v^n$$

	TIPO DE TERMOPAR					
	E	J	K	R	S	T
Rango	0 a 1000 °C	0 a 760 °C	0 a 500°C	-50 a 250 °C	-50 a 250 °C	0 a 400 °C
A0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
A1	1.7057035e -2	1.978425e -2	2.508355e -2	1.889138e-1	1.84949460e -1	2.592800e -2
A2	-2.3301759e -7	-2.001204e -7	7.860106e -8	-9.3835290e -5	-8.00504062e -5	-7.602961e -7
A3	6.5435585e -12	1.036969e -11	-2.503131e-10	1.3068619e -7	1.02237430e -7	4.637791e -11
A4	-7.356275e -17	-2.549687e -16	8.315270e -14	-2.270358e -10	-1.5224859e -10	-2.165394e -15
A5	-1.789600e -21	3.585153e -21	-1.228034e -17	3.5145659e -13	1.88821343e -13	6.048144e -20
A6	8.4036165e -26	-5.344285e -26	9.804036e -22	-3.895390e -16	-1.5908594e -16	-7.293422e -25
A7	-1.373588e -30	5.099890e -31	-4.413030e -26	2.8239471e -19	8.23027880e -20	-
A8	1.0629823e -35	-	1.057734e -30	-1.260728e -22	-2.3418194e -23	-
A9	-3.244709e -41	-	-1.052755e -35	3.1353611e -26	2.79786260e -27	-
A10	-	-	-	-3.318777e -30	-	-
Error	±0.02 °C	±0.05 °C	±0.05 °C	±0.02 °C	±0.02 °C	±0.03 °C

Coefficientes Seebeck del Polinomio para Termopares



TERMORESISTENCIAS (RTDs)

La ecuación aproximada de las termoresistencias es:

Rt = R0 [1 + A*T + B*T^2 + C(T - 100)^3]

Los coeficientes A, B y C se denominan coeficientes de Callendar-Van Dusen y se muestran en la tabla que se brinda a continuación.

Table with 5 columns: Estándares, Coeficiente de Temperatura (α), A, B, C*. Rows include DIN 43760, Americano, and ITS-90.

(*) Solo para temperaturas por debajo de 0 °C , para temperaturas superiores a 0 °C el valor de C = 0.0

Coeficientes de Callendar-Van Dusen correspondientes a una Pt común.

Pt-100 TEMPERATURE SENSOR TABLE OF TEMPERATURES vs. RESISTANCE (DIN 48760). Table with 4 columns: °C, Ohms, °C, Ohms. Rows range from -50 to 120 °C.



Tabla de Temperatura vs. Resistencia.



CARACTERISTICAS DE LOS TERMOPARES MAS COMUNES								
Tipo de termopar Norma ANSI-ISA	Combinación de metales	Código del electrodo	Composición química	SENSIBILIDAD (mv/° C)	RANGO (° C)	Límites de error Estándar (° C)	Límites de error Especial (° C)	Atmósfera favorable
R	Platino Rodio/ Platino.	RP RN	87%Pt 13%Rh Pt	0.006 a 0.012	0 a 1450	±1.5 o 0.25% **	±0.6 o 0.1%	Oxidante, inerte
S	Platino Rodio/ Platino	SP SR	90%Pt 10%Rh Pt	0.006 a 0.012	0 a 1450	±1.5o0.25%	±0.6 o 0.1%	Oxidante, inerte
B	Platino Rodio/ Platino Rodio	BP BN	70%Pt 30%Rh/ 94%Pt 6%Rh	0.006 a 0.012	0a 1700	±0.5 sobre 800°	-	Oxidante, inerte.
K	Cromel / Alumel.	KP KN	90%Ni, 9% Cr. 94%Ni, Al, Mn, Fe	0.04	0 a 1250 -200 a 0	±2.2 o 3/4% ±2.2 o 2%	±1.1 o 0.4%	Oxidante [†] , inerte
T	Cobre / Constantan..	TP TN	Cu 44%Ni, 55%Cu	0.052	0 a 350 -200 a 0.	±1 o 3/4% ±1 o 1.5%	±0.5 o 0.4%	Reductora y oxidante, vacío, inerte, húmeda.
J	Hierro / Constantan. (J)	JP JN	Fe 44%Ni, 55%Cu	0.055	0 a 750	±2.2 o ¾%	±1.1 o 0.4%	Reductora Oxidante para <760°C, vacío, inerte
E	Cromel/ Constantan	EP EN	90%Ni, 9%Cr. 44%Ni, 55%Cu	0.06 a 0.09	0 a 900 -200 a 0	±1.7o1/2% ±1.7 o 1%	±1 o 0.4%	Oxidante, inerte
N	Nicrosil/ Nisil	NP NN	Ni14.2Cr1.4Si Ni4Si15Mg	-	0 a 1300 270 a 0	±2.2 o 3/4% ±2.2 o 2%	±1 o 0.4%	Oxidante, inerte
C	Tungsteno Renio/ Tungsteno Renio	CP CN	95%W, 5%Rh 74%W, 26%Rh	-	0 a 2320	±4.5 hasta 425° 1% hasta 2320°	-	Vacío, inerte, reducora



GUIA PARA LA SELECCION DE FLUJOMETROS

TIPO DE FLUJO -METRO	EXACTITUD	RANGO MAXI	FLUIDO DE SERVICIO	TAMAÑO DE TUB (mm)	PRESION MAXIMA (Kg / cm ²)	TEMPERATURA MAXIMA (°C)	PERDIDAS DE PRESION	COSTO	NUMERO DE RE X 10 ⁻³	ESCALA	LONG. TUB. RECTA
ORIFICIO Y TRANSMISOR MULTIVARIABLE	0.5 a 1% Nn	8 : 1	LL, LCE, GL V.	>=13	270	500	M m : mm col. agua. k: kg/cm ²	Medio	> 10	Lineal	10 a 30D
ORIFICIO Y TRANSMISOR DE DP	1 a 5% G	4: 1	LL, LCE, GL, V.	>=13	400	500	A (20 m)	Bajo	> 10	Cuadrática	10 a 30D
ORIFICIO SEGMENTAL	0.5 a 5% G	3: 1	LL, LT, P, LV, LCE, GL, GT, V.	>=13	400	500	M (10 m)	Medio	> 0.5	Cuadrática	10 a 30D
TOBERA	1 a 2% G	3: 1	LL, GL, V.	-	400	500	B (4 m)	Medio	> 75	Cuadrática	10 a 30D
VENTURI	0.5 a 1.5% G	3: 1	LL, GL, V	200 a 1200	400	500	B (5 m)	Alto	> 100	Cuadrática	5 a 10D
ROTA-METRO	0.5 a 5% G	10 : 1	LL, GL.	3 a 150	400	-40 a 500	No hay	Bajo	< 36	Lineal	ninguna
ELECTROMAGNETICO*	0.25 a 1% Nn	30 : 1	LL, LT, P, LV, LCE.	4 a 1500	340	-40 a 500	B (0.4 K)	Alto	No	Lineal	7 D
VORTICE	0.25 a 1.35% Nn	25 : 1	LL, LCE, V.	13 a 1200	100	-200 a 400	B (0.7 K)	Medio	>10	Lineal	15 a 30D
TURBINA	0.15 a 0.5%Nn	10 : 1	LL, GL.	13 a 700	400	-240 a 300	B (0.7 K)	Alto	< 10 cp	Lineal	15 a 20D
ULTRASONIDO	1 a 5% Nn	10 : 1	LL, LT, P, LCE, GL.	-	100	250	No hay	Alto	No	Lineal	10 a 30D
COROLIS	0.1 a 0.3% Nn	100 : 1	LL, LT, P, LV.	1 a 150	350	-240 a 400	No hay	Alto	B, M, o A**	Lineal	No
DISPERSION TERMICA	0.5 a 1% Nn	10 : 1	GL, GT	8 a 200	300	2 a 70	B (5 m)	Alto	No	Lineal	10 a 20D
DESP.POS.	0.5 a 2% Nn	10: 1	LL, LV,LCE.	6 a 400	130	-40 a 300	0.2 m a 10 K	Medio	> 0.4	C o L	5 a 30D

LL: líquido limpio LT: líquido turbio P: pulpas LV: líq. viscoso LCE: líq. corrosivo y erosivo GL: gas limpio GT: gas turbio M: medio A: alto B: bajo

*La conductividad del líquido debe estar por encima del valor especificado por el fabricante, generalmente como mínimo entre 1 -5 µS/cm , aunque puede ser mayor.

**La caída de presión depende del modelo y de la aplicación, consulte al fabricante



VALVULAS DE CONTROL

Tipo	Cuña	Bola(Esfera)	Globo	Mariposa	Diafragma
Servicio	On/Off	On/Off Rotatoria	Estrangulación	Estrangulación	Estrangulación
Ventajas	No hay pérdidas de presión a través de la válvula ($\Delta P_v=0$) Puede ser utilizada con fluidos que tengan sólidos en suspensión	No hay pérdidas de presión a través de la válvula ($\Delta P_v=0$). Ligeras, diseño compacto. Alta capacidad de flujo. Buen rango de flujo mínimo a máximo. Disponible con asiento para ruidos pequeños. Control suave.	Buenas características de sellaje. Puede ser utilizada en servicios con cierres y aberturas frecuentes. Vástago intercambiable con facilidad. Alta capacidad de flujo. Buen rango de flujo. Asiento disponible para ruidos bajos. Control suave.	Ligera. Diseño compacto. Caída de presión pequeña. Bajo costo. Capacidad de flujo alta. Eje pequeño y actuador pequeño.	Cierre casi hermético sin fugas. El fluido queda aislado del vástago. Favorable para fluidos corrosivos. Se limpia sola.
Desventajas	Pobre característica de sellaje.	Sellaje pobre con el sello metálico para altas temperaturas. Rango de temperatura limitado con otros sellos. Problemas con flujo crítico. Problemas de cavitación.	Pérdidas altas de presión, debido a camino sinuoso a través de la válvula. Las que vienen para soportar ruidos pequeños tienen capacidad reducida.	Pobre característica de sello. El buen control está limitado a 60° de abertura. Para cierre hermético se requiere sello especial y sobre diseño de actuador y eje. El material de sello impone limitaciones de temperatura.	Presión y temperatura de operación limitada. Alta erosión, desgaste. Control pobre para un 50% o más de abertura.
Método de sellaje	Las caras de la cuña paralelas a la superficie del sello. El sello y obturador sometidos a constante fricción.	Sello radial es conformado con la superficie de la esfera.	El movimiento del disco es perpendicular al sello y entra en contacto solamente en posición de cierre hermético	El material de sello contornea a la mariposa.	El material del diafragma es forzado a tocar el material de sellaje. Solo entra en contacto a cierre total.
Recomendaciones	No debe ser utilizada en servicios que demanden cierre abertura frecuente.	No debe ser utilizada en servicios con fluidos muy corrosivos.	Para regular flujos. Servicios de control de procesos. Cuando se requiera cierre hermético.	Aplicaciones de presiones bajas.	Tratamiento de agua. Servicio con fluidos corrosivos y abrasivos



Anexo D Sensores