

BALANCEO DE CARGAS EN PLANTAS COMPLEJAS

Pablo Daniel Chicatun
INTEC Engineering – ARCAN Construcciones

Abstract

En general las plantas compresoras se diseñan para ser controladas en forma remota (desde Despacho). Las modalidades operativas más utilizadas para esto son: el control por presión y por caudal de descarga. Dichos sets son ingresados desde Despacho, mediante telemetría, determinando el caudal o presión deseados a la salida de la planta compresora. El valor de set point ingresa a la lógica de control y regula las velocidades de los compresores, para mantener la presión o caudal requeridos. Esta lógica de control está sujeta a los límites operativos del gasoducto, a los de la planta compresora y también al mapa operativo del compresor.

En las plantas simples, los compresores son iguales entre si y cuentan solamente con dos colectores: uno de entrada y otro de salida. En estas plantas generalmente se utilizan controladores simples, que envían el mismo set de velocidad a todos los compresores, ya que éstos tienen las mismas curvas de performance así como también similares presiones de succión y descarga.

El problema se generaría si se agrega un nuevo compresor que posea una curva de performance distinta a la de los demás. En este caso ya no sería posible enviar el mismo porcentaje a todos los compresores, debido a que éstos tendrían posiciones distintas sobre la curva lo cual causaría que algunos entren dentro de zona de control de “surge” mientras otros no, generando graves problemas de operación.

Otro inconveniente que puede ocurrir es que se agregue un nuevo colector en la succión o la descarga, operando a una presión diferente, en este caso tampoco es posible enviar el mismo valor a todos los compresores porque éstos no enfrentan los mismos diferenciales de presión y el punto de operación es diferente en cada colector.

Para solucionar los problemas descriptos se desarrolló un sistema de balanceo de cargas, en cual cada compresor cuenta con un controlador que se encarga de mantenerlo dentro de la zona de operación normal, optimizando el punto de operación para mejorar la eficiencia. De esta forma, al sistema clásico de controladores (caudal y presión) se le agrega un nuevo nivel, que controla el caudal real pasante por cada compresor modificando individualmente las velocidades, lo que permitirá una distribución no homogénea de caudales e impedirá que el compresor entre en la zona de control de “surge”.

El presente sistema de balanceo de cargas tiene aplicación, y ha sido instalado en la mayoría de las plantas turbo compresoras de TGN, Gas Andes y NorAndino. Probado en diferentes topologías de plantas, desde las simples hasta aquellas complejas que tienen múltiples colectores con derivaciones de caudal entre los mismos y con diferentes compresores, este sistema de balanceo de cargas ha mostrado ser eficiente en todos los casos.

Introducción

Los sistemas de gasoductos actuales se han transformado en una compleja red, que tiene como objetivo transportar el gas desde múltiples puntos de inyección hasta las distintas redes locales de distribución. Esta tarea implica mantener presiones mínimas y máximas en distintos puntos del gasoducto, con consumos altamente variables. La única forma de cumplir con estas múltiples restricciones es contar con una excelente planificación y las herramientas necesarias.

El operador del gasoducto necesita, básicamente, información del estado del gasoducto y capacidad de control para mantener las variables dentro de los límites establecidos. La información es transmitida desde las distintas plantas compresoras y puntos de medición a lo largo del gasoducto, a través del sistema SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition), y consiste básicamente en presiones, caudales, posiciones de válvulas y estados de los equipos compresores. En función de esta información y de los consumos esperados en los distintos puntos de entrega del gas, el operador debe definir la configuración necesaria en el gasoducto y los caudales y/o presiones en la descarga de cada una de las plantas compresoras.

En las plantas controladas remotamente, las decisiones tomadas por el operador se transmitirán desde el centro de despacho hasta los distintos puntos del gasoducto (en estas plantas la operación normal se realiza remotamente sin la intervención de un operador local) y telefónica o radialmente al operador local en las plantas con operación local.

En el caso de una planta compresora estos comandos estarán referidos al arranque/paro de un compresor o al punto de ajuste (set point) de la presión o caudal en la descarga de la estación. El sistema de control automático de la planta ejecutará el comando solicitado, y en el caso de un set point, intentará mantener la variable de proceso (presión o caudal de descarga) en el punto requerido.

El control de una planta compresora consiste básicamente en mantener la seguridad en las instalaciones (no será objeto de estudio en el presente trabajo) y sostener el proceso en el punto de ajuste solicitado. El sistema de control debe asegurar que el proceso se mantenga dentro de los límites establecidos para la estación. En el caso de que se alcancen los límites de máxima temperatura y/o presión de descarga, el sistema debe pasar a controlar la variable afectada para impedir que se superen dichos límites.

Funcionamiento del control de transporte en una planta compresora simple

En las plantas simples los compresores son iguales entre sí y cuentan solamente con dos colectores, uno de entrada y otro de salida. Es por ello que en dichas plantas, generalmente, se utilizan controladores simples que envían el mismo set de velocidad a todos los compresores, debido a que éstos tienen las mismas curvas de performance, así como también similares presiones de succión y descarga.

Como ejemplo del funcionamiento del sistema, asumamos que el mismo está siendo controlado por la presión de descarga y se le ingresa un nuevo set point para llevar la descarga de 5000Kpa a 5100Kpa. El controlador PID (Proporcional, Integrativo y Derivativo) de la presión de descarga detectará un error entre el set point y la variable de proceso, de 100Kpa, y procederá a aumentar la velocidad de salida de los compresores (siempre refiriéndonos a controladores para plantas simples). Este aumento será solicitado a cada uno de los controladores de velocidad de las máquinas, implicando un incremento en el caudal de gas combustible que va a la turbina, lo cual a su vez generará un aumento en la velocidad del compresor. De esta forma habrá una suba del caudal

volumétrico y por ende en la presión de descarga. El incremento de velocidad de los compresores finalizará cuando se llegue a la presión de descarga deseada, o bien se alcancen los límites de velocidad o potencia máximas.

En el caso del control por caudal, el sistema es mas sencillo ya que el aumento de caudal volumétrico (producido por el aumento de velocidad de los compresores) implica un aumento directo del caudal transportado y el lazo se compensa mucho mas rápidamente que en el caso del control por presión.

Los controladores utilizados para limitar la presión de succión y temperatura de descarga entran en escena cuando se está apunto de alcanzar el límite de la variable afectada. Como ejemplo podemos suponer que se solicita el aumento de presión de descarga de 5000 a 5100Kpa como en el caso anterior, pero en esta oportunidad la temperatura de descarga se encuentra en 50°C y tiene un limite de 52°C para proteger la cobertura del gasoducto. Como en el caso anterior el controlador de presión intentará subir la velocidad de los compresores, pero este aumento generara conjuntamente un aumento de la presión de descarga y de la relación de compresión. Esto último tiene aparejado un incremento de la temperatura de descarga en cada una de las unidades, y si la planta no cuenta con más equipos aeroenfriadores también acarreará un aumento en la temperatura del gas que ingresa al gasoducto. Al alcanzar la temperatura de descarga los 52 °C el controlador de temperatura tomará el mando y mantendrá a los compresores en una velocidad que impida que se supere el límite, impidiendo completar el proceso.

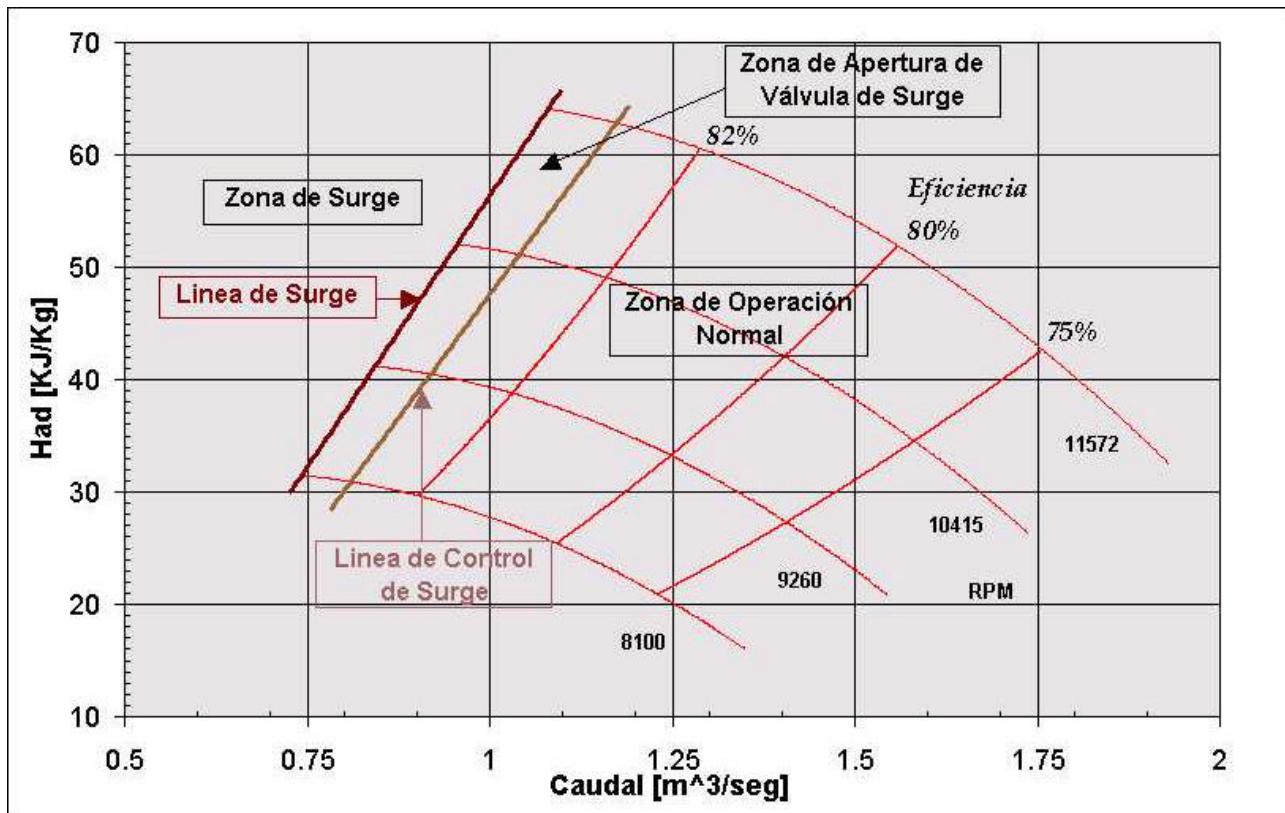
El funcionamiento de los controladores de mínima presión de succión es similar al los de temperatura, con la salvedad de que el funcionamiento es inverso, ya que para aumentar la presión de succión es necesario disminuir el caudal y por ende la velocidad de los compresores.

Conceptos básicos sobre los compresores

Para entender las limitaciones del sistema de control expuesto anteriormente, debemos primero aclarar algunos conceptos acerca de las características de los compresores. Si bien en las etapas de diseño es muy utilizado el gráfico de performance del compresor, en la operatoria normal generalmente se utiliza la relación de compresión (ó la diferencia de presión entre la succión y la descarga en algunos casos) y el margen de surge de la unidad. Como veremos a continuación, el margen de surge utilizado en la operatoria normal deriva directamente del gráfico de performance, siendo este ultimo mucho mas clarificador.

Como podemos ver en la *Figura 1*, las variable fundamentales en el mapa de performance del compresor son el Head (altura adiabatica) en KJ/Kg, el Caudal Real (ó caudal volumétrico sin compensar por presión y temperatura) en m^3/seg , la velocidad del compresor en RPM y la eficiencia adiabatica.

Figura 1 - Mapa del Compresor



El Head es la medida del trabajo necesario para transportar un Kg de masa desde la succión hasta la descarga, en condiciones adiabáticas. El trabajo real es mayor y depende de la eficiencia del compresor. El Head (H_{ad}) depende de la relación de compresión (r_c), la temperatura de succión (T_s), la compresibilidad (Z), la constante del gas (R_{gas}) y la relación de calores específicos (k).

Formula 1 - Calculo del Head

$$H_{ad} := Z \cdot R_{gas} \cdot T_s \cdot \left(\frac{k}{k-1} \right) \cdot \left(r_c^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right)$$

Las características geométricas del compresor definirán para cada Head, la velocidad necesaria para obtener un determinado caudal real.

Como vemos en la Figura 1, la zona de operación normal se encuentra a la derecha de la línea de control de surge. En esta zona el compresor puede operar sin abrir la válvula de surge, pero no puede operar en la zona de surge ubicada a la izquierda de esta línea. Es por ello que si el punto de operación del compresor llegara a ingresar en dicha zona, la unidad deberá parar inmediatamente a fin de evitar daños en el equipo. La zona de apertura de la válvula de reciclo queda determinada por la línea de surge y la de control de surge, en esta área el sistema de control de la unidad abrirá la válvula de surge para evitar que el punto de operación del compresor ingrese en la zona de surge.

El margen de surge se define normalmente como: el porcentaje del caudal del compresor sobre el caudal de surge, para el Head actual. Como ejemplo supongamos que el Head en el compresor de la Figura 1 es 57 KJ/Kg y el caudal es de 1.43 m³/seg (esto implica que la velocidad debe ser 11572 RPM), para este Head el caudal de surge es de 1 m³/seg y el margen de surge es 43%. Si se disminuyera el caudal hasta 1.10 m³/seg (esto se logra bajando la velocidad), el punto de operación se encontraría sobre la línea de control de surge y una disminución de la velocidad

implicaría la apertura de la válvula de surge para evitar que el punto de operación ingrese en la zona de surge.

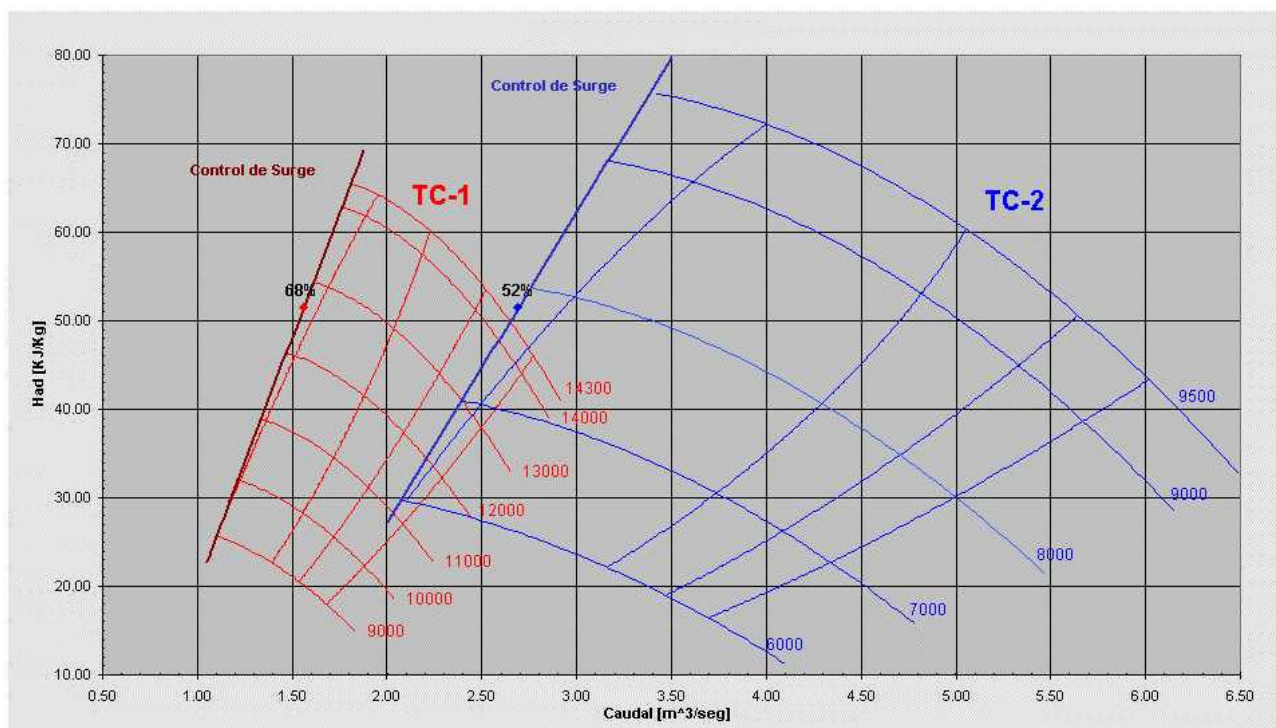
Limitaciones del sistema de control tradicional

La limitación fundamental que tienen los sistemas de control tradicionales radica en que no tienen en cuenta el punto operativo de cada compresor al fijar el set point de velocidad. A continuación analizaremos una serie de ejemplos donde se muestran las falencias de este enfoque.

En primer lugar veremos el caso de una planta sencilla que cuenta con dos unidades turbo compresoras y un aerofriador en el colector de descarga (las unidades no cuentan con un aerofriador individual). Si ingresamos un set point con presión de planta inferior a la presión actual, el PID solicitará bajar la velocidad de los compresores para acomodarse al nuevo valor. Esta disminución implicará una disminución del caudal, y si asumimos que hay un Head de 41KJ/Kg, al bajar la velocidad de 9260 RPM el sistema de control de cada una de las unidades abrirá la válvula de reciclo para evitar una disminución del caudal que implique el ingreso a la zona de surge. La apertura de la válvula de surge ocasionará un reciclo del caudal, y éste un aumento de la temperatura de succión debido a la mezcla del gas proveniente de el gasoducto y el reciclado de la descarga (que tiene mayor temperatura gracias a que la compresión real en el compresor no es perfectamente adiabática). De prolongarse en el tiempo esta condición, se producirá un paro en la maquina por muy alta temperatura de descarga.

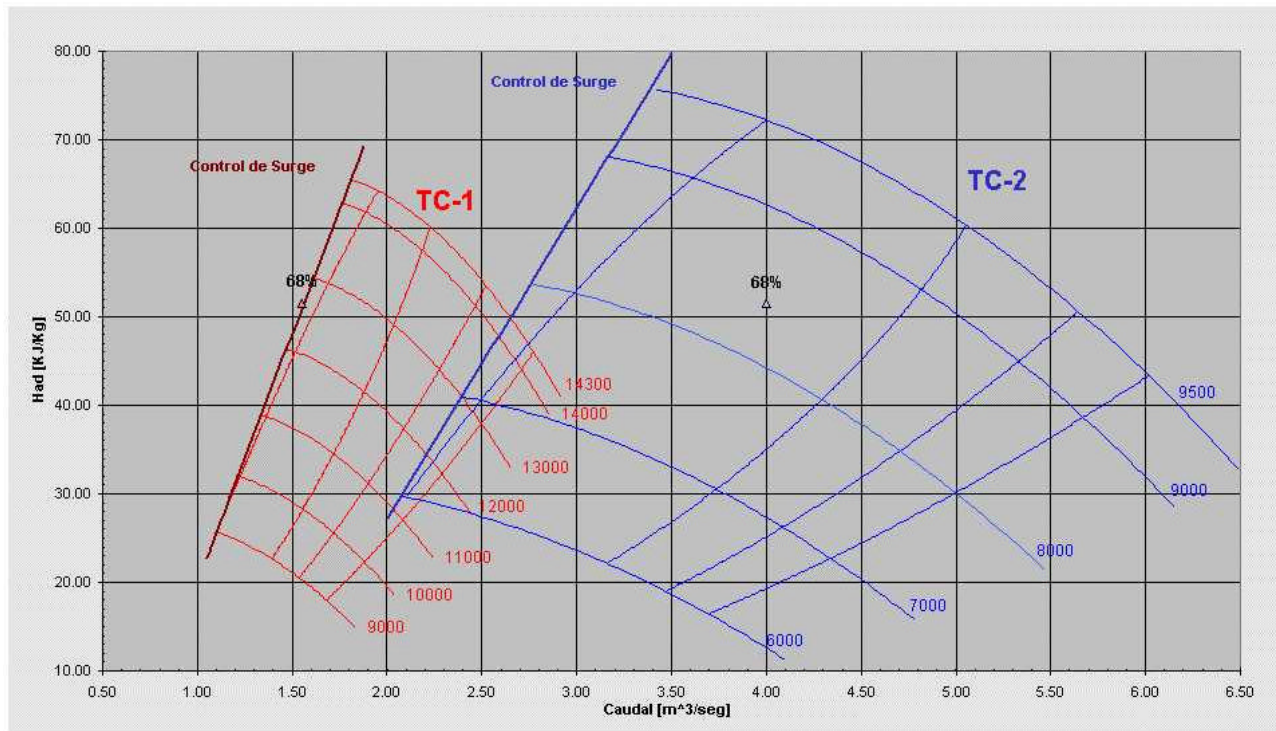
Otro ejemplo de las limitaciones del control tradicional la encontraremos al querer operar en paralelo dos compresores diferentes. El Head que enfrentan los compresores es similar, ya que las presiones de succión y descarga son casi idénticas (es posible que exista una pequeña diferencia debido a la ubicación que ocupan en el colector), pero el caudal y fundamentalmente el porcentaje de velocidad sobre la línea de control es diferente. Como vemos en la *Figura 2* el porcentaje de velocidad necesario en TC-1 es 68%, mientras que en TC-2 es de solo 52%.

Figura 2 - Compresores diferentes operando en paralelo



Si en este ejemplo el sistema de control de planta le solicitara un 58% de velocidad a ambas unidades, TC-2 estaría en el límite y TC-1 tendría que abrir su válvula de reciclo para no entrar en surge. El mínimo valor de velocidad para este Head es 68% (asumiendo el control tradicional que implica velocidades iguales).

Figura 3 - Compresores diferentes con igual velocidad, operando en paralelo



Las relaciones de porcentajes de velocidad necesarias en cada maquina varían en función del Head, por lo tanto tampoco es posible establecer una relación fija entre ambas.

En plantas mas complejas que cuentan con varios colectores de succión y de descarga operando a presiones diferentes, el método tradicional tampoco es aplicable. Aun cuando todos los compresores fueran iguales enfrentarían Heads, y por ende, puntos de operación diferentes.

Control por balanceo de cargas

El sistema desarrollado para resolver estos problemas consiste en la adición de un nuevo nivel de controladores entre los PIDs de planta y la salida de velocidad hacia los compresores. Los PIDs de planta, que antes producían la salida de velocidad hacia los compresores, enviarán ahora un set point de caudal real que será tomado por el nuevo nivel de controladores, así éstos a su vez podrán mantener el caudal de cada unidad, modificando la velocidad de cada maquina.

Con una distribución lineal del caudal entre las máquinas, las unidades quedan balanceadas entre si permitiendo que las mismas operen en el punto óptimo de acuerdo con las condiciones imperantes en el gasoducto.

A la distribución anterior se le agrega el concepto de caudal mínimo, que implica que el controlador de segundo nivel no permitirá (dentro de las limitaciones físicas de velocidad y potencia) que el compresor entre en la zona de control de “surge”, manteniendo la velocidad lo suficientemente alta como para sostener el punto de operación a la derecha de la línea de control.

Habitualmente, la línea de caudal mínimo se ubica a un 3% de la línea de control para impedir que las variaciones en el proceso provoquen una apertura de la válvula de surge.

Este método permite operar unidades con compresores distintos trabajando en diferentes colectores, ya que la distribución no uniforme de caudales y el caudal mínimo, permiten que los compresores operen en condiciones normales en todo momento.

Como ya hemos dicho, el presente sistema de balanceo de cargas tiene aplicación y ya ha sido instalado en la mayoría de las plantas turbo compresoras de TGN, Gas Andes y NorAndino. Este sistema fue probado en diferentes topologías de plantas, desde las simples hasta aquellas complejas que tienen múltiples colectores con derivaciones de caudal entre los mismos y con diferentes compresores, demostrando su eficiencia en todos los casos.