FICHE N°25

La régulation industrielle

LES NOTIONS DE BASE

La majorité des processus industriels nécessitent de contrôler un certain nombre de paramètres : température, pression, niveau, débit, pH, concentration d'oxygène, etc. Il appartient à la chaîne de régulation (et plus généralement à la chaîne d'asservissement) de maintenir à des niveaux prédéterminés les paramètres qui régissent le fonctionnement du processus.

Toute chaîne de régulation (ou d'asservissement) comprend trois maillons indispensables : l'organe de mesure, l'organe de régulation et l'organe de contrôle. Il faut donc commencer par mesurer les principales grandeurs servant à contrôler le processus. L'organe de régulation récupère ces mesures et les compare aux valeurs souhaitées, plus communément appelées valeurs de consigne. En cas de non-concordance des valeurs de mesure et des valeurs de consigne, l'organe de régulation envoie un signal de commande à l'organe de contrôle (vanne, moteur, etc.), afin que celui-ci agisse sur le processus. Les paramètres qui régissent le processus sont ainsi stabilisés en permanence à des niveaux souhaités.

Si on prend l'exemple d'un échangeur thermique, la grandeur réglée est la température de sortie (qui doit être maintenue constante, à une valeur de consigne prédéterminée) et la grandeur réglante est le débit du fluide caloporteur. Les variations de débit de la charge et les changements de température ambiante sont considérés comme étant des grandeurs perturbatrices.

Le choix des éléments de la chaîne de régulation est dicté par les caractéristiques du processus à contrôler, ce qui nécessite de bien connaître le processus en question et son comportement.

Dans la chaîne de régulation, l'organe de mesure, l'organe de régulation et l'organe de

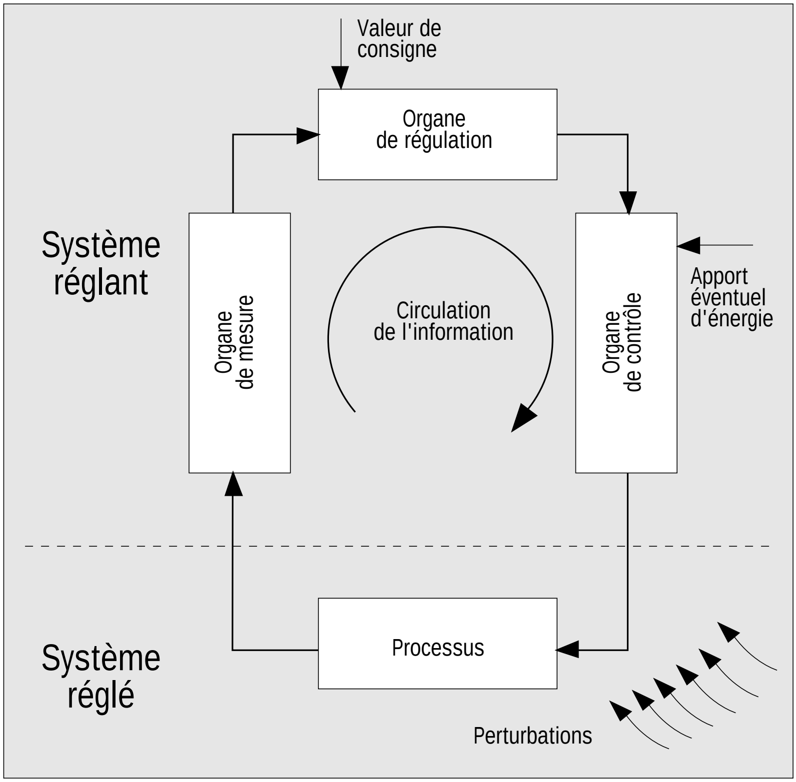
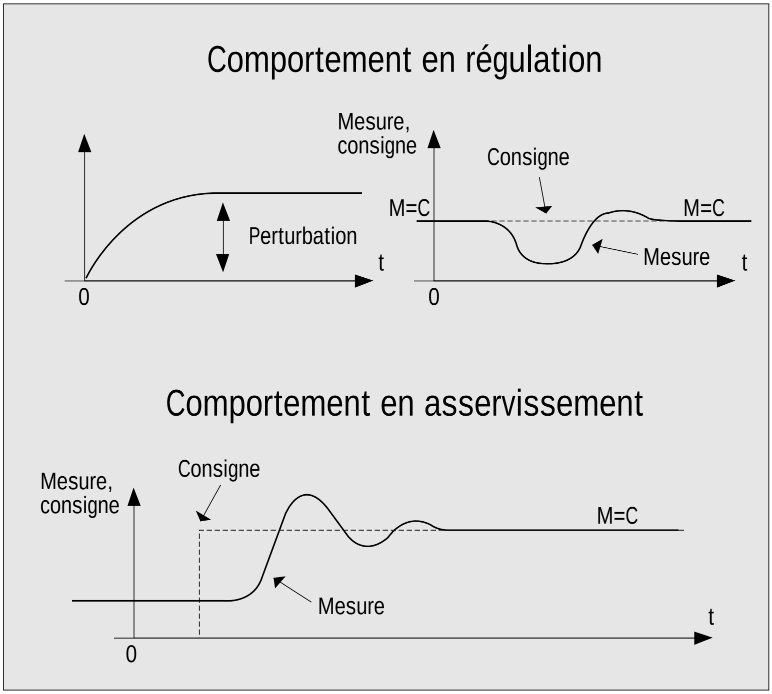


Schéma de principe d'une régulation en boucle fermée. L'instrumentiste "subit" le processus de fabrication (système réglé) alors qu'il "choisit" le système réglant (constitué de capteurs, de régulateurs et d'actionneurs).
Parfois, plusieurs des éléments du système réglant sont regroupés dans un même appareil.

contrôle constituent le *système réglant*, tandis que le processus constitue le *système réglé*. Après action du régulateur, deux comportements peuvent être obtenus en automatique : Le comportement en régulation et le comportement en asservissement.

Comportement en régulation. La consigne est maintenue constante et il se produit sur le procédé une modification (ou une variation) d'une des entrées perturbatrices. L'aspect régulation est considéré comme le plus important dans le milieu industriel, car les valeurs des consignes sont souvent fixes. Néanmoins, pour tester les performances et la qualité d'une boucle de régulation, l'automaticien (ou le régleur) s'intéresse à l'aspect asservissement.

Comportement en asservissement. L'opérateur effectue un changement de la valeur de la consigne, ce qui correspond à une modification du point de fonctionnement du processus. Si le comportement en asservissement est correct, on démontre que la boucle de régulation réagit bien, même lorsqu'une perturbation se produit.



Il y a deux manières de "qualifier" une régulation en boucle fermée. La première (comportement en régulation) consiste à voir comment elle réagit à une perturbation extérieure. La seconde (comportement en asservissement) consiste à voir sa réaction à une variation de consigne.

La régulation en boucle fermée

Dans ce qui vient d'être dit, la variable de sortie (de la chaîne de régulation), ou grandeur *réglante*, exerce une influence sur la valeur de la variable d'entrée (de la chaîne de régulation) ou variable *contrôlée*, pour la maintenir dans des limites définies : il s'agit d'une régulation ou d'un asservissement en *boucle fermée*. L'action de la grandeur réglante sur la variable contrôlée s'opère à travers le "processus" qui boucle la chaîne.

Dans une régulation en boucle fermée, une bonne partie des facteurs perturbateurs, y compris les dérives propres de certains composants de la boucle, sont automatiquement compensés par la contre-réaction à travers le procédé. Autre avantage, il n'est pas nécessaire de connaître avec précision les lois, le comportement des différents composants de la boucle, et notamment du processus, bien que la connaissance des allures statistiques et dynamiques des divers phénomènes rencontrés soit utile pour le choix des composants.

Parmi les inconvénients d'une régulation en boucle fermée, il faut citer le fait que la précision et la fidélité de la régulation dépendent de la fidélité et de la précision sur les valeurs mesurées et sur la consigne.

Autre inconvénient, sans doute plus important, le comportement dynamique de la boucle dépend des caractéristiques des différents composants de la boucle, et notamment du processus, dont on n'est pas maître ; un mauvais choix de certains composants peut amener la boucle à entrer en oscillation (phénomène du pompage).

Enfin, la régulation en boucle fermée n'anticipe pas. Pour que la régulation envoie une commande à l'organe de contrôle, il faut que les perturbations ou les éventuelles variations de la valeur de consigne se manifestent sur la sortie du processus : ceci peut exiger un délai parfois gênant.

La régulation en boucle ouverte

Dans un asservissement en boucle ouverte, l'organe de contrôle ne réagit pas à travers le processus sur la grandeur mesurée (celle-ci n'est pas contrôlée). Une régulation en boucle ouverte ne peut être mise en œuvre que si l'on connaît la loi régissant le fonctionnement du processus (autrement dit, il faut connaître la corrélation entre la valeur mesurée et la grandeur réglante).

Contrairement à un asservissement en boucle fermée, un asservissement en boucle ouverte permet d'anticiper les phénomènes et d'obtenir des temps de réponse très courts. De plus, il n'y a pas de pompage à craindre (car il s'agit d'un système dynamiquement stable). Enfin, l'asservissement en boucle ouverte est la seule solution envisageable lorsqu'il n'y a pas de contrôle final possible.

Au niveau des inconvénients, la régulation en boucle ouverte impose de connaître la loi régissant le fonctionnement du processus, et il est très fréquent que l'on ne connaisse pas la loi en question.

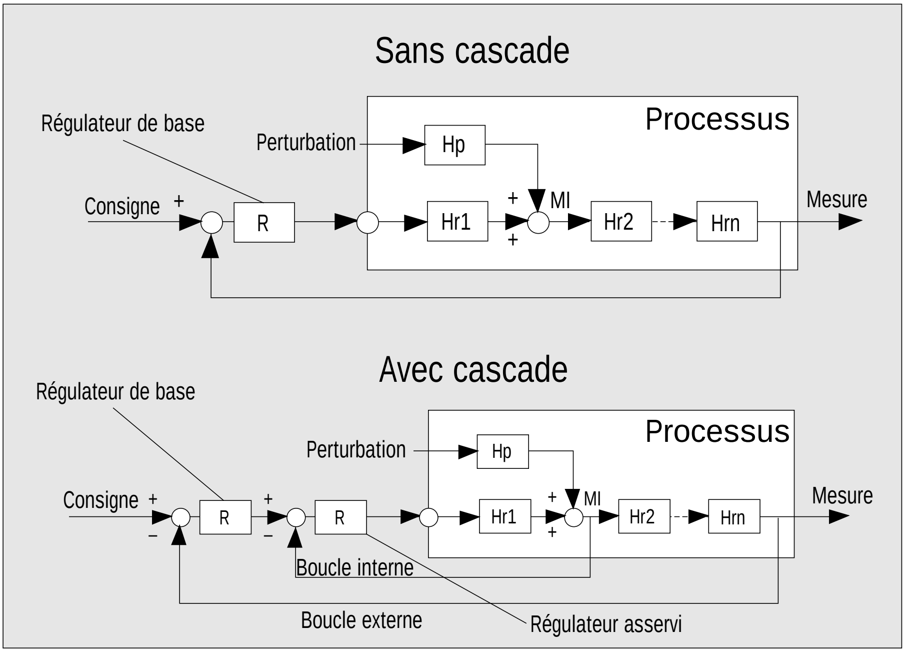
Autre inconvénient sérieux, il n'y a aucun moyen de contrôler, à plus forte raison de compenser, les erreurs, les dérives, les accidents qui peuvent intervenir à l'intérieur de la boucle ; autrement dit, il n'y a pas de précision ni surtout de fidélité qui dépendent de la qualité intrinsèque des composants. Enfin, la régulation en boucle ouverte ne compense pas les facteurs perturbateurs.

Les autres formes de régulation

Le but d'une chaîne de régulation est de contrôler un processus. On l'a dit, l'instrumentiste "subit" ce processus. Au niveau des organes de mesure et de contrôle, il n'a pas une très grande marge de manœuvre, car ces organes, dans une certaine mesure, s'imposent souvent d'eux-mêmes.

Il reste un domaine où son savoir-faire va s'exercer pleinement : c'est au niveau de l'organe de régulation. Bien entendu, les caractéristiques de cet organe vont dépendre du processus à contrôler, des perturbations à prendre en compte, des caractéristiques des organes de mesure et de contrôle.

Bien souvent, les systèmes de régulation comportent, au lieu des chaînes linéaires ouvertes ou fermées, des ensembles de boucles imbriquées dont tout ou partie peut induire des contre-réactions à travers le processus.



Le but de la régulation en cascade est de prévoir une boucle interne rapide afin d'anticiper les perturbations, avant que celles-ci n'aient atteint la sortie de la boucle principale.
Bien entendu, la régulation en cascade est inefficace si la perturbation survient en aval de la mesure intermédiaire.

Régulation en cascade. L'objectif d'une régulation en cascade est de minimiser les effets d'une ou de plusieurs grandeurs perturbatrices qui agissent soit sur la variable réglante, soit sur une grandeur intermédiaire se trouvant en amont de la variable à régler.

Ce type de régulation est intéressant lorsque l'on a affaire à des processus à longs temps de réponse. En effet, quand une perturbation se manifeste, il est nécessaire d'attendre que son influence se ressente au niveau de l'organe de mesure placé en sortie de chaîne. Si les temps de réponse sont longs, la correction n'intervient donc que tardivement, parfois avec la cause qui l'a produite et dont le sens s'est inversé, provoquant pompage, instabilité, etc.

Bien évidemment, la régulation en cascade n'apporte aucune amélioration si la grandeur perturbatrice se produit en aval de la mesure intermédiaire. Pour que la cascade soit justifiée, il faut que la boucle interne soit beaucoup plus rapide que la boucle externe.

Régulation mixte. Ce type de régulation est l'association d'une régulation en boucle fermée et d'une régulation en boucle ouverte. Les deux boucles sont complémentaires et elles associent leurs actions pour améliorer la stabilité globale. Ce type de régulation est à mettre en œuvre lorsqu'une perturbation affecte directement la grandeur à régler.

Régulation de rapport. Ce type de régulation a par exemple pour objectif d'asservir un débit Q_a à un autre débit libre Q_1 en imposant entre ces deux débits un facteur de proportionnalité K_d, fixé manuellement ou automatiquement.

Régulation split range. La régulation *split range* est un montage particulier utilisant au minimum deux vannes de régulation commandées par le même signal. Elle est utilisée lorsque la rangeabilité nécessaire pour une application donnée ne peut pas être obtenue avec une seule vanne. On a également recours à ce type de régulation lorsqu'il est nécessaire d'utiliser deux grandeurs réglantes ayant des effets opposés ou complémentaires sur le processus à contrôler.

FICHE N°26

La régulation industrielle

LES ACTIONS PID

Un régulateur est le composant d'une chaîne de régulation ou d'asservissement dont la *grandeur d'entrée* est la différence algébrique, appelée *écart*, entre une grandeur contrôlée *M(t)* et une grandeur de consigne *C*. On a :

$$\varepsilon(t) = M(t) - C$$

où $\varepsilon(t)$ est l'écart.

Le PID reste de loin la technique de régulation la plus répandue. Lorsque sont apparus les régulateurs numériques, on aurait pu penser que le PID allait en prendre un coup, car les microprocesseurs sont capables d'exécuter toutes sortes d'algorithmes et donc de mettre en œuvre des techniques de régulation beaucoup plus sophistiquées que le PID. Le PID avait cependant des arguments à faire valoir : il donnait en général satisfaction et il était bien connu des régleurs. Cela lui a permis de résister et de rester omniprésent, même si certaines autres techniques sont apparues ces derniers temps, notamment pour mettre en œuvre la régulation auto-adaptative.

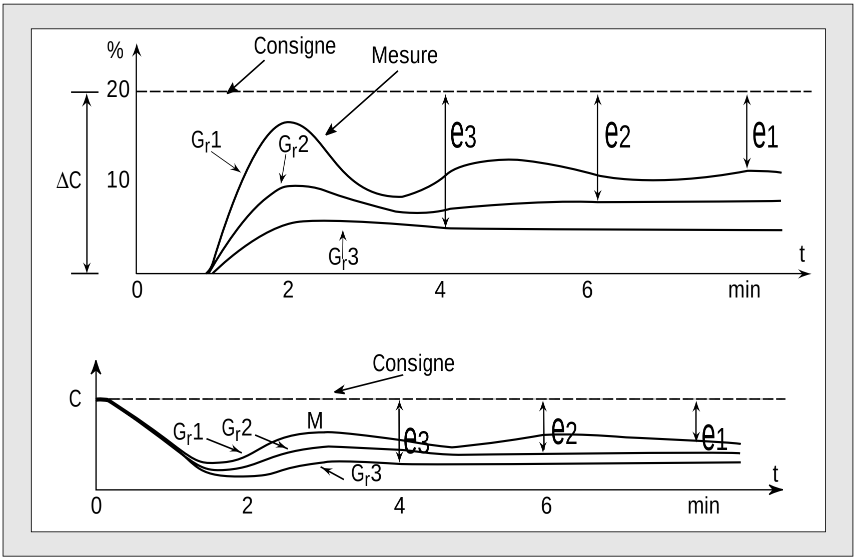
PID, faut-il le rappeler, est un sigle décrivant les trois actions de base du régulateur : *Proportionnelle, Intégrale et Dérivée*. Il est important de connaître les effets de ces trois actions.

L'action proportionnelle

La sortie *S(t)* du régulateur proportionnel s'exprime par la relation :

$$S(t) = \pm G_r.\varepsilon(t) + S_0$$

dans laquelle G_r est le gain du régulateur et S_0 la sortie du régulateur lorsque $\varepsilon(t) = 0$, c'est-à-dire lorsque la mesure est égale à la consigne. Le signe “±” présent dans l'équation pré-



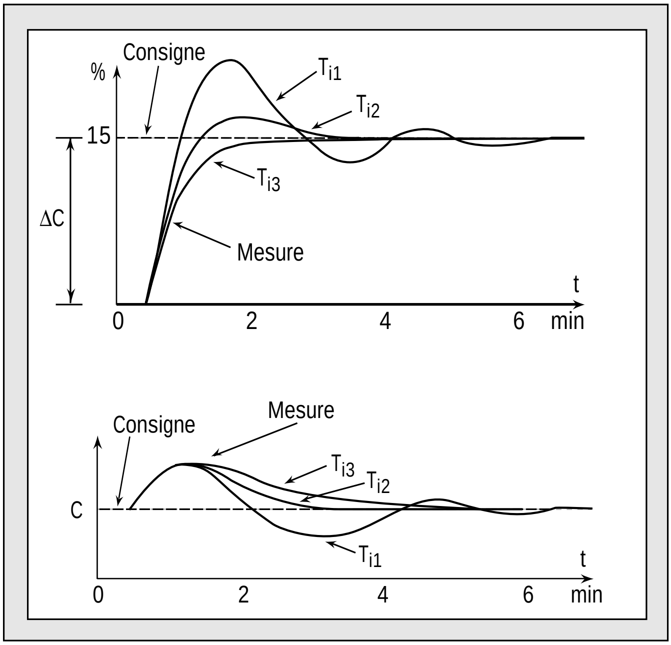
Effet de l'action proportionnelle suite à un changement de consigne (en haut) ou à l'arrivée d'une perturbation (en bas). La mesure ne rejoint jamais la consigne : l'augmentation du gain (G_r) améliore les choses, mais elle risque d'apporter des instabilités.

cédente indique que l'on peut choisir le sens d'action du régulateur, ce sens étant choisi en fonction de la vanne et du processus à commander ; dans le *sens direct* (signe "+"), la sortie $S(t)$ et la mesure $M(t)$ varient dans le même sens alors que dans le *sens inverse* (signe "–"), elles varient en sens inverse.

L'action proportionnelle du régulateur s'exprime soit par le *gain* G_r (on emploie aussi K et K_p), soit par la bande *proportionnelle BP* (également appelée PB, XP% et P%). Cette dernière est définie comme étant la variation, en pourcentage, à appliquer à l'entrée du régulateur pour que la sortie varie de 100 % ; on a donc :

$$\mathrm{BP}\,\% = \frac{100}{G_r}$$

Avec une régulation proportionnelle sur un procédé stable, la mesure ne rejoint pas la consigne. Dans le cas d'un changement de consigne ou d'une perturbation, il subsiste toujours un écart résiduel ε. Le rôle de l'action proportionnelle est de minimiser cet écart entre la consigne et la mesure, lorsqu'il se produit une perturbation sur la boucle. On constate qu'en augmentant le gain du régulateur, l'écart diminue. L'action proportionnelle permet également d'accélérer le comportement global de la boucle fermée : on s'aperçoit qu'en augmentant le gain G_r du régulateur, la pente de la mesure augmente après le retard. On serait tenté de prendre des valeurs de gain élevées pour accélérer la réponse du procédé et ainsi diminuer l'écart, mais on est limité par la stabilité de la boucle fermée (si G_r est trop grand, la mesure commence à présenter des oscillations).



Effet de l'action intégrale suite à un changement de consigne (en haut) ou à l'arrivée d'une perturbation (en bas) : associée à l'action proportionnelle, elle permet d'éliminer l'écart mesure-consigne.

En résumé, la valeur optimale du gain du régulateur G_r est celle qui donne la réponse la plus rapide avec un amortissement maximum et un écart minimum. Il faut trouver pour son réglage un compromis entre la rapidité et la stabilité.

Remarque. La valeur de l'écart ε peut se calculer en appliquant quelques formules très simples. Pour un changement de consigne ΔC, on a :

$$\varepsilon = \frac{\Delta C}{1 + G_r . G_s}$$

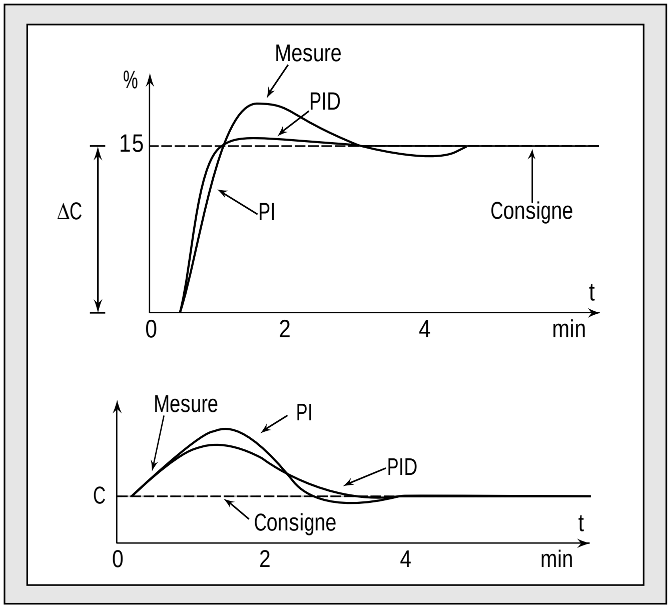
et pour une perturbation ΔP :

$$\varepsilon = \frac{G_p . \Delta P}{1 + G_r . G_s}$$

Dans ces relations, G_s désigne le gain statique du procédé, G_r le gain du régulateur et G_p le gain de la fonction perturbatrice.

L'action intégrale

La régulation proportionnelle s'avère insuffisante chaque fois que l'on souhaite régler la mesure avec une assez bonne précision. D'autre part, dans le cas de procédés industriels où l'on veut une marge de stabilité assez grande, il faut s'imposer des gains faibles,



Effet de l'action dérivée suite à un changement de consigne (en haut) ou à l'arrivée d'une perturbation (en bas) : la stabilité est améliorée et les temps morts sont en partie compensés. A noter que l'action dérivée ne peut pas être utilisée seule.

ce qui a pour conséquence d'engendrer des écarts ε importants. La fonction intégrale, utilisée seule ou associée à la fonction proportionnelle, permet d'éliminer cet écart. L'action intégrale agit proportionnellement à la surface de l'écart, et elle poursuit son action tant que l'écart n'est pas nul. On dit que l'action intégrale donne la *précision statique*. Malgré tout, elle contribue à accélérer le comportement global de la boucle. Comme dans le cas de l'action proportionnelle, un dosage trop important de l'action intégrale engendre une instabilité de la boucle de régulation. Pour son réglage, il faut là aussi trouver un compromis entre la stabilité et la rapidité.

La sortie du module intégrateur varie proportionnellement à la surface de l'écart :

$$S(t) = \frac{1}{T_i} \int_0^t \varepsilon(t)\,.\,dt$$

dans laquelle T_i est le cœfficient de dosage de l'action intégrale, appelé aussi temps d'action intégrale. Les unités utilisées sont des minutes ou des secondes.
Sur certains régulateurs, le dosage de l'action intégrale est exprimé en répétitions par minutes (*n*, avec $n = 1/T_i$).

Dans la pratique, l'action intégrale (I) est associée à l'action proportionnelle (P), car ces deux actions sont complémentaires. L'action intégrale améliore le comportement de la régulation et permet d'obtenir des résultats satisfaisants dans des applications courantes et classiques.

L’action dérivée

La régulation PI permet d’obtenir dans la majorité des cas un comportement satisfaisant de la régulation. Malgré tout, pour certaines applications, notamment lorsque les variations de la grandeur contrôlée sont rapides et les temps de réponse de la régulation plutôt longs, il est possible d’améliorer la régulation en ajoutant aux actions *PI* la fonction dérivée *D*. Le rôle de l’action dérivée est de compenser en partie le temps mort existant sur le procédé. Lorsqu’elle est correctement dosée, l’action dérivée a également un effet stabilisateur, c’est-à-dire qu’elle procure un amortissement plus rapide du régime transitoire lorsqu’il se produit une perturbation ou lors d’une modification de la valeur de la consigne. On montre également par une étude théorique de la stabilité que l’action dérivée produit une légère augmentation de l’action proportionnelle, ce qui a pour effet d’obtenir une réponse plus rapide.

Comme pour les deux autres actions (proportionnelle et intégrale), si on dose exagérément l’action dérivée, on peut compromettre la stabilité.

L’action dérivée a pour effet de délivrer une sortie variant proportionnellement à la vitesse de variation de l’écart (lorsque l’écart reste constant, la sortie du module dérivée est nulle). On a :

$$S(t) = T_d \frac{d\,\varepsilon\,(t)}{dt}$$

où T_d est le dosage de l’action dérivée, exprimé en minutes ou secondes.

L’analyse harmonique

Maîtriser le comportement des boucles, prévoir leur comportement en cas de perturbations extérieures, éviter les instabilités, causes potentielles de dégâts pour les biens et les personnes : il n’y a qu’une solution à tout cela, c’est d’effectuer une analyse mathématique complète de la boucle de régulation, afin de pouvoir choisir les paramètres de régulation optimaux, ainsi que les correcteurs qui permettront d’obtenir le comportement désiré.

Pour faire l’analyse mathématique, il faut bien sûr connaître les fonctions de transfert des différents éléments inclus dans la boucle. De ce point de vue, c’est le processus lui-même qui pose le plus de problèmes : heureusement, il existe des techniques d’”identification” expérimentales qui permettent d’obtenir les fonctions de transfert recherchées (ce sujet fait l’objet de la Fiche 27).

Tous les éléments de la boucle étant connus, il ne reste plus qu’à passer à l’étude mathématique pour bien comprendre son comportement.

La technique la plus connue est l’analyse harmonique, qui consiste à exciter la boucle avec un signal sinusoïdal à amplitude fixe et dont on fait varier la fréquence.

Ce type d’analyse connaît un grand succès, car une excitation sinusoïdale est très facile à réaliser et que de nombreux outils mathématiques permettent de le mettre en œuvre.

Ce type d’analyse repose sur deux types de diagrammes, donnant tous deux l’amplitude et la phase en fonction de la fréquence : il s’agit du diagramme de Bode (exprimé en coordonnées rectangulaires logarithmiques) et du diagramme de Nyquist (exprimé en coordonnées polaires).

La “lecture” d’un Nyquist ou d’un Bode donne tout de suite les indications souhaitées quant au comportement de la boucle de régulation.

L'action dérivée n'est jamais utilisée seule, car elle n'exerce qu'un complément à l'action proportionnelle.

L'action dérivée est sensible aux signaux bruités. Si on récupère un signal de mesure entâché de bruit, son utilisation est rendue quasiment impossible, car elle a pour effet d'augmenter l'amplitude du signal sur sa sortie. Une des solutions consiste soit à :

– filtrer le signal, mais la présence du filtre se traduit par un retard supplémentaire ;
– utiliser une dérivée dont le gain transitoire est réglable.

On agit sur le gain transitoire (K) pour limiter les amplitudes du signal de sortie aux hautes fréquences. Les systèmes numériques de contrôle-commande et certains régulateurs numériques monoblocs sont équipés de modules de dérivée avec gain transitoire réglable.

Si la consigne est modifiée en permanence ou si elle est pilotée par un calculateur, il est préférable de placer l'action dérivée sur la mesure au lieu de l'écart.

FICHE N°27

La régulation industrielle

LE CALCUL DES REGLAGES

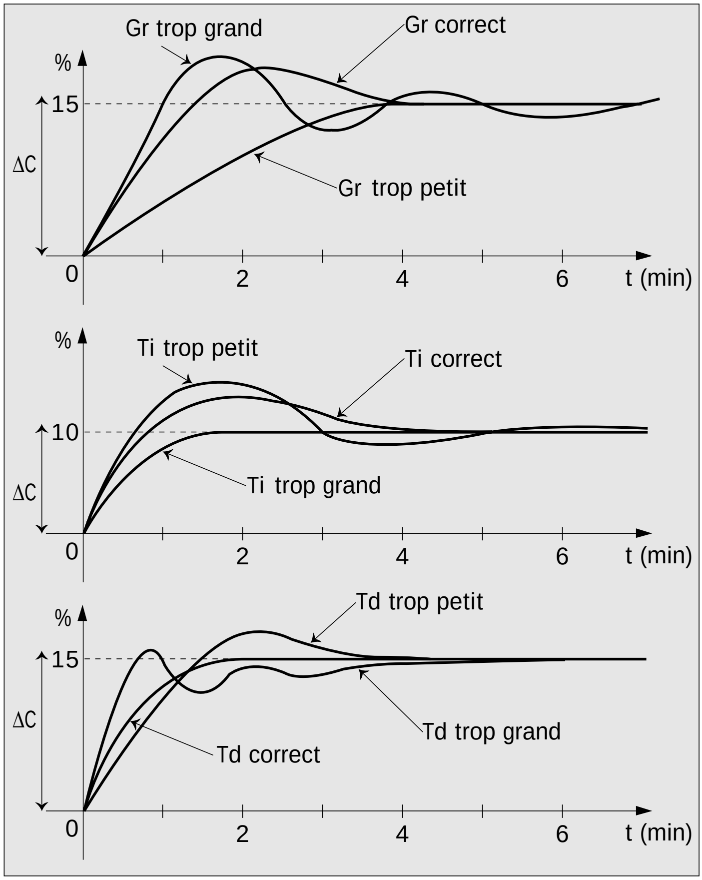
La plupart des ouvrages consacrés à l'automatique comportent d'abondants développements mathématiques. Ces derniers sont indispensables pour bien étudier le comportement des asservissements et des régulations, l'influence des diverses perturbations, l'efficacité des réglages, etc.

Pour mettre en œuvre tous ces outils, il faut disposer d'un modèle mathématique du processus à contrôler. Pour obtenir ce modèle, on peut partir des lois régissant les phénomènes physico-chimiques, notamment les lois de la chimie, de la thermique, de la mécanique, de l'hydraulique, de l'aérodynamique, de la mécanique des fluides, etc. A partir de là, tout processus peut être décrit sous la forme d'un ensemble d'équations mathématiques. En résolvant ces équations, il est alors possible de savoir comment va réagir le processus, suite à une modification d'une de ses entrées ou à l'arrivée d'une perturbation externe. Et, connaissant ce comportement, il est possible de définir les caractéristiques du régulateur qui permettra de contrôler au plus près le processus.

Malheureusement, il y a un fossé de la théorie à la pratique. Les descriptions mathématiques des processus sont en effet souvent très complexes et exigent de grandes compétences dans des disciplines très différentes (par exemple en thermodynamique et en mécanique des fluides). De plus, même si ces équations étaient établies, il faudrait connaître les valeurs des divers paramètres qu'elles incorporent (capacités calorifiques, viscosités, nombres de Reynolds, etc.). Un travail titanesque ! A telle enseigne que, outre quelques processus mécaniques, ces études mathématiques ne peuvent aboutir.

Pour calculer les paramètres des régulateurs, d'autres techniques doivent être utilisées. Il en existe plusieurs, toutes basées sur des essais expérimentaux :

– *par approches successives* : cette technique consiste à modifier les actions (sur le processus) et à observer les effets pour la mesure enregistrée, jusqu'à obtenir la réponse



Avec un peu d'expérience, il est possible de régler par approximations successives les paramètres du régulateur P.I.D. Les réglages s'effectuent à partir des réponses du processus suite à l'application d'un échelon.

optimale. On règle dans l'ordre l'action proportionnelle, l'action dérivée puis l'action intégrale.

Du fait de sa simplicité, c'est une méthode très utilisée ; toutefois, son application devient longue sur les processus à grande inertie. Son principal avantage est de ne pas nécessiter de connaissance approfondie du processus et du régulateur.

– *méthode de Ziegler et Nichols* : elle nécessite l'observation de la réponse du processus et la connaissance de la structure du régulateur.

C'est une méthode qui permet de calculer les actions PID, sans la détermination des paramètres du processus.

– *par identification du processus* : la connaissance des paramètres du processus et de la structure du régulateur permettent de calculer les actions. Cette méthode nécessite un enregistreur à déroulement rapide. Elle est de préférence utilisée sur des processus à grande inertie.

Actions \ Modes de régul.	P	PI série	PI parallèle	PID série	PID parallèle	PID mixte
G_r	$\frac{G_{rc}}{2}$	$\frac{G_{rc}}{2,2}$	$\frac{G_{rc}}{2,2}$	$\frac{G_{rc}}{3,3}$	$\frac{G_{rc}}{1,7}$	$\frac{G_{rc}}{1,7}$
T_i	Maxi	$\frac{T}{1,2}$	$\frac{2.T}{G_{rc}}$	$\frac{T}{4}$	$\frac{0,85.T}{G_{rc}}$	$\frac{T}{2}$
T_d	0	0	0	$\frac{T}{4}$	$\frac{T.G_{rc}}{13,3}$	$\frac{T}{8}$

La méthode de Ziegler & Nichols consiste à mettre en oscillations entretenues la boucle de régulation. A partir du gain G_{rc} qui a permis d'obtenir cette oscillation, et de la période T de cette oscillation, il est possible de choisir les paramètres de réglage du régulateur. Cette méthode est utilisable pour les procédés stables et instables.

La plus connue : Ziegler & Nichols en boucle fermée

De toutes les méthodes proposées pour calculer les paramètres de réglage des régulateurs PID, la mieux documentée reste encore celle de J.G. Ziegler et N.B. Nichols, en novembre 1942. Deux variantes ont été proposées dès cette époque, l'une pour un réglage en boucle fermée, l'autre en boucle ouverte.

Dans la méthode en boucle fermée, on utilise uniquement la commande proportionnelle pour exciter la boucle jusqu'à la faire entrer en oscillation. Ceci est réalisé en appliquant une perturbation de type échelon sur la charge. A partir de la valeur du gain critique G_{rc} (ou de la bande proportionnelle) qui a permis d'obtenir l'oscillation non amortie, et de la valeur de la période de l'oscillation T, on peut en déduire les valeurs des réglages optimaux du régulateur. Les cœfficients à appliquer dépendent de la structure du régulateur. Pour un régulateur PI série, la bande proportionnelle doit être 2,2 fois celle produisant l'oscillation non amortie et le temps d'intégration égal à 0,83 fois la période de l'oscillation non amortie ; pour un régulateur PID mixte, la bande proportionnelle doit être de 1,66 fois celle produisant l'oscillation non amortie et les temps d'intégration et de dérivée respectivement à 1/2 et 1/8 de la période de l'oscillation non amortie.

Ces réglages donnent en général des résultats acceptables, mais ils ne sont pas efficaces pour tous les processus dans toutes les conditions. Tout d'abord, ils sont déduits du critère de "comportement optimum" de Ziegler & Nichols, défini à partir de l'amplitude maximum de la variable contrôlée et de son temps d'établissement (le choix de ces paramètres varie beaucoup d'un processus à l'autre). D'autre part, la méthode consiste à appliquer une perturbation de type échelon sur la charge alors que des excitations de type impulsion, rampe ou sinusoïde conviennent mieux dans certains cas. D'une façon générale, cette méthode n'est pas adaptée pour les boucles rapides (débits par exemple) et les procédés à retard important. Mais elle est utilisable sur les procédés stables et instables.

D’après la réponse du processus en boucle ouverte

La plupart des méthodes de calcul des paramètres de réglage consistent à faire des calculs sur les courbes de réponse du processus en boucle ouverte, suite à l’application d’un échelon. Cette courbe de réponse a une allure en “S” plus ou moins prononcée, suivant le processus. Dans tous les cas, on considère la zone linéaire où la courbe de réponse présente la pente maximum, on trace une droite “épousant” cette zone linéaire et on s’intéresse au point d’intersection de cette droite avec l’axe des abcisses (axe des temps) : on définit ainsi le temps T_U. On définit ensuite le temps T_G, comme étant le temps qu’il faut à la variable contrôlée pour varier de la même amplitude que la sortie du régulateur, ceci

Détermination des paramètres de réglage

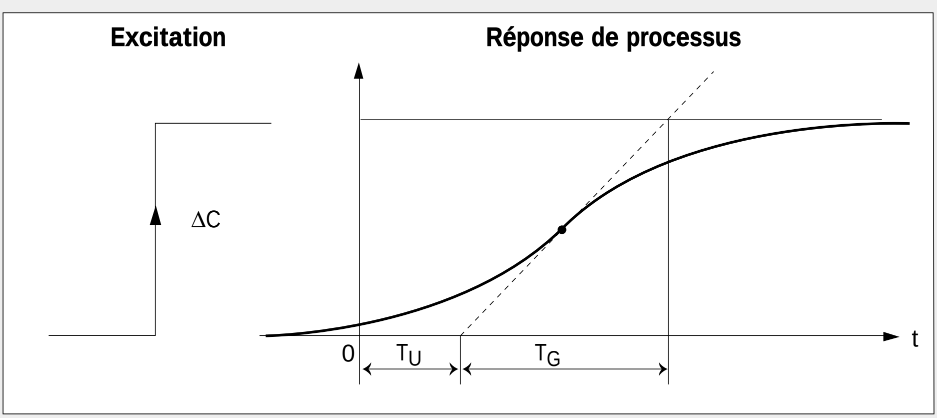
De nombreuses méthodes permettent de calculer les paramètres de réglage des actions PID : beaucoup d'entre elles partent de la réponse de la boucle à un échelon (réponse indicielle).
Ces méthodes font souvent intervenir les paramètres T_U et T_G.

Régulateur PID mixte

Fonction du transfert : $R(p) = G_r(1 + \frac{1}{p.T_i} + p.T_d)$

$$S(t) = G_r\,(M - C) + \frac{G_r}{T_i}\int (M - C)\,dt + G_r T_d\,\frac{d(M - C)}{dt} + S_0$$

où S est la sortie, M la mesure et C la consigne



à la vitesse de variation maximale (il faut donc reprendre la droite précédemment tracée).

Ces deux paramètres permettent alors de définir les paramètres de réglage du régulateur. Les chiffres conseillés dépendent des auteurs.

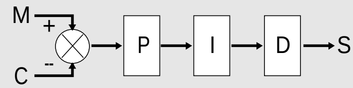
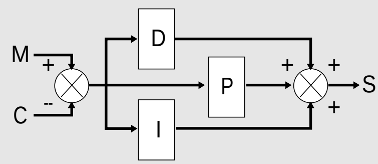
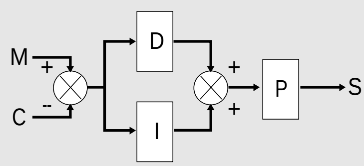
Ziegler & Nichols en boucle ouverte. Ziegler & Nichols ne font pas d'hypothèse *a priori* sur le comportement de la boucle. Pour un régulateur PI mixte, les valeurs du gain et du cœfficient d'intégration proposées par les auteurs sont les suivantes :

$$G_r = \frac{0{,}9T_G}{T_U}$$

$$T_i = 3{,}3\ T_U$$

Valeurs recommandées par Ziegler & Nichols	
Régulateur	Paramètres de réglage
P	$Gr = \frac{T_G}{T_U}$
PI	$Gr = 0{,}9\ \frac{T_G}{T_U}$ $Ti = 3{,}3\ T_U$
PID	$Gr = 1{,}27\ \frac{T_G}{T_U}$ $T_i = 2\ T_U$ $Td = 0{,}5\ T_U$

Valeurs recommandées par Chien-Hrones-Reswick			
Régulateur	Paramètre du correcteur	Comportement apériodique	Comportement à 20% de dépassement *D*
P	G_r	$0{,}3\ \frac{T_G}{T_U}$	$0{,}7\ \frac{T_G}{T_U}$
PI	G_r T_i	$0{,}6\ \frac{T_G}{T_U}$ $4T_u$	$0{,}7\ \frac{T_G}{T_U}$ $2{,}3T_u$
PID	G_r T_i T_d	$0{,}95\ \frac{T_G}{T_U}$ $2{,}4T_u$ $0{,}42T_u$	$1{,}2\ \frac{T_G}{T_U}$ $2T_u$ $0{,}42T_u$

Type	Schéma
Série	 Fonction de transfert $G_r\left(\frac{T_i+T_d}{T_i} + \frac{1}{pT_i} + pT_d\right)$ $S(t) = G_r\frac{T_i+T_d}{T_i}(M-C) + \frac{G_r}{T_i}\int(M-C)\,dt + G_rT_d\frac{d(M-C)}{dt} + S_0$
Parallèle	 Fonction de transfert $G_r + \frac{1}{pT_i} + pT_d$ $S(t) = G_r(M-C) + \frac{1}{T_i}\int(M-C)\,dt + T_d\frac{d(M-C)}{dt} + S_0$
Mixte	 Fonction de transfert $G_r\left(1 + \frac{1}{pT_i} + pT_d\right)$ $S(t) = G_r(M-C) + \frac{G_r}{T_i}\int(M-C)\,dt + G_rT_d\frac{d(M-C)}{dt} + S_0$

Dans un régulateur PID, il existe plusieurs façons d'associer les paramètres P, I et D. La réponse d'un régulateur à un échelon de mesure présente la même allure, quelle que soit la structure du régulateur. Par contre, la détermination des actions d'un régulateur par le calcul, pour la mise au point d'une boucle de régulation, nécessite la connaissance de la structure du régulateur.

Pour un régulateur PID mixte, les valeurs à retenir pour les trois paramètres sont les suivantes :

$$G_r = \frac{1,2T_G}{T_U}$$

$T_i = 2\ T_U$
$T_d = 0,5\ T_U$

Chien-Hrones-Reswick conseillent des paramètres dans le cas où on veut une boucle avec un comportement apériodique ou d'une boucle avec 20 % de dépassement.

Remarque. Toutes les méthodes basées sur les calculs sur des courbes supposent bien sûr une certaine précision sur les tracés de la droite (dans la zone de linéarité) et la détermination de la hauteur de l'asymptote. Ce n'est pas toujours facile, surtout pour l'asymptote, car pour de nombreux processus, il est souvent difficile de trouver un intervalle de temps sans perturbation assez long pour permettre d'approcher l'asymptote. Il est donc nécessaire de faire plusieurs essais pour obtenir des valeurs moyennes représentatives. D'autre part, l'amplitude de l'échelon doit être choisie assez grande afin d'obtenir une réponse exploitable, sans toutefois dépasser les limites de linéarité du processus.

Pour aller plus loin : l'identification

Une autre approche consiste à utiliser la courbe de réponse à un échelon pour "identifier" le processus. L'identification a pour objet de rechercher la fonction de transfert, c'est-à-dire un modèle mathématique représentant le plus fidèlement possible le comportement du processus, tant en régime statique que dynamique. La recherche des paramètres de la fonction de transfert du modèle s'effectue à partir de l'enregistrement des signaux d'entrée (commande) et de sortie (mesure).

Lorsqu'elle est connue avec une grande précision, cette fonction de transfert permet de déterminer de façon optimale les actions de réglage du régulateur pilotant le processus, ceci afin d'assurer la stabilité de l'ensemble et le contrôle de la grandeur à régler.

La fonction de transfert réelle d'un processus industriel est pratiquement impossible à déterminer, car les processus industriels sont en général non linéaires sur toute leur plage de fonctionnement. C'est pourquoi on se limite à de faibles variations autour d'un point de fonctionnement (et on considère que le processus est linéaire).

Méthode de Strejc. Strejc considère un processus stable et assimile la réponse indicielle du processus (suite à l'application d'une excitation échelon) à celle d'un processus du $n^{ième}$ ordre (au sens mathématique du terme) avec un retard pur. En analysant la forme du "S" de la réponse indicielle du processus et en évaluant les paramètres T_U et T_G, des abaques permettent de déterminer les valeurs à affecter aux actions PID.

La méthode de Strejc permet de "coller" avec une certaine précision à la réponse indicielle du processus.

La méthode de Broïda, pour une identification simplifiée...

Comme Strejc, Broïda s'intéresse aux processus stables, et procède à une identification en boucle ouverte. Mais il simplifie en considérant que la forme en "S" peut être assimilée à une fonction mathématique du premier ordre avec une constante de temps θ, assortie d'un retard pur τ (c'est forcément une solution approximative) :

$$H = \frac{G_s . e^{-\tau . p}}{1 + \theta . p}$$

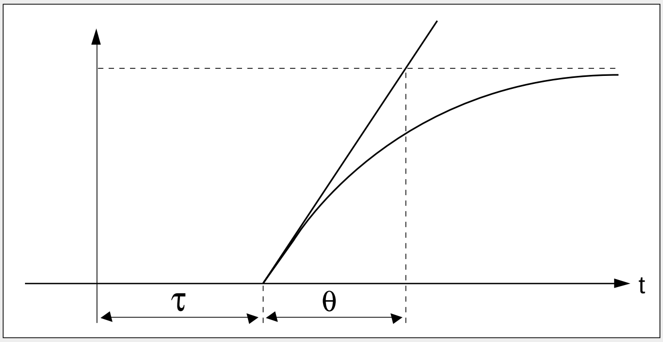
Identification de processus stables

L'identification d'un processus consiste à rechercher son modèle mathématique de façon à bien maîtriser la boucle de régulation. Pour simplifier, on choisit des modèles simples et on s'assure que le processus suit grosso modo le modèle retenu. Le modèle choisi ici est celui d'un système du premier ordre, avec constante de temps θ et retard pur t. L'identification consiste à rechercher θ et τ.

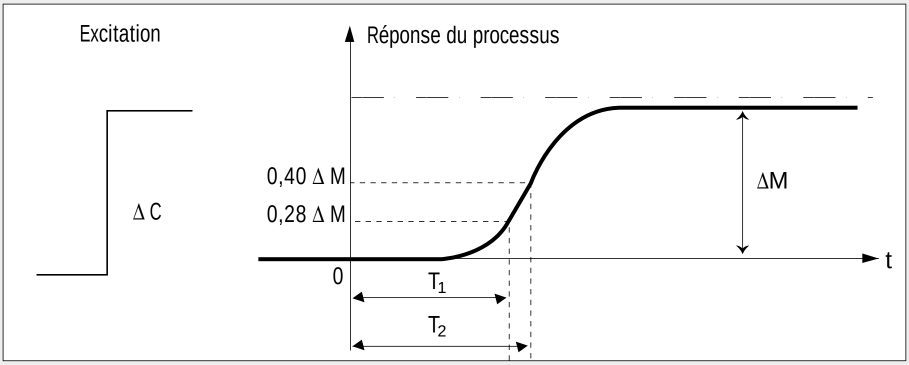
Fonction de transfert du processus à identifier

$$H(p) = \frac{G_S\, e^{-\tau p}}{1 + \theta p}$$

Avec G_S : gain statique τ : temps de retard θ : constante de temps



Identification en boucle ouverte (méthode de Broïda)



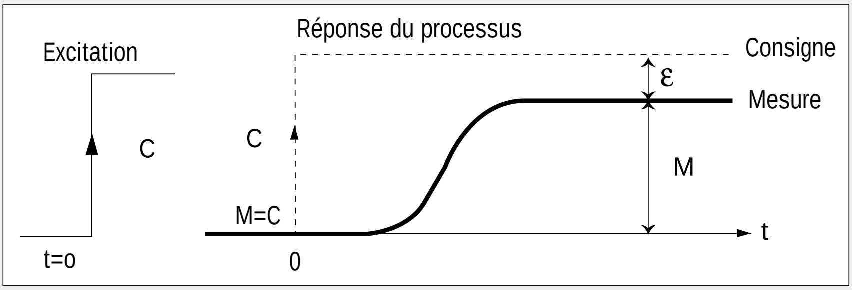
$$Gs = \frac{\Delta C}{\Delta M}$$

$$\theta = 5{,}5\,(T_2 - T_1)$$

$$\tau = 2{,}8 T_1 - 1{,}8 T_2$$

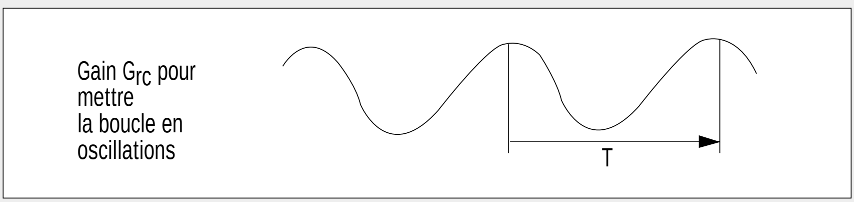
Identification en boucle fermée

1er essai



$$G_S = \frac{M}{\varepsilon . G_r}$$

2eme essai



$$\theta = \frac{T}{6{,}28}\sqrt{(G_{rc}\,C_S)^2 - 1}$$

$$\tau = \frac{T}{2}\left(1 - \frac{\mathrm{arc\,tg}\sqrt{(G_{rc}\,C_S)^2 - 1}}{\pi}\right)$$

Paramètres de réglage du régulateur

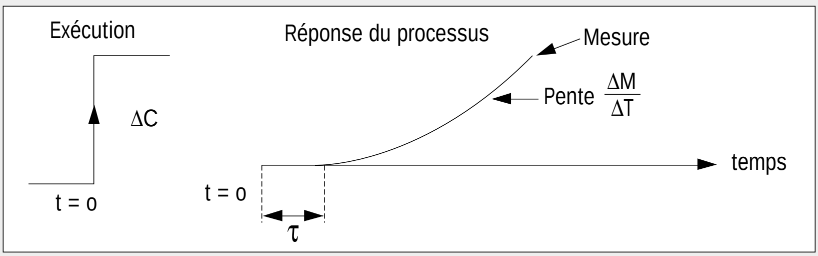
Modes de régul. / Actions	P	PI série	PI parallèle	PID série	PID parallèle	PID mixte
G_r	$\frac{0{,}8.\theta}{G_S.\tau}$	$\frac{0{,}8.\theta}{G_S.\tau}$	$\frac{0{,}8.\theta}{G_S.\tau}$	$\frac{0{,}85.\theta}{G_S.\tau}$	$\frac{\frac{\theta}{\tau} + 0{,}4}{1{,}2.G_S}$	$\frac{\frac{\theta}{\tau} + 0{,}4}{1{,}2.G_S}$
T_i	Maxi	θ	$\frac{G_S.\tau}{0{,}8}$	θ	$\frac{G_S.\tau}{0{,}75}$	$\theta + 0{,}4.\tau$
T_d	0	0	0	$0{,}4.\tau$	$\frac{0{,}35.\theta}{G_S}$	$\frac{\theta.\tau}{\tau + 2{,}5.\theta}$

Identification de procédés instables

Fonction de transfert du processus à identifier

$$H(p) = \frac{Ke^{-\tau p}}{p} \qquad \text{avec } \tau \text{ : retard}$$

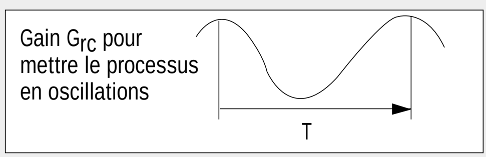
Identification en boucle ouverte



τ = lecture directe

$$K = \frac{1}{\Delta t}\;\frac{\Delta M}{\Delta t}$$

Identification en boucle fermée



$$K = \frac{G_{rc}}{6{,}28\ T} \qquad \tau = \frac{T}{4}$$

Paramètres de réglage du régulateur

Modes de régul. / Actions	P	PI série	PI parallèle	PID série	PID parallèle	PID mixte
G_r	$\frac{0{,}8}{K.\tau}$	$\frac{0{,}8}{K.\tau}$	$\frac{0{,}8}{K.\tau}$	$\frac{0{,}85}{K.\tau}$	$\frac{0{,}9}{K.\tau}$	$\frac{0{,}9}{K.\tau}$
T_i	Maxi	$5.\tau$	$\frac{K.\tau^2}{0{,}15}$	$4{,}8.\tau$	$\frac{K.\tau^2}{0{,}15}$	$5{,}2.\tau$
T_d	0	0	0	$0{,}4.\tau$	$\frac{0{,}35}{K}$	$0{,}4.\tau$

Identification en boucle ouverte. Broïda fait correspondre la réponse indicielle en “S” et la fonction du premier ordre, en deux points d’ordonnées respectives 28 % et 40 %, pour lesquels il note les temps T_1 et T_2. Il obtient :

$\tau = 5{,}5\,(T_1 - T_2)$

$\tau = 2{,}8\,T_1 - 1{,}8\,T_2$

Identification en boucle fermée. Le régulateur est en position automatique, les actions intégrale et dérivée sont inhibées.

La méthode nécessite deux essais.

On recherche d’abord le gain statique G_s. Pour ce faire, on fixe un gain (G_r) au régulateur et on applique un échelon de consigne ΔC : la mesure varie de ΔM et il subsiste, après stabilisation, un écart ε entre la mesure et la consigne. Le gain statique est donné par :

$$G_s = \frac{\Delta M}{e.G_r}$$

Le deuxième essai a pour objet de rechercher les paramètres θ et τ. Cet essai nécessite la mise en oscillations entretenues de la boucle de régulation. Soit T la période des oscillations et Grc le gain critique à appliquer au régulateur pour obtenir ces oscillations. Les paramètres θ et τ sont alors donnés par :

$$\theta = \frac{T}{6{,}28}\sqrt{(G_{rc}.G_s)^2 - 1} \qquad \tau = \frac{T}{2}\left(1 - \frac{\arctan\sqrt{(G_{rc}.G_s)^2 - 1}}{\pi}\right)$$

Choix des paramètres de régulation. A partir des valeurs de θ et τ, des tableaux donnent alors les valeurs des paramètres PID à retenir. Le choix du mode de régulation est lié à la réglabilité du système, déterminé par le rapport θ/τ

Si θ/τ est compris entre 10 et 20 : régulation P

Si θ/τ est compris entre 5 et 10 : régulation PI.

Si θ/τ est compris entre 2 et 5 : régulation PID.

Si θ/τ est supérieur à 20 : régulation tout-ou-rien.

Si θ/τ est inférieur à 2 : limite de l’algorithme PID en boucle simple (il faut utiliser des boucles multiples ou des correcteurs).

Identification d’un processus instable

Les méthodes d’identification s’appliquent également aux processus instables. Là aussi, il faut faire des hypothèses sur la fonction de transfert du processus. Le plus simple, c’est lorsque l’on considère que le processus suit le modèle d’un intégrateur pur (avec une constante d’intégration K) associé à un retard τ :

$$H(p) = \frac{K.e^{-\tau.p}}{p}$$

Pour déterminer ces deux paramètres, on peut travailler en boucle ouverte ou en boucle fermée.

Identification en boucle ouverte. Compte tenu du caractère instable du processus, cette méthode doit être pratiquée avec prudence. la procédure est simple. On applique une excitation échelon ΔC et on observe l'évolution de la mesure. Le temps qui s'écoule entre l'instant de l'application de l'échelon et l'instant où la mesure commence à évoluer fournit le retard τ. Pour obtenir la constante d'intégration K, il faut mesurer la pente de la variation de la mesure en fonction du temps ($\Delta M/\Delta t$) ; à partir de là, on déduit K :

$$K = \frac{\Delta M}{\Delta C.\Delta t}$$

Identification en boucle fermée. La méthode nécessite la mise en oscillations entretenues de la boucle de régulation. Soit G_{rc} le gain critique qui permet d'obtenir ces oscillations, et soit T la période des oscillations obtenues. Les valeurs de K et de τ sont données par les formules suivantes :

$$K = \frac{G_{rc}}{6{,}28.\ T}$$

$$\tau = T/4$$

Choix des paramètres de réglage. Le choix du mode de régulation est lié à la réglabilité du système déterminé par le produit $K.\tau$.

Si $K.\tau$ est compris entre 0,05 et 0,1 : régulation P.
Si $K.\tau$ est compris entre 0,1 et 0,2 : régulation PI.
Si $K.\tau$ est compris entre 0,2 et 0,5 : régulation PID.
Si $K.\tau$ est inférieur à 0,05 : régulation tout-ou-rien.
Si $K.\tau$ est supérieur à 0,5 : limite du PID en boucle simple. Il faut utiliser des boucles multiples ou des correcteurs.

Des tableaux donnent les paramètres de réglage PID en fonction de la structure du régulateur choisi.