

Conception de Procédés

Patricia Arlabosse, Élisabeth Rodier (†)

23 novembre 2020

Table des matières

- Introduction
- Une approche progressive, de la boîte noire au flowsheet
- Le design du procédé : une hiérarchie de décisions
 - Choix du mode de fonctionnement
 - Inventaire/analyse des entrées et des sorties
 - Identification des réacteurs et recyclages
 - Choix des méthodes de séparation
 - Intégration thermique
 - Marges de sécurité
- Méthodes d'évaluation économique
 - La méthode globale
 - Principe
 - Exercice
 - Les méthodes modulaire et semi-détaillée
 - Investissement global
 - Capital fixe
 - Capital amortissable
 - Coûts opératoires
 - Charges financières
 - Coût de production, prix de revient et bénéfices bruts annuels
 - Rentabilité d'un projet
- Notes
- Bibliographie
- Crédits des ressources
- Contenus annexes

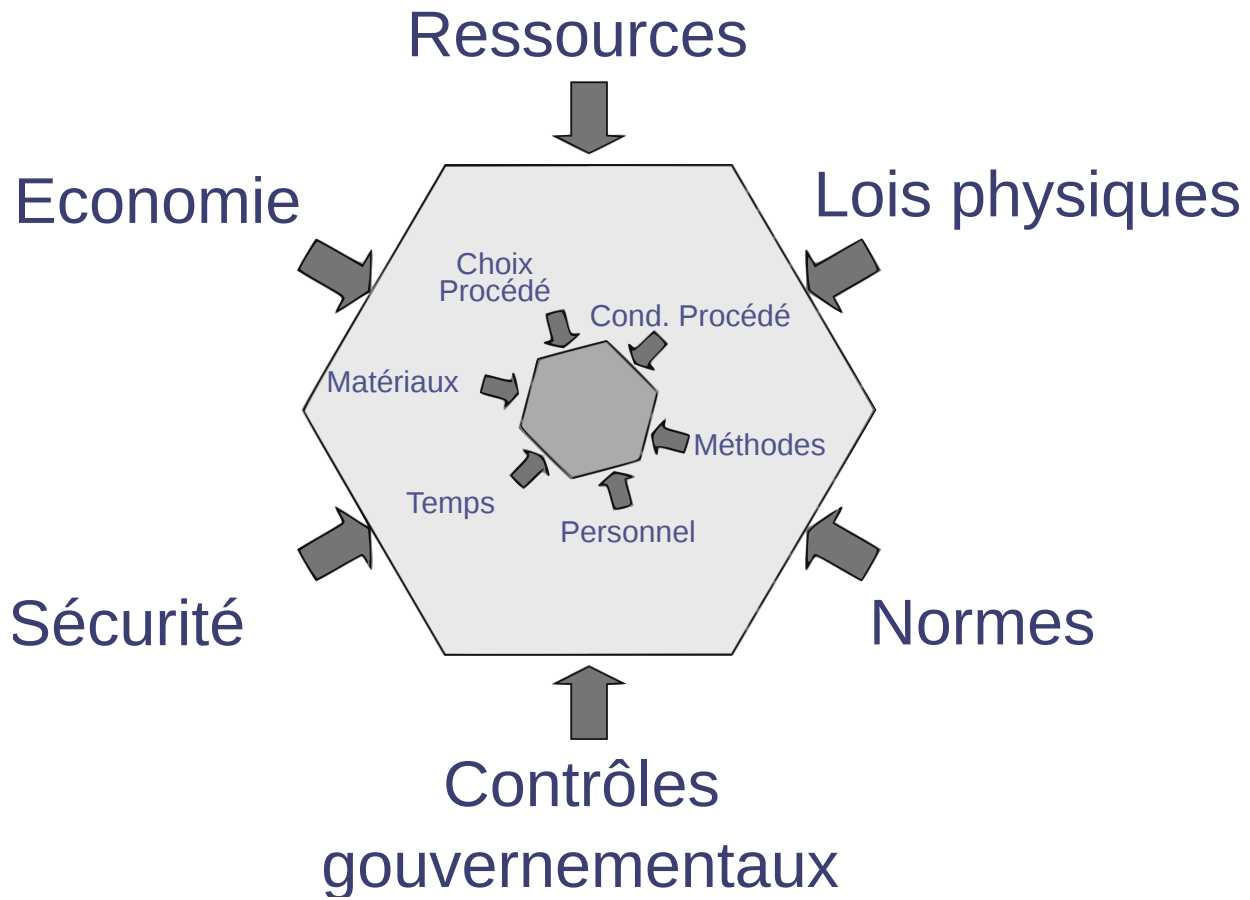
Introduction



Le processus d'industrialisation d'un nouveau procédé s'inscrit généralement dans une logique de mise sur le marché d'un nouveau produit. Il faut donc initialement disposer d'une définition la plus exacte possible des besoins réels à satisfaire. De l'idée (émergent le plus souvent dans un laboratoire) à l'usine, de la conception à l'exploitation du procédé, va ensuite se mettre en place une démarche méthodologique, réalisée de manière quasi-systématique et formelle par les entreprises.

Pourquoi une démarche formelle ? La caractéristique principale d'un problème de conception par rapport aux autres problèmes d'ingénierie est que seule une très petite fraction de l'information requise pour la conception est disponible dans le cahier des charges initial. Par exemple, un chimiste peut avoir découvert une nouvelle réaction pour synthétiser un produit existant et, au moment de concevoir le réacteur et de choisir les séparations *etc*, seules les conditions de la réaction ainsi que quelques informations sur les matières premières et les produits sont disponibles. La conception de tout procédé nécessite de **faire des hypothèses** sur le type d'opérations unitaires à mettre en œuvre, sur les équipements, sur leurs connections mais aussi sur les températures, pressions et débits requis... On estime généralement que le nombre de manières d'accomplir un même but, autrement dit le nombre de procédés alternatifs, est compris entre 10^4 et 10^9 [Douglas, 1988]^{Douglas, 1988 p.33}. Il est donc nécessaire de réduire au plus tôt le nombre d'alternatives possibles. Ceci est d'autant plus vrai que les chances de commercialisation d'un nouveau procédé ne sont que de 1 à 3% à l'échelle de la Recherche, de 10 à 25% à l'échelle du Développement et de 40 à 60% à l'échelle pilote [Douglas, 1988]^{Douglas, 1988 p.33}.

Lorsque l'on considère les différentes façons d'accomplir un même but, on se heurte à de nombreuses **contraintes** et spécifications faisant chuter le nombre des alternatives possibles. Certaines d'entre elles sont fixes, invariantes et incontournables : il s'agit par exemple des lois de la physique, des spécifications du produit fini (concentration, pureté...), des normes environnementales et autres contraintes réglementaires, des contraintes économiques... D'autres sont plus souples et constitueront les variables d'ajustement pour le choix. Citons le choix des matériaux, les contraintes sociales, le choix de certains paramètres opératoires... Signalons que l'on tend de plus en plus vers un accroissement du nombre de contraintes fixes : zéro pollution, zéro accident, zéro défaut, délai minimal entre commande et livraison. Ainsi, dès le début du projet, il est utile de distinguer les contraintes externes, délimitant la région des *conceptions possibles*, des contraintes internes, délimitant quant à elles la région des *conceptions plausibles* (cf. Figure ci-dessous).

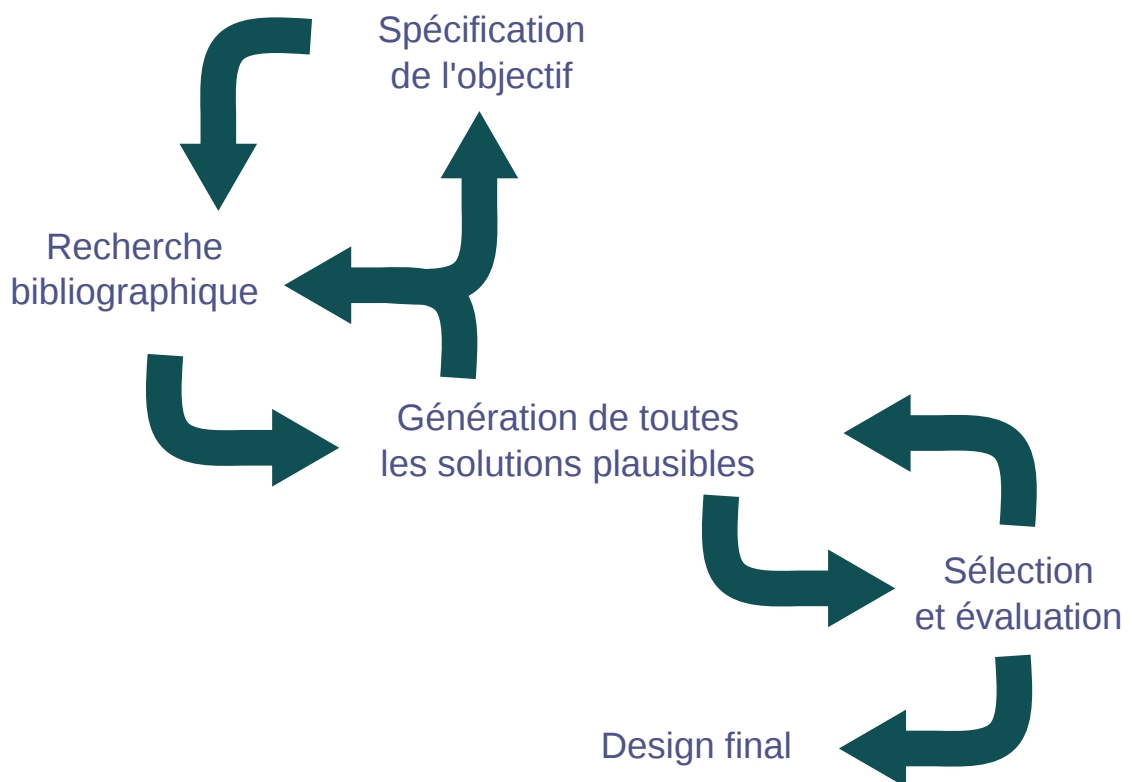


Graphique 1 Diagramme des contraintes (adapté de Coulson et al., 1983)

Une approche progressive, de la boîte noire au flowsheet



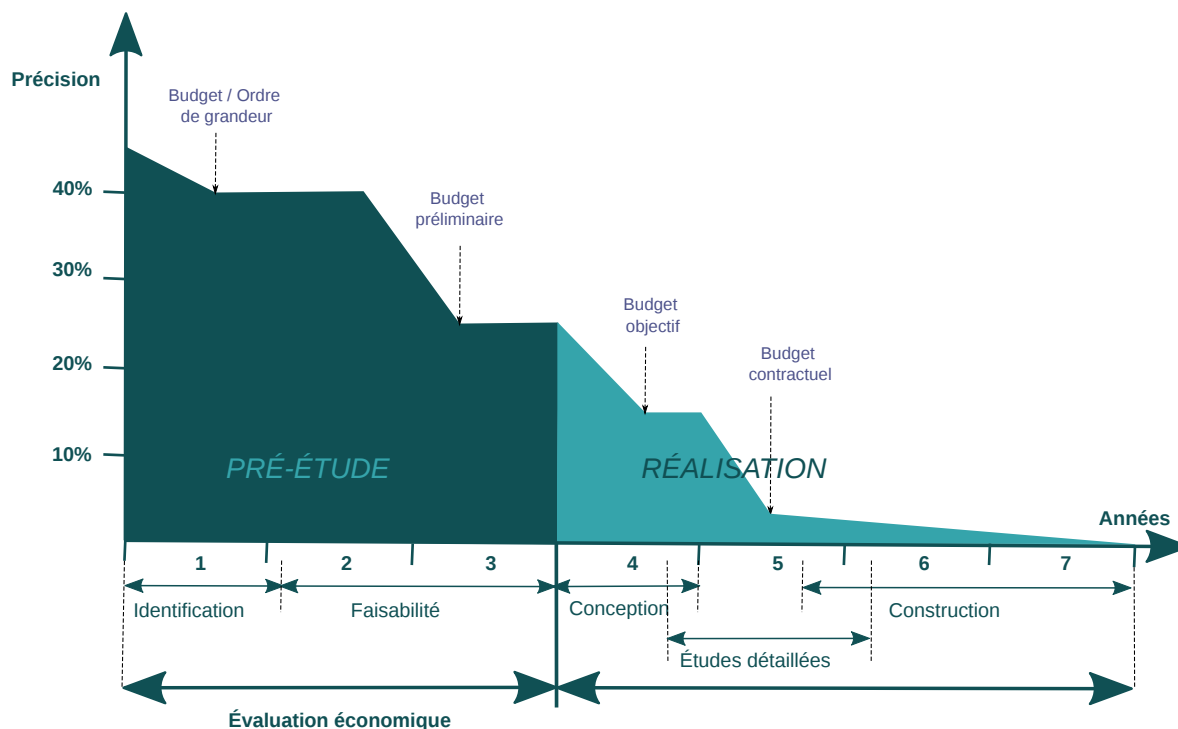
La démarche de conception s'apparente à un processus itératif matérialisé sur la Figure suivante par deux boucles successives : une première visant à générer les *alternatives plausibles* puis une seconde visant à sélectionner l'*alternative probable*, c'est-à-dire la meilleure solution. Grâce au processus d'évaluation et de sélection, le nombre de solutions plausibles diminue au fur et à mesure de l'avancement du projet. Corrélativement, les informations sur les solutions restantes sont de plus en plus précises.



Graphique 2 Processus de design (adapté de Coulson et al., 1983)

Pour réduire le nombre des alternatives plausibles et arriver au plus tôt à l'alternative probable, la démarche mise en œuvre va consister en une **série de phases d'activités et de jalons de décision** autorisant à passer d'une phase à l'autre. Les **critères** de décision sont traditionnellement **techniques** (voir liste des contraintes internes sur le *Diagramme des contraintes*) et **économiques**.

La Figure suivante représente la planification temporelle des différentes phases d'un projet de conception, de l'identification des besoins jusqu'à la construction, ainsi que la précision de l'évaluation économique à chaque jalon de décision.



Graphique 2 Les différentes phases d'un projet industriel, de l'identification du besoin jusqu'à la construction (adapté de Albert, 2003)

En phase d'initiation, on se contentera d'estimations très simples et rapides, mais pas très précises, pour arriver, au stade de la construction, à des calculs aussi détaillés que possibles. Une classification des méthodes employées pour évaluer le coût du procédé est proposée dans le Tableau qui suit. Sont également mentionnées dans ce tableau les connaissances nécessaires pour le calcul du coût et la précision escomptée.

Méthode	Budget	Données nécessaires	Précision
Globale	Ordre de grandeur	Produits et réactifs, analogie via procédé similaire	$\pm 40\%$
Modulaire	Budget préliminaire	Connaissance des équipements principaux	$\pm 25\%$
Semi-détaillée	Budget objectif	Choix et dimensionnement des équipements Tuyauteries principales et instrumentations	$\pm 12\%$
Détaillée	Budget contractuel	Ingénierie complète, données de site	$\pm 3\%$

Niveau de précision dans l'évaluation économique selon le niveau de connaissances sur le procédé

L'appellation des différentes phases associées à la conception d'un procédé, ainsi que leurs durées, vont sensiblement varier d'un auteur à l'autre [Auroy, 2000^{Auroy, 2000 p.33} ; Azapagic, 2006^{Azapagic et al., 2006 p.33} ; Albert, 2003^{Albert, 2003 p.33}]. Par contre, le nombre de phases est traditionnellement de 4 :

- La première repose essentiellement sur une évaluation du potentiel économique (EP), défini comme la différence entre le revenu annuel des ventes et le coût d'achat annuel des matières premières ;
- La seconde phase vise à définir les enchaînement les plus compétitifs, techniquement réalisables à l'échelle industrielle et économiquement acceptables. Elle nécessite d'avoir une idée assez précise des différents courants qui sortent du procédé et de leurs valeurs économiques. Le schéma de blocs est l'outil graphique de cette phase. Les solutions alternatives sont triées en utilisant des arguments d'ordre de grandeur pour simplifier les bilans de matière, les équations de dimensionnement des équipements et les calculs de coût. En général, ces calculs sont souvent suffisamment précis pour éliminer 90% des solutions alternatives qui ne donneront pas lieu à une opération rentable. À l'issue de cette phase, le budget est connu à $\pm 25\%$;
- Pour les résultats de cette analyse préliminaire les plus prometteurs, des informations plus détaillées sont prises en compte dans les calculs, l'effort d'ingénierie étant alors justifié. La troisième phase vise ainsi à affiner le dimensionnement des équipements principaux, puis à choisir et dimensionner les équipements secondaires. L'élaboration du schéma de procédé est au cœur de cette phase. L'intégration énergétique, le contrôle/commande du procédé et les aspects prévention et sécurité sont également pris en compte. À l'issue de cette étude, le schéma de blocs est figé, le *flowsheet* très avancé et le budget affiné à $\pm 12\%$;
- Enfin, la dernière phase vise à définir l'implantation des appareils et leurs connections, puis à construire un nouveau diagramme appelé « schéma tuyauterie et instrumentation » ou encore « schéma de construction ». À l'issue de cette étude, le *flowsheet* est figé, le schéma de construction très avancé et le budget affiné à $\pm 3\%$. Il sera mis à jour au cours de la construction de l'unité de production.

On pourra noter au passage que les deux dernières phases sont en interaction forte et ont tendance à se chevaucher dans le temps (cf. le schéma *Les différentes phases d'un projet industriel* par rapport à la planification de la Conception et des Études Détaillées). Il en est de même entre la dernière phase de conception et le début de la construction de l'unité.

Un projet de conception de procédé nécessite donc de mener en parallèle des études à caractère scientifique et technique et des évaluations économiques. Pour des questions de lisibilité du document, nous présenterons dans la suite les deux aspects, mais de manière séparée.

Le design du procédé : une hiérarchie de décisions



1. Introduction

En introduction, nous avons souligné la difficulté d'un problème de conception. Pour aborder la conception d'un procédé, une approche systématique détaillée par Douglas (1988)^{Douglas, 1988 p.33} permet de ramener le problème à une hiérarchie de décisions. L'un des grands avantages de cette approche est qu'elle permet de calculer la taille des équipements et d'estimer les coûts au fur et à mesure que l'on avance dans les décisions. Si, à un stade donné, le potentiel économique devient négatif, il est ainsi possible de choisir une alternative ou de poursuivre la conception.

Les décisions à prendre concernent successivement :

- le choix d'un mode de fonctionnement continu ou discontinu ;
- l'inventaire/analyse des entrées et des sorties ;
- l'identification des réacteurs et des recyclages ;
- le choix des méthodes de séparations ;
- l'intégration thermique du procédé.

Examinons chacun de ces points.

2. Choix du mode de fonctionnement

C'est le premier niveau de décision. Il peut s'agir d'un choix délibéré ou au contraire ce choix peut être dicté par des contraintes techniques, réglementaires, sanitaires... Les éléments en faveur d'un procédé *batch* sont :

- une production inférieure à 10 t/an, qui correspond à la production d'une spécialité chimique,
- une production diversifiée (plusieurs produits fabriqués sur une même unité), saisonnière ou de produits à courte durée de vie ;
- des problèmes attendus dans le changement d'échelle (c'est-à-dire lors du passage d'une production en petite quantité à l'échelle du laboratoire à une production de masse dans un procédé). Ces problèmes peuvent être très variés : long temps de réaction, écoulement de pâtes à faibles débits, encrassement de matériels...

3. Inventaire/analyse des entrées et des sorties

Au second niveau de décision, le procédé est représenté comme une boîte noire. L'attention se porte sur les matières premières utilisées, les produits et co-produits générés. Il s'agira en particulier de répondre aux questions suivantes :

- doit-on pré-traiter les courants d'entrée du procédé ? Y a-t-il, par exemple, des impuretés génératrices de réactions parasites, d'être un poison de catalyseur ?
- doit-on recycler ou ôter un sous-produit susceptible de réagir ?
- doit-on insérer une purge ou un courant de recyclage ?
- doit-on récupérer et recycler un réactif ?

- combien de courants de produits sont présents ?
- quelles sont les variables du procédé (ses degrés de liberté) ? Quel en est le potentiel économique ?

Répondre à ces questions implique d'avoir établi les bilans matière, d'avoir cerné les degrés de liberté du procédé et appréhendé les contraintes. Par degré de liberté, nous entendons « variables » du procédé. Prenons l'exemple d'une réaction chimique. Le ratio molaire des réactifs, la température et la pression de réaction peuvent être autant de variables du procédé. Si une purge est présente, le taux de purge est également une variable.

Il reste ensuite à calculer le potentiel économique de niveau 2, EP_2 . À ce stade, le potentiel économique se définit comme suit :

$$EP_2 = (\text{Revenu annuel des ventes}) - (\text{achat annuel de matières premières})$$

où le revenu annuel des ventes regroupe la vente du produit, des coproduits et des sous-produits.



Prenons l'exemple du procédé Lurgi utilisé pour la production de méthanol, le potentiel économique au second niveau de décision serait :

$$EP_2 = (\text{Revenu annuel de la vente du méthanol}) - (\text{achat annuel de matières premières (eau + gaz de syn$$

S'il s'avère que le potentiel économique EP_2 est négatif, le projet de conception du procédé n'est pas viable, et la conséquence est soit l'arrêt d'un tel projet, soit sa modification en cherchant une source de matières premières moins chères ou une autre voie de synthèse impliquant des matières premières différentes et moins chères. Une difficulté peut surgir suivant que l'on cherche à appliquer cette définition du potentiel économique à un produit de base (comme le méthanol) ou à une spécialité chimique (comme le comprimé pharmaceutique). Dans le premier cas, il est relativement aisé de trouver les valeurs des matières premières et du produit. Dans le second cas, les choses sont plus difficiles : le prix d'un médicament est inconnu à l'avance. Néanmoins, en tant que spécialité chimique, il est à haute valeur ajoutée et son prix de vente sera beaucoup plus élevé que celui des matières premières utilisées.

Certains auteurs proposent d'affiner d'ores et déjà le potentiel économique en introduisant un critère énergétique [Cussler et Moggridge, 2001^{Cussler et Moggridge, 2001 p.33}] :

$$EP_2 = (\text{Revenu annuel des ventes}) - (\text{achat annuel de matières premières}) - (\text{Dépense annuelles d'énergie})$$

4. Identification des réacteurs et recyclages

Au troisième stade de décision, il s'agit de définir le cœur du procédé, c'est-à-dire le système où se produit la transformation des matières premières. Comme les compresseurs induisent généralement des coûts d'investissement et de fonctionnement annualisés élevés, il convient également de les prendre en compte à ce niveau de décision. Ces compresseurs sont nécessaires lorsque le gaz doit être alimenté ou recyclé sous pression. Le reste de l'installation, et plus particulièrement les séparations, reste à ce stade une boîte noire.

Si un réacteur ne représente pas forcément la plus grande part de l'investissement dans un procédé industriel, ses caractéristiques de fonctionnement conditionnent les installations placées en amont et en aval [Villermoux, 1985^{Villermoux, 1985 p.33}]. Les principaux facteurs gouvernant son fonctionnement sont :

- Les données thermodynamiques et cinétiques de la réaction : vitesse de réaction, thermicité, équilibres, ... ;
- Les données hydrodynamiques : écoulement des phases, mise en contact, mélange ;
- Les données de transfert/transport de matière, chaleur, quantité de mouvement.

Toutes ces données, mises en œuvre dans une géométrie donnée de réacteur, concourent à relier l'ensemble des paramètres opératoires (concentrations, température, pression, débits) à l'ensemble des résultats (taux de conversion, distribution des produits, rendements). L'établissement de telles relations est l'un des objets du Génie de la Réaction Chimique. Le lecteur intéressé par la méthodologie à suivre pour le développement d'un réacteur industriel se reportera aux références [Villermaux, 1985^{Villermaux, 1985 p.33}] et [Douglas, 1988^{Douglas, 1988 p.33}]. Une classification des réacteurs chimiques est proposée dans le Tableau suivant.

Critère	Type de réacteur	Exemples industriels
Circulation du mélange réactionnel	Réacteur fermé (pas d'échange de matière avec l'extérieur)	Polymérisation en discontinu, chimie fine
	Réacteur semi-fermé (une partie de la charge est ajoutée ou extraite en cours d'opération)	Chlorations organiques de "petits produits"
	Réacteur ouvert (la charge circule dans le réacteur)	Synthèse et traitement des intermédiaires pétrochimiques de gros tonnage
Évolution dans le temps	Fonctionnement en régime transitoire	Opérations discontinues. Démarrage des réacteurs continus. Marche continue des réacteurs ouverts
	Fonctionnement en régime permanent	
Degré de mélange des substances en réaction (cas extrêmes)	Réacteur parfaitement agité (composition uniforme - mélange parfait)	Sulfonations, nitrations, polymérisations
	Réacteur en écoulement piston (progression de la charge en bloc sans mélange entre tranches successives)	Réacteurs catalytiques tubulaires à lit fixe Réacteur tubulaires homogènes en régime turbulent
Mise au contact des phases	co-courant	Hydrodésulfuration catalytique
	contre-courant	Absorption réactive d'un gaz dans un réacteur à ruissellement
	courants croisés	Combustion du charbon sur sole à bande transporteuse

Classification des réacteurs []

Revenons à l'exemple du procédé Lurgi utilisé pour la production de méthanol à partir du gaz de synthèse, le réacteur est un réacteur ouvert de type tubes-calandre. Un tel réacteur tubulaire permet de développer une surface d'échange importante. En effet, rappelons que la chaleur libérée par la réaction chimique est utilisée pour produire de la vapeur à partir d'eau liquide. Pour maximiser la récupération d'énergie, les fluides circulent à contre-courant, le gaz de synthèse étant injecté en partie supérieure et l'eau de refroidissement en partie inférieure.

À ce stage de l'arbre de décision, il s'agit ici de répondre aux questions suivantes :

- Combien doit-on prévoir de réacteurs ? Faut-il une séparation entre les réacteurs ?
- Combien faut-il de recyclages ?
- L'un des réactifs doit-il être en excès à l'entrée du réacteur ?
- Un compresseur est-il nécessaire ? Si oui, quel est son coût ?
- Le réacteur doit-il être adiabatique ? avec un chauffage ou un refroidissement direct ? ou par l'intermédiaire d'un fluide caloporteur ?
- Faut-il déplacer l'équilibre chimique ? Si oui, comment ?
- Dans quelle mesure le coût du réacteur affecte-il le potentiel économique ?

La réponse à ces questions permet d'estimer rapidement la composition des courants de recyclage et surtout les débits mis en jeu, utilisés pour définir la taille du réacteur. Cette troisième étape nous permet de tenir compte des coûts annualisés des réacteurs et des compresseurs. On définit alors le nouveau potentiel économique, EP_3 :

$$EP_3 = EP_2 - (\text{Coût annualisé des réacteurs et des compresseurs})$$

Dans le cas de la productions diversifiées réalisées dans des procédés génériques fonctionnant en discontinu, la problématique du choix du réacteur est différente. En effet, l'installation n'est plus dédiée à la production d'une seule spécialité. Les réacteurs doivent donc être polyvalents : leur choix est donc fonction de leur souplesse d'utilisation. Dans l'industrie pharmaceutique, on dispose par exemple souvent de cuves agitées en acier inoxydable.

5. Choix des méthodes de séparation

Les courants sortant du réacteur sont maintenant connus. Il reste à les séparer. La notion de séparation se décline selon quatre objectifs [Tondeur, 1993^{Tondeur, 1993 p.33}] :

- L'extraction, qui consiste à séparer une substance de son milieu d'origine et la transférer dans un autre milieu ;
- La concentration, qui consiste à augmenter la proportion d'une substance dans un milieu ;
- La purification, qui consiste à éliminer les substances non souhaitées d'un milieu pour n'en conserver que la substance voulue ;
- Le fractionnement, qui consiste à séparer plusieurs substances présentes dans un mélange.

Le Tableau suivant propose divers exemples de séparations dans de multiples branches industrielles.

Branche industrielle	Extraction ou Dissolution d'une matrice solide	Concentration de Solutions diluées	Purification	Fractionnement
Chimie	Extraction de colorants naturels	Production de sil par évaporation d'eau de mer	Production d'alcool pur par distillation	Cristallisation fractionnée des xylènes
Combustibles	Récupération assistée du pétrole-Schistes bitumineux	Récupération des phénols de gaz de cokerie	Élimination de soufre dans le gaz naturel	Raffinage du pétrole
Plastiques	Extraction des monomères après polymérisation	Évaporation des solvants	Préparations des monomères	Séparation des polymères par masse moléculaire
Nucléaire	Dissolution des barreaux de combustibles	Concentration de radionucléides par échange d'ions	Préparations d'Uranium métal	Enrichissement isotopique
Métallurgie Minéralurgie	Attaque de la bauxite par la soude	Concentration des bains de traitement de surface	Raffinage électrolytique de l'argent	Séparation des platinoïdes
Engrais	Séparation des phosphates de la gangue	Concentration de l'acide phosphorique	Élimination de métaux dans l'acide phosphorique	Séparation de Na et K de la sylvinite
Alimentaire	Extraction du café, du thé	Concentration des jus de fruits	Raffinage du sucre	Fractionnement du glucose/fructose
Pharmaceutique Médical	Extraction de métabolites des cellules	Ultrafiltration de jus de fermentation	Dialyse rénale	Électrophorèse des protéines
Papier	Dissolution de la ligno-cellulose	Concentration des liqueurs noires	Dépollution des effluents	Fractionnement des dérivées celluloses
Microélectronique	Attaque acide pour circuits imprimés	Récupération de métaux dissous	Fusion de zone du silicium	Fractionnement des chloro-silanes
Anti-pollution Eau-Air	Lessivage des sols	Bassins de décantation	Production d'eau pure par adsorption	Séparation d'azote et d'oxygène

Exemples de séparations []

Il faut commencer par identifier les phases des différents courants provenant du réacteur et ensuite répondre aux questions suivantes :

- A t-on besoin de moyens de séparation de gaz ? de liquides ? des deux ? Ceci permet de définir la structure générale du système ;
- Dans le cas de séparation de gaz : où doit être placée la séparation, sur la purge (constituant à forte valeur ?), le recyclage (certains constituants néfastes à la réaction ?), en amont des deux ? Quel type ?
- Dans le cas de séparation de liquides : Quelles séparations peuvent être faites par distillation ? Quel doit être l'ordre des colonnes à employer ? Comment faire les séparations si la distillation n'est pas faisable ?

Le choix du système de séparation de gaz sera fonction de la présence de condensables et/ou d'incondensables (considérés comme tels lorsqu'ils ne sont pas condensés après refroidissement dans les 30°C environ selon [Douglas, 1988^{Douglas, 1988 p.33}]). Les moyens de séparation disponibles sont la condensation, l'adsorption, l'absorption, les séparations membranaires. Dans le cas de la séparation de liquides, si une distillation est réalisable, on séparera les produits par ordre de volatilité décroissante. Si une distillation simple n'est pas réalisable, on pourra envisager une distillation réactive, une extraction, une cristallisation...

Après avoir choisi toutes les séparations, le schéma de blocs est figé et le *flowsheet* du procédé bien avancé. Il est alors possible d'écrire les bilans de matière et d'énergie de manière beaucoup plus rigoureuse pour affiner le dimensionnement du réacteur, dimensionner les séparateurs et calculer le nouveau potentiel économique, EP_4 :

$$EP_4 = EP_3 - \text{Coût annualisé des séparations}$$

Les opérations de séparation occupent une place essentielle dans tous les procédés de fabrication, non seulement par rapport au coût engendré mais également parce que, bien souvent, elles constituent le goulet d'étranglement du procédé.

Exemple

Reprenons l'exemple du procédé Lurgi. À la sortie du réacteur, le mélange va dans un flash, qui est en fait un séparateur gaz/liquide. Les gaz de synthèse (et impuretés) sortent en haut du séparateur pour être envoyés vers le recyclage et la purge. Le méthanol et l'eau (et autres impuretés) sortent en bas du séparateur pour être envoyés vers la distillation. Les composés

indésirables contenus encore dans le méthanol sont séparés en deux temps par distillation : les impuretés plus volatiles que le méthanol (diméthylether, acétone, ...) sont séparées dans une première colonne, les impuretés moins volatiles que le méthanol (hydrocarbures à chaîne longue C_8 - C_{40} , cétones, ...) sont emmenées avec l'eau en pied de la dernière colonne.

Remarque

Dans le cas de la production de spécialités chimiques, la solution issue de la synthèse peut être très diluée (de quelques grammes par litre à quelques μg par litre de solution). Deux étapes sont à considérer : tout d'abord la définition de la séquence de séparation puis le choix des procédés. Les règles suivantes sont généralement adoptées [Cussler et Moggridge, 2001^{Cussler et Moggridge, 2001 p.33}] :

- Concentrer avant de purifier. La concentration d'un produit avant séparation influe sur le prix de vente de ce même produit à tel point que ces deux grandeurs sont bien souvent directement corrélées ;
- Séparer d'abord les produits les plus concentrés ;
- Faire les séparations difficiles en dernier ;
- Extraire rapidement les matières dangereuses ;

- Éviter l'addition de nouveaux composés. L'ajout de solvants (extraction), d'adsorbants (purification), de détergents (pour casser des parois cellulaires) est parfois nécessaire. Dans ce cas, il convient d'essayer de les retirer dès que possible ;
- Éviter les températures extrêmes, les températures élevées pouvant détériorer les produits et les températures basses coûtant cher.

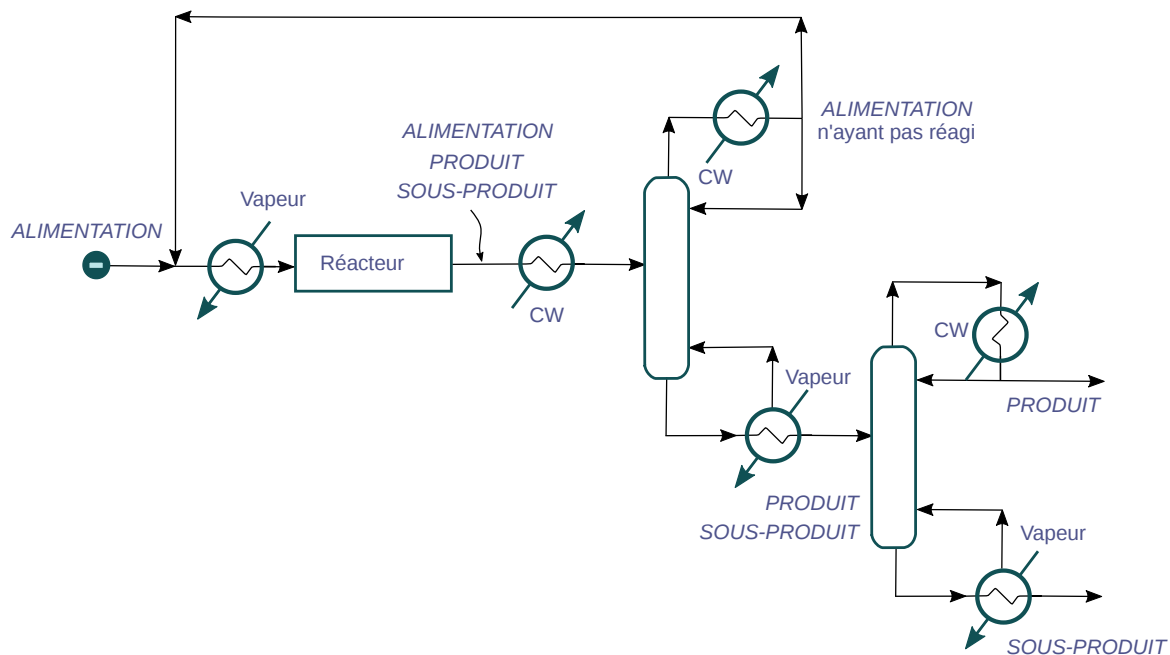
Si la distillation est la séparation reine dans les produits de base, elle est peu usitée dans le cas de spécialités chimiques. Par contre, on trouve couramment le procédé d'entraînement à la vapeur pour lequel de la vapeur d'eau entraîne un composé d'un mélange liquide, ce « distillat » est ensuite re-condensé et décanté de façon à séparer l'eau du composé (exemple : les huiles essentielles). L'extraction (via l'utilisation d'un solvant ayant une bonne affinité pour le produit d'intérêt), l'adsorption (via l'utilisation d'un adsorbant solide de grande surface développée et de bonne sélectivité vis-à-vis du composé d'intérêt) et la cristallisation et précipitation (par relargage, via un refroidissement de la solution) sont elles aussi très employées. Bien souvent, la cristallisation/précipitation est suivie d'une étape de filtration ou centrifugation puis d'une étape d'évaporation/séchage. Notons que les séparations membranaires sont également très utilisées ainsi que l'électrophorèse.

6. Intégration thermique

L'analyse d'un procédé passe également par l'inventaire des entrées/sorties en énergie. Cette analyse doit nous amener à l'élaboration d'un réseau optimal d'échanges de chaleur, c'est-à-dire un nombre minimal d'échangeurs avec des apports de chaleur et des refroidissements optima. Pour réaliser cela, il existe des méthodologies telles que l'analyse Pinch [Douglas, 1988^{Douglas, 1988 p.33} ; Kemp, 2007^{Kemp, 2007 p.33}] et l'analyse exergetique [Le Goff, 1982^{Le Goff, 1982 p.33}]. L'usage de ces méthodes nécessite un inventaire des apports de chaleur et des refroidissements à assurer et des niveaux de température recherchés.

On illustrera cette problématique de l'intégration thermique par un exemple type rapporté par Smith [Smith, 2005^{Smith, 2005 p.33}]. Il est basé sur un procédé type (cf. Figure suivante) qui commence à être familier au lecteur :

celui d'une réaction avec formation de produits et sous-produits, suivie d'une cascade de séparations par distillation (que l'on suppose « classique » et effectuées toutes deux à des pressions identiques), et recyclage du réactif non converti à son passage dans le réacteur.



Graphique 3 Exemple de procédé avec réaction et séparations (adapté de Smith, 2005)

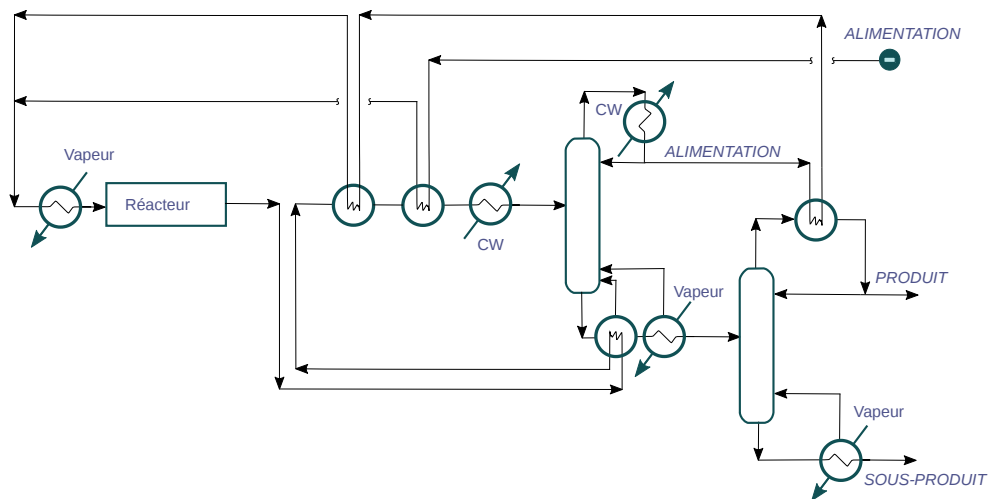
L'inventaire des apports de chaleur et des refroidissements s'écrit comme suit :

- Chauffage d'un flux de procédé :
 - Entrée du réacteur ;
 - Bouilleurs de colonnes à distiller.
- Refroidissement d'un flux de procédé :
 - Sortie du réacteur ;
 - Condenseurs de colonnes à distiller.
- Les utilités utilisées ici dans les échanges thermiques sont :
 - De la vapeur d'eau sous pression ;
 - De l'eau froide.

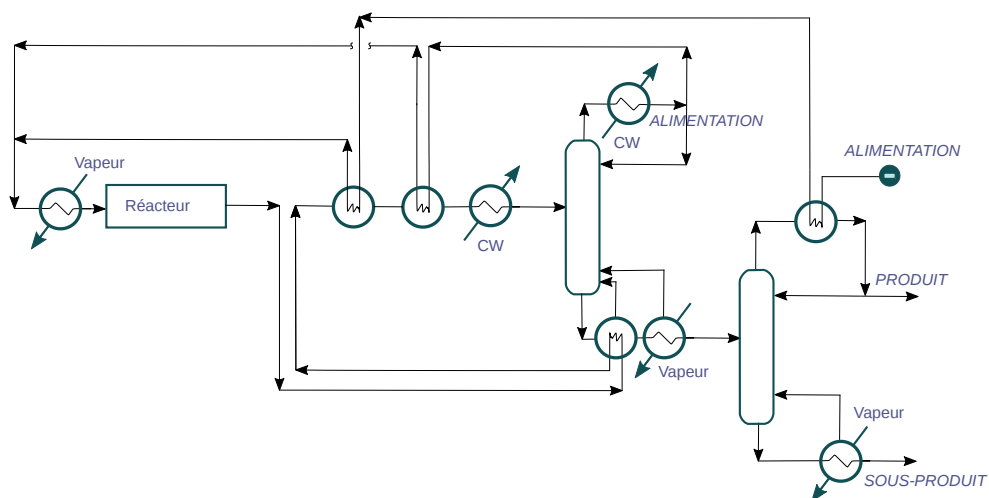
Les niveaux de température en entrée et en sortie du réacteur sont fixés par la thermicité (réaction exothermique dans l'exemple donné ici), la cinétique de la réaction mise en œuvre et par le type de réacteur choisi (adiabatique dans l'exemple donné ici). Les niveaux de température en tête et en pied de colonne de distillation sont estimés grâce aux températures d'ébullition du réactif, du produit et du sous-produit et du mélange produit/sous-produit (à la pression fixée pour la distillation concernée).

Deux solutions d'intégration thermique sont proposées ci-dessous (cf. les deux Figures suivantes). Dans les deux configurations, on envisage d'abord l'utilisation d'un flux de procédé pour réchauffer ou refroidir un autre flux de procédé, puis on ajuste à la température cible voulue avec une utilité. Ce principe est appliqué en entrée et en sortie de réacteur, en pied de la première colonne et en tête de la seconde colonne. Seuls deux points sont traités différemment : la tête de la première colonne et le pied de la seconde colonne. Le condenseur en tête de la première colonne condense (au moins

partiellement, soit le reflux de la colonne) le réactif qui est le constituant le plus volatil : c'est le point le plus froid de la chaîne de séparation du procédé (en supposant que l'alimentation de cette première colonne est un liquide bouillant). Il a été choisi ici de condenser à l'eau froide et ensuite d'utiliser le distillat comme flux refroidissant un autre flux de procédé, ce qui est judicieux dans le sens où ce distillat est recyclé en entrée du réacteur, entrée qu'il faut réchauffer à la vapeur. Quant au pied de la seconde colonne, c'est le point le plus chaud du procédé, maintenu à la température d'ébullition du constituant le moins volatil. Ce flux, auquel on doit apporter de l'énergie, ne peut être croisé avec aucun autre flux de procédé : on utilise donc de la vapeur sous pression.



Graphique 2 Exemple d'intégration thermique du procédé décrit ci-dessus (adapté de Smith, 2005)



Graphique 3 Autre exemple d'intégration thermique du procédé décrit ci-dessus (adapté de Smith, 2005)

L'intégration thermique d'un procédé *batch* est plus complexe. En effet, le remplissage du réacteur n'est pas simultané à la vidange de celui-ci : on ne peut donc pas utiliser le courant chaud de sortie du réacteur pour réchauffer l'entrée (à moins d'avoir plusieurs procédés *batch* en parallèle et décalés dans le temps).

7. Marges de sécurité

Compte tenu des erreurs et incertitudes provenant des données recueillies dans la littérature ou à l'échelle du laboratoire, et des calculs approchés effectués au cours du processus de conception, il faut s'assurer que l'objectif visé sera atteint. On a l'habitude d'inclure dans les calculs des facteurs (ou marge) de sécurité. Dans le domaine des procédés, l'emploi des marges de sécurité fait l'objet d'un grand empirisme et il n'existe pas de règles très définies pour leur calcul. Par exemple, l'usage est d'augmenter de 10% les flux de matière d'un procédé afin de donner une certaine flexibilité à celui-ci, ce qui a des répercussions directes sur le choix des équipements (conduites, réacteurs, échangeurs...) et des capteurs. L'emploi détaillé des facteurs de sécurité doit être parfaitement bien stipulé au niveau de l'équipe projet : le danger du sur-dimensionnement résulte bien souvent du fait que chaque spécialiste veuille ajouter sa propre marge de sécurité. Avant de sélectionner un facteur de sécurité, il faut mettre en balance la nécessité de rendre sûr un procédé et la nécessité d'être compétitif sur le marché. Un certain nombre de facteurs de sécurité (particulièrement pour l'industrie chimique) sont donnés dans le Tableau suivant.

Équipement	Facteur de sécurité (%)	Équipement	Facteur de sécurité
Cristalliseur discontinu agité	20	Colonne à garnissage	15
Réacteur <i>batch</i>	20	Colonne à plateaux	15
Pompe centrifuge	10	Bouilleur	15
Réacteur continu	20	Compresseur	10
Tour de refroidissement	15	Filtre rotatif	20
Cyclone	10	Convoyeur à vis	20
Évaporateur	15	Extrudeuse à vis	10-20
Broyeur à marteaux	20	Sédimentateur centrifuge	20
Mélangeur	20	Décanteur	15
Filtre-presse	20	Échangeur de chaleur	15

Marges de sécurité de plusieurs équipements classiques (adapté de)

Méthodes d'évaluation économique



1. Introduction

Nous avons vu *précédemment* ^(cf. p.37) que l'évaluation d'un projet industriel peut se faire selon quatre grandes méthodes d'estimation [Albert, 2003^{Albert, 2003 p.33}].

2. La méthode globale

2.1. Principe

Cette méthode nécessite une description globale du site, du type d'unité et sa localisation. Elle permet d'obtenir un ordre de grandeur du budget lors de la phase d'identification du projet. L'investissement est alors évalué de la façon suivante :

$$I = I_{\text{base}} F_{\text{act}} F_{\text{loc}} F_{\text{par}}$$

avec

$$I_{\text{base}} = I_0 \left(\frac{C}{C_0} \right)^{f_e}$$

f_e est le facteur d'extrapolation permettant de passer d'une capacité C_0 pour laquelle on connaît l'investissement I_0 (à une année A_0 , une localisation L_0) à une capacité C pour laquelle on connaît l'investissement I_{base} (toujours à une année A_0 , une localisation L_0). La plupart du temps, ce facteur d'extrapolation est compris entre 0,5 et 0,7. Par défaut, en l'absence de valeurs spécifiques, on considère qu'il vaut 0,6. Notons qu'il existe des facteurs d'extrapolation par type d'usine considérée mais aussi par type d'équipement.

F_{act} est le facteur d'actualisation pour lequel plusieurs sources sont possibles (indice AFITEP par exemple en France, ou *Chemical Engineering*, CE, publié dans la revue du même nom). Pour cet indice, il faut veiller à vérifier les composants de l'indice, sa mise à jour (formule inférieure à 5 ans), s'il y a eu des événements économiques majeurs depuis sa mise à jour qui feraient qu'il n'est plus fiable.



indice CE 100 en 1959, 435,8 en 2000, 441,9 en 2005

Donc, si on dispose d'un prix de base de 1959 et que l'on veut actualiser en 2000, on devra multiplier le prix de base par le facteur $435,8/100 = 4,358$.

F_{loc} et F_{par} sont les facteurs de localisation (facteur de correspondance d'un pays à l'autre) et de parité (facteur de correspondance d'une monnaie à une autre, taux de change), respectivement.

2.2. Exercice

Une unité de production de méthanol d'une capacité de 50 kt/an coûte en investissement 160 USD/t/an en 1980. Supposons que le facteur d'extrapolation est de 0,5, celui d'actualisation est de 290 (en janvier 2007, source américaine, basée sur 100 en 1980). Supposons également que le facteur de parité est de 0,74 (en janvier 2007), celui de localisation de 1,2 (basé sur 1 aux USA en janvier 2007).

Question

Calculez l'investissement nécessaire pour une unité de production de méthanol de 75 kt/an, en janvier 2007 en France.

3. Les méthodes modulaire et semi-détaillée

Introduction

Il faut disposer, en plus des informations sur le site et le type d'unité, d'une liste des équipements principaux pré-dimensionnés (voire un ordre de grandeur des tuyauteries et instrumentations à mettre en œuvre dans la méthode semi-détaillée), des bilans matière et thermique. La méthode modulaire permet d'avoir un budget préliminaire pendant la phase de faisabilité du projet et la méthode semi-détaillée un budget objectif dans la phase de construction du schéma de procédé.

3.1. Investissement global

On évalue l'investissement global en équipement en faisant la somme des investissements alloués à chaque équipement :

$$I = \sum I_{eq} F_{eq}$$

avec

$$I_{eq} = \left(I_{eq0} \left(\frac{C_{eq}}{C_{eq0}} \right)^{f_e} \right) F_{act}$$

I_{eq0} , le prix de base par équipement pour une capacité C_{eq0} , peut être estimé à partir de bases de données (APAVE, TI, catalogues fournisseurs, ...). F_{act} est le facteur d'actualisation tel que défini précédemment. f_e est le facteur d'extrapolation par type d'équipement. À titre d'exemple, quelques valeurs sont reportées dans le Tableau suivant.

Corrélations des coûts d'investissement en capacité d'équipement typique						
Équipement	Matériau de construction	Unité de capacité	Taille de base Q_B	Coût de base C_B (\$)	Gamme de taille	Coût
Réacteur agité	CS	Volume (m ³)	1	1.15x10 ⁴	1 - 50	0.45
Récipient sous pression	SS	Masse (t)	6	9.98x10 ⁴	6 - 100	0.82
Colonne de distillation, (coquille vide)	CS	Masse (t)	8	6.56x10 ⁴	8 - 300	0.89
Plateaux à tamis (10 plateaux)	CS	Diamètre de colonne (m)	0.5	6.56x10 ³	0.5 - 4.0	0.91
plateaux valve (10 plateaux)	CS	Diamètre de colonne (m)	0.5	1.80x10 ⁴	0.5 - 4.0	0.97
garnissage structuré (5m de hauteur)	SS (qualité inférieure)	Diamètre de colonne (m)	0.5	1.80x10 ⁴	0.5 - 4.0	1.70

Corrélations des coûts d'investissement en capacité d'équipement typique						
Équipement	Matériau de construction	Unité de capacité	Taille de base Q_B	Coût de base C_B (\$)	Gamme de taille	Coût
Épurateur (y compris garnissage quelconque)	SS (qualité inférieure)	Volume (m ³)	0.1	4.92×10^3	0.1 - 20	0.53
Cyclone	CS	Diamètre (m)	0.4	1.64×10^3	0.4 - 3.0	1.20
Filtre à vide	CS	Surface de filtre (m ²)	10	8.36×10^4	10 - 25	0.49
Séchoir	SS (qualité inférieure)	Taux d'évaporation (kg H ₂ O.h ⁻¹)	700	2.30×10^5	700 - 3000	0.65
Échangeur de chaleur à enveloppe et à tube	CS	Surface de transfert de chaleur (m ²)	80	3.28×10^4	80 - 4000	0.68
Échangeur de chaleur refroidi par air	CS	Surface de transfert de chaleur tube plein (m ²)	200	1.56×10^5	200 - 2000	0.89
Pompe centrifuge (petite, avec moteur)	SS (haute qualité)	Puissance (kW)	1	1.97×10^5	1 - 10	0.35
Pompe centrifuge (grande, avec moteur)	CS	Puissance (kW)	4	9.84×10^3	4 - 700	0.55
Compresseur (avec moteur)		Puissance (kW)	250	9.84×10^4	250 - 10000	0.46
Ventilateur (avec moteur)	CS	Puissance (kW)	50	1.23×10^4	50 - 200	0.76
Pompe à vide (avec moteur)	CS	Puissance (kW)	10	1.10×10^4	10 - 45	0.44
Moteur électrique		Puissance (kW)	10	1.48×10^3	10 - 150	0.85

Corrélations des coûts d'investissement en capacité d'équipement typique						
Équipement	Matériau de construction	Unité de capacité	Taille de base Q_B	Coût de base C_B (\$)	Gamme de taille	Coût
Réservoir de stockage (petit, atmosphérique)	SS (qualité inférieure)	Volume (m ³)	0.1	3.28×10^3	0.1 - 20	0.57
Réservoir de stockage (grand, atmosphérique)	CS	Volume (m ³)	5	1.15×10^4	5 - 200	0.53
Silo	CS	Volume (m ³)	60	1.72×10^4	60 - 150	0.70
Chaudière à vapeur (chaudière à tube de fumée)	CS	Génération de vapeur (kg.h ⁻¹)	50000	4.64×10^5	50000 - 350000	0.96
Chaudière à vapeur (chaudière à tube d'eau)	CS	Génération de vapeur (kg.h ⁻¹)	20000	3.28×10^5	10000 - 800000	0.81
Tour de refroidissement (tirage forcé)		Débit d'eau (m ³ .h ⁻¹)	10	4.43×10^3	10 - 40	0.63
CS - acier au carbone ; SS (qualité inférieure) = acier inoxydable de qualité inférieure, par exemple, type 304 ; SS (qualité supérieure) = acier inoxydable de haute qualité						

Exemples de facteurs d'extrapolation par équipement [Smith, 2005] sur la base des coûts de Janvier 2000

F_{eq} est le facteur prenant en compte les spécificités (matériau différent de celui de l'équipement de base, ...) et les périphériques attachés à un type d'équipement (épingle électrique de chauffage, raccordement tuyauterie, emballage, montage). Il s'exprime comme suit :

$$F_{eq} = (f_{\text{matériau}} \times f_{\text{pression}} \times f_{\text{température}}) (f_{\text{calorifuge}} \times f_{\text{épingle électrique}} \dots)$$

Par défaut, sur l'équipement de base, chaque facteur vaut 1. Quelques facteurs matériaux et facteurs pression types sont proposés dans les Tableaux suivants, respectivement.

Matériau	Facteur matériau
Carbon steel	1.0
Aluminium	1.3
Stainless steel (low grade)	2.4
Stainless steel (high grade)	3.4
Hastelloy C	3.6
Monel	4.1
Nickel and Inconel	4.4
Titanium	5.8

Facteurs matériaux types []

Pression de travail (bars absolus)	Facteur pression
0.01	2.0
0.1	1.3
0.5 to 7	1.0
50	1.5
100	1.9

Facteurs pression types []

Connaissant le coût des équipements, I , on évalue ensuite divers coûts en utilisant une méthode factorielle [Sinnott, 1983^{Sinnott, 1983 p.33}]. La précision dépend donc beaucoup de la précision avec laquelle le coût des équipements ont été estimés.

3.2. Capital fixe

Le capital fixe est alors calculé comme suit :

$$C_{\text{fixe}} = f_L I$$

où f_L est le facteur de Lang dépendant du type de procédé étudié. On prendra :

- $f_L = 3,1$ pour des procédés traitant essentiellement des solides
- $f_L = 4,7$ pour des procédés traitant essentiellement des fluides(liquides/gaz)
- $f_L = 3,6$ pour des procédés mixtes traitant des solides et des fluides

Le facteur de Lang est en fait la compilation d'un ensemble de facteurs :

$$f_L = \left(1 + \sum_{i=1}^9 f_i\right) \left(1 + \sum_{j=10}^{12} f_j\right)$$

les facteurs f_i et f_j étant définis dans le Tableau qui suit.

Coûts directs pris en compte (indices i)	
1	Équipement principal livré sur place
2	Tuyauterie montée
3	Instrumentation et contrôle montés
4	Installation électrique montée
5	Bâtiments procédé
6	Fourniture d'utilités et services généraux
7	Stockages
8	Préparation du site
9	Bâtiments auxiliaires
Coûts indirects (indices j)	
10	Ingénierie et supervision
11	Frais de contrats (entrepreneur)
12	Imprévus

Définition des facteurs et

Le Tableau suivant propose quelques valeurs typiques pour ces facteurs :

Facteurs typiques pour l'estimation du coût en capital fixe du projet			
	Type de processus		
Poste	Fluides	Fluides-solides	Solides
1. Équipement majeur, achat total			
	PCE	PCE	PCE
f_1 Création d'équipement	0.40	0.45	0.50
f_2 Tuyauterie	0.70	0.45	0.20
f_3 instrumentation	0.20	0.15	0.10
f_4 Électrique	0.10	0.10	0.10
f_5 Bâtiment, processus	0.15	0.10	0.05
* f_6 Utilités	0.50	0.45	0.25
* f_7 Stockages	0.15	0.20	0.25
* f_8 Développement du site	0.05	0.05	0.05

Facteurs typiques pour l'estimation du coût en capital fixe du projet			
* f_9 Bâtiments auxiliaires	0.15	0.20	0.30
2. Coût total de l'installation physique (PPC)			
$PPC = PCE(1 + f_1 + \dots + f_9) = PPE \times$	3.40	3.15	2.80
f_{10} Conception et ingénierie	0.30	0.25	0.20
f_{11} Honoraires de l'entrepreneur	0.05	0.05	0.05
f_{12} Contingence	0.10	0.10	0.10
Capital fixe = $PPC(1 + f_{10} + f_{11} + f_{12}) = PPC \times$	1.45	1.40	1.35
* Omis pour les extensions ou ajouts mineurs à des sites existants			

Exemple de valeurs pour les composantes du facteur de Lang [Sinnott, 1983]

3.3. Capital amortissable

Connaissant le capital fixe, on peut en déduire le capital amortissable en ajoutant au capital fixe les intérêts intercalaires (intérêts sur les sommes immobilisées entre le début et la fin de la conception, avant les essais de réception) et les frais de démarrage (\approx deux mois de charges variables et de main d'œuvre). Il convient aussi de considérer un fond de roulement (\approx quatre mois de charges variables et de main d'œuvre), qui, lui, ne donne pas lieu à un amortissement.

3.4. Coûts opératoires

On peut les diviser en deux groupes :

- **les charges fixes**, non directement reliées à la capacité de production (main d'œuvre par exemple, entretien, taxes et assurances, royalties). Le coût annuel de l'entretien peut atteindre en première approximation 10% du capital fixe (hors coûts indirects) ; il varie notamment en fonction de l'agressivité des matériaux traités. En ce qui concerne la main d'œuvre, les unités de production des matières premières chimiques fonctionnent en continu toute l'année 24h/24 : on se base classiquement pour le calcul économique sur 8200h/an, en décomptant 3 semaines d'arrêt sur l'année pour l'entretien. Si l'on tient compte des congés, indisponibilités, formation, entretien courant, il est admis que pour assurer un poste en continu sur toute l'année, il faut compter 5 personnes. De plus, les besoins en main d'œuvre peuvent être estimés par des méthodes rapides, telles que [Chauvel, 1976^{Chauvel et al., 1976 p.33}] :

$$\frac{\text{nombre heures opérateur}}{\text{tonne de produit}} = t \times \frac{\text{nombre d'étapes du procédé}}{(\text{capacité en tonnes par jour})^{0,76}}$$

avec $t = 23$ pour des opérations discontinues

$t = 17$ pour des opérations continues avec une instrumentation moyenne

$t = 10$ pour des opérations continues avec une bonne instrumentation



Cette évaluation est obtenue à partir d'une relation relativement ancienne (1976). Il conviendrait d'analyser sa validité dans les conditions actuelles. D'après Sinnott (1983)^{Sinnott, 1983 p.33}, la main d'œuvre ne devrait pas dépasser 15% des coûts opératoires.

Les taxes et assurances sont estimés à 1 à 2% du capital fixe chacun. Si des royalties ou des frais de licence sont à prendre en compte, ceux-ci peuvent accroître le prix de vente à hauteur de 1 à 5%.

- **les charges variables**, fonction de la capacité de production (matières premières, utilités). La consommation de matières premières est directement calculable à partir du bilan matière. Il peut y avoir d'autres consommations qui ne dépendent pas que du bilan matière : c'est le cas d'un catalyseur pour lequel il faudra connaître sa durée de vie par exemple ou son cycle de retraitement. Le prix des utilités doit tenir compte du coût de fabrication, des frais de distribution et s'il y a lieu des frais occasionnés par leur recyclage. Il faudrait rajouter ici une contribution aux frais de la compagnie, en recherche et développement par exemple. Ces frais généraux peuvent constituer 20 à 30% des coûts opératoires.

3.5. Charges financières

Il existe un certain nombre de charges financières, telles que :

- une provision pour amortissement, calculée sur la durée de vie estimée du projet. Cette durée peut aller de 2 à 30 ans mais, plus classiquement, la durée retenue est de 10 ans ;
- des intérêts sur le capital amortissable et sur le fond de roulement.

Ces charges financières peuvent être estimées à 15% du capital fixe.

3.6. Coût de production, prix de revient et bénéfices bruts annuels

Le coût de production est défini comme la somme des coûts opératoires et des charges financières. Le prix de revient est donc égal au coût de production, éventuellement diminué du prix des sous-produits valorisables et les bénéfices bruts annuels (avant déduction d'impôt) par la différence entre le prix de vente des produits et le prix de revient.

3.7. Rentabilité d'un projet

Pour évaluer la rentabilité d'un projet, plusieurs critères peuvent être utilisés, comme par exemple [Chauvel, 1976^{Chauvel et al., 1976 p.33}] :

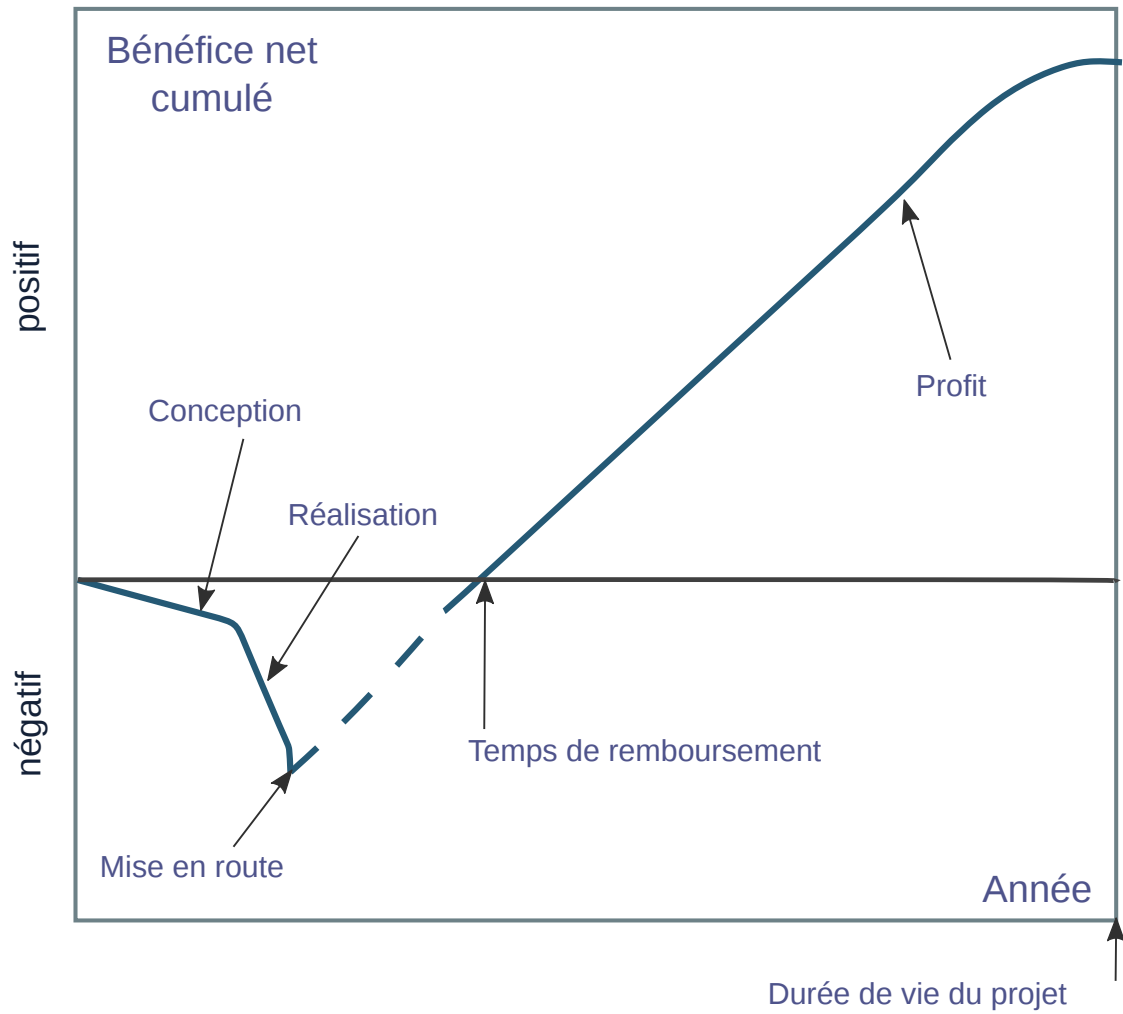
- le bénéfice net actualisé (« *discounted cash flow* » ou « *net present value* ») . On calcule ici le revenu annuel, on l'actualise et l'on regarde ses variations en fonction du temps. Ceci suppose que l'on se donne une année de référence (en général, l'année où l'on commence à produire) et une durée de vie du projet ;
- le temps de retour sur investissement (« *Pay Out Time* ») qui, dans sa version la plus simple, peut être défini comme le rapport entre les dépenses et les recettes, soit :

$$t_{\text{retour}} = \frac{\text{Capital amortissable}}{[(\text{Prix}_{\text{vente}} - \text{Prix}_{\text{revient}})(1 - T) + A] * \text{Capacité}_{\text{annuelle}}}$$

avec T le taux d'imposition des bénéfices bruts, A l'amortissement annuel (considéré constant sur la durée de vie du projet).

En effet pour pallier à des événements difficilement prévisibles (vieillessement du procédé, substitution des produits), les sociétés amortissent leur capital investi, c'est-à-dire reconstituent les investissements des installations au cours de leur période d'activité même. La durée d'amortissement est donc liée à l'évaluation des risques encourus et peut donc être variable selon le type d'activité.

Le temps de retour sur investissement est donc le temps au bout duquel le bénéfice net cumulé passe d'une valeur négative à une valeur positive (voir la figure suivante).



Graphique 4 Diagramme de bénéfice du projet (adapté de Sinnott, 1983)

Notes



Un principe de base dans la conception des procédés consiste à récupérer plus de 99% de tout produit de valeur.

À ce stade de la conception, on établira les bilans en supposant que 100% du produit est recyclé dans l'installation. Cette hypothèse permet de minimiser le temps ingénieur.

« *Piping and instrumentation diagram* », en anglais

Le *Génie de la Réaction Chimique* propose une méthodologie d'étude de sujets tels que l'interaction entre la réaction et le milieu qui la supporte, la compétition entre les processus physico-chimiques, les lois de comportement des réacteurs, l'extrapolation et le passage continu/discontinu, le diagnostic et amélioration des réacteurs existants, la conduite optimale des réactions chimiques.

On parle de réaction exothermique

Bibliographie



[**Albert, 2003**] Albert A., 2003, Évaluation économique des procédés, polycopié de cours (IFIE3), IMT Mines Albi.

[**Auroy, 2000**] Auroy M., 2000, *Élaboration des schémas de procédés industriels, Techniques de l'Ingénieur*, Traité de Génie des Procédés, Volume JB6, Dossier J 6 148.

[**Azapagic et al., 2006**] Azapagic A., Millington A. et Collet A., 2006, *A methodology for integrating sustainability considerations into process design*, Trans I Chem E, Part A, Chemical Engineering Research and Design, Vol. 84, n°A6, pp. 439-452.

[**Chauvel et al., 1976**] Chauvel A., Leprince P., Barthel Y., Raimbault C. et Arlie J.-P., 1976, *Manuel d'évaluation économique des procédés*, ed. Technip, Paris.

[**Coulson et al., 1983**] Coulson J.M., Richardson J.F. et Sinnott R.K., 1983, *Chemical Engineering, Vol. 6 – Design*, Pergamon Press, Oxford.

[**Cussler et Moggridge, 2001**] Cussler E. et Moggridge G., 2001, *Conception de produits chimiques, traduit de l'anglais par P. Baudez*, Dunod ed., coll. Industrie et Technologies, Paris

[**Douglas, 1988**] Douglas J.M., 1988, *Conceptual design of chemical processes*, Mc Graw-Hill Chemical Engineering Series, New York, 601 p.

[**Kemp, 2007**] Kemp I.C., 2007, *Pinch Analysis and Process Integration, A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*, Elsevier Ltd., Oxford, 396 p.

[**Le Goff, 1982**] LeGoff P., 1982, *Énergétique industrielle, tome 3, applications en génie chimique*, Tech&Doc, Lavoisier, Paris.

[**Sinnott, 1983**] Sinnott R. K., 1983, *Chemical Engineering, Volume 6, Design*, Chemical Engineering Series by Coulson & Richardson, Pergamon Press, Oxford.

[**Smith, 2005**] Smith R., 2005, *Chemical processes – Design and integration*, John Wiley & Sons, Chichester.

[**Tondeur, 1993**] Tondeur D., 1993, *Sciences des Séparations : Progrès, enjeux, obstacles, chapitre 4, dans « Génie des Procédés »*, coordonnateurs A. Storck et G. Grévillet, Tech&Doc, Lavoisier, Paris.

[**Villermaux, 1985**] Villermaux J., 1985, *Génie de la réaction chimique, conception et fonctionnement des réacteurs*, Tech&Doc Lavoisier, 2^{ième} tirage, Paris.

Crédits des ressources



Diagramme des contraintes (adapté de Coulson et al., 1983) p. 6

Attribution - Pas d'Utilisation Commerciale - Partage dans les Mêmes Conditions - IMT Mines Albi

Processus de design (adapté de Coulson et al., 1983) p. 7, 37

Attribution - Pas d'Utilisation Commerciale - Partage dans les Mêmes Conditions - IMT Mines Albi

Les différentes phases d'un projet industriel, de l'identification du besoin jusqu'à la construction (adapté de Albert, 2003) p. 8, 38

Attribution - Pas d'Utilisation Commerciale - Partage dans les Mêmes Conditions - IMT Mines Albi

Exemple de procédé avec réaction et séparations (adapté de Smith, 2005) p. 18

Attribution - Pas d'Utilisation Commerciale - Partage dans les Mêmes Conditions - IMT Mines Albi

Exemple d'intégration thermique du procédé décrit ci-dessus (adapté de Smith, 2005) p. 19

Attribution - Pas d'Utilisation Commerciale - Partage dans les Mêmes Conditions - IMT Mines Albi

Autre exemple d'intégration thermique du procédé décrit ci-dessus (adapté de Smith, 2005) p. 19

Attribution - Pas d'Utilisation Commerciale - Partage dans les Mêmes Conditions - IMT Mines Albi

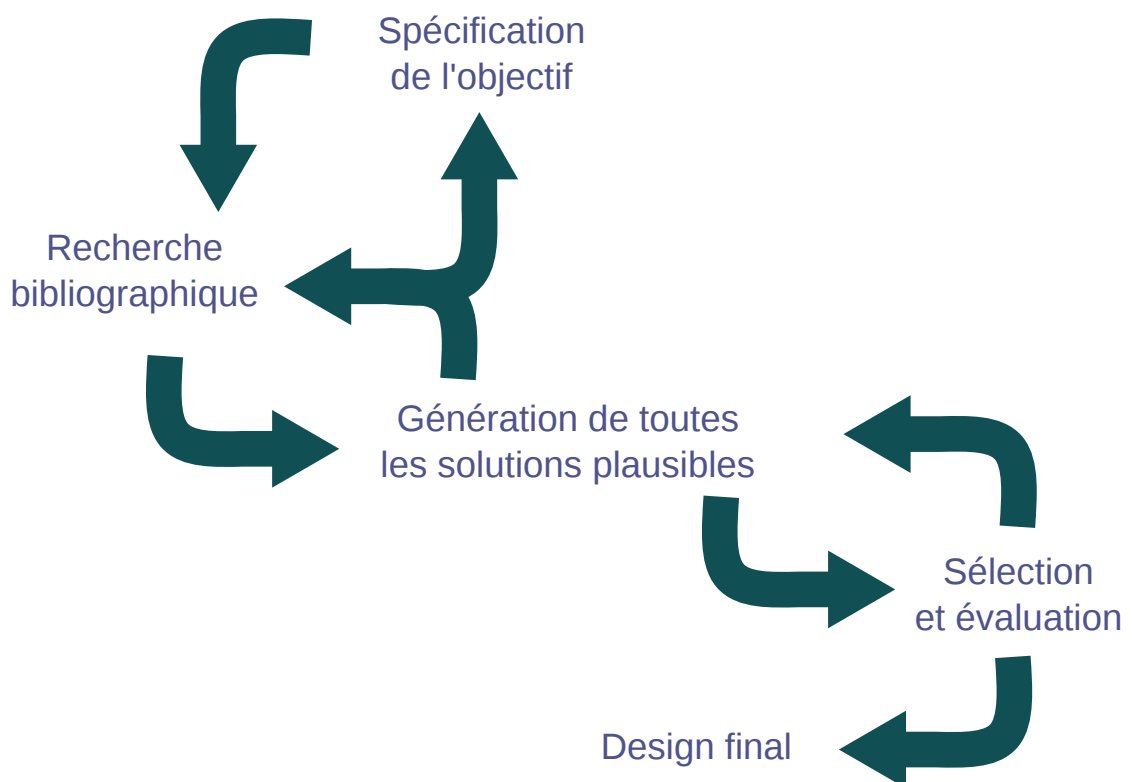
Diagramme de bénéfice du projet (adapté de Sinnott, 1983) p. 29

Attribution - Pas d'Utilisation Commerciale - Partage dans les Mêmes Conditions - IMT Mines Albi



1. Une approche progressive, de la boîte noire au flowsheet

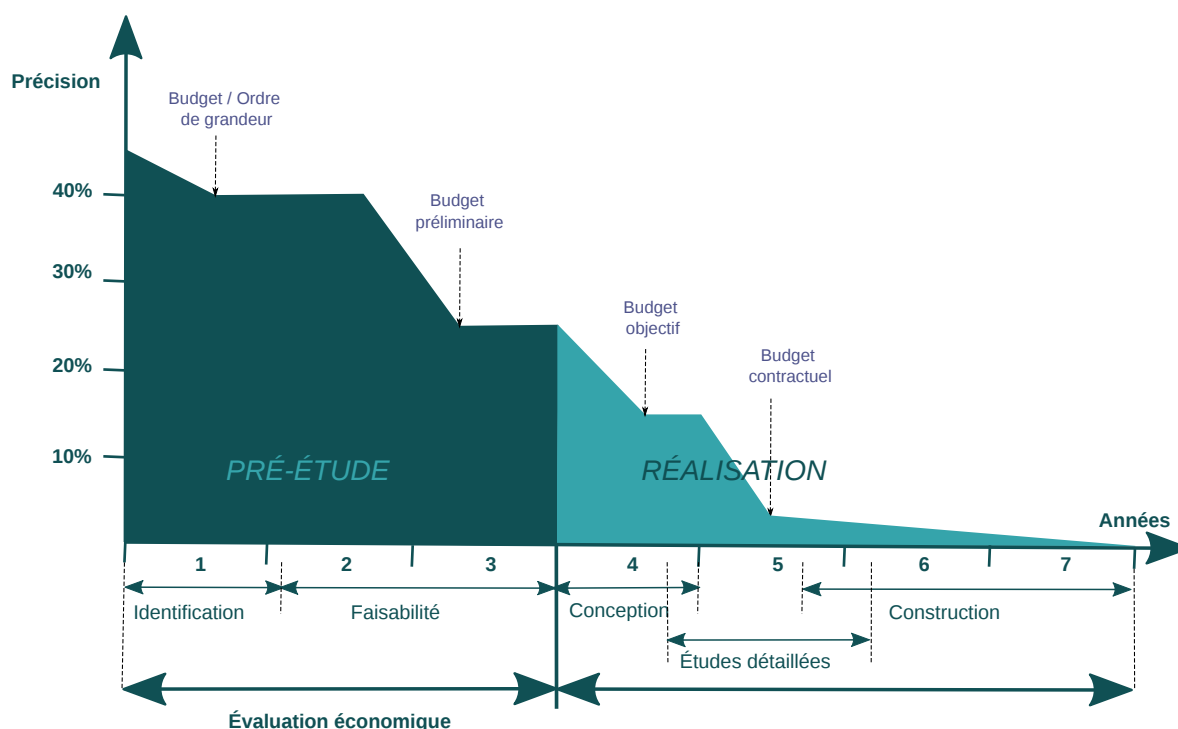
La démarche de conception s'apparente à un processus itératif matérialisé sur la Figure suivante par deux boucles successives : une première visant à générer les *alternatives plausibles* puis une seconde visant à sélectionner l'*alternative probable*, c'est-à-dire la meilleure solution. Grâce au processus d'évaluation et de sélection, le nombre de solutions plausibles diminue au fur et à mesure de l'avancement du projet. Corrélativement, les informations sur les solutions restantes sont de plus en plus précises.



Graphique 5 Processus de design (adapté de Coulson et al., 1983)

Pour réduire le nombre des alternatives plausibles et arriver au plus tôt à l'alternative probable, la démarche mise en œuvre va consister en une **série de phases d'activités et de jalons de décision** autorisant à passer d'une phase à l'autre. Les **critères** de décision sont traditionnellement **techniques** (voir liste des contraintes internes sur le *Diagramme des contraintes*) et **économiques**.

La Figure suivante représente la planification temporelle des différentes phases d'un projet de conception, de l'identification des besoins jusqu'à la construction, ainsi que la précision de l'évaluation économique à chaque jalon de décision.



Graphique 2 Les différentes phases d'un projet industriel, de l'identification du besoin jusqu'à la construction (adapté de Albert, 2003)

En phase d'initiation, on se contentera d'estimations très simples et rapides, mais pas très précises, pour arriver, au stade de la construction, à des calculs aussi détaillés que possibles. Une classification des méthodes employées pour évaluer le coût du procédé est proposée dans le Tableau qui suit. Sont également mentionnées dans ce tableau les connaissances nécessaires pour le calcul du coût et la précision escomptée.

Méthode	Budget	Données nécessaires	Précision
Globale	Ordre de grandeur	Produits et réactifs, analogie via procédé similaire	± 40%
Modulaire	Budget préliminaire	Connaissance des équipements principaux	± 25%

Méthode	Budget	Données nécessaires	Précision
Semi-détaillée	Budget objectif	Choix et dimensionnement des équipements Tuyauteries principales et instrumentations	$\pm 12\%$
Détaillée	Budget contractuel	Ingénierie complète, données de site	$\pm 3\%$

Niveau de précision dans l'évaluation économique selon le niveau de connaissances sur le procédé

L'appellation des différentes phases associées à la conception d'un procédé, ainsi que leurs durées, vont sensiblement varier d'un auteur à l'autre [Auroy, 2000^{Auroy, 2000 p.33} ; Azapagic, 2006^{Azapagic et al., 2006 p.33} ; Albert, 2003^{Albert, 2003 p.33}]. Par contre, le nombre de phases est traditionnellement de 4 :

- La première repose essentiellement sur une évaluation du potentiel économique (EP), défini comme la différence entre le revenu annuel des ventes et le coût d'achat annuel des matières premières ;
- La seconde phase vise à définir les enchaînement les plus compétitifs, techniquement réalisables à l'échelle industrielle et économiquement acceptables. Elle nécessite d'avoir une idée assez précise des différents courants qui sortent du procédé et de leurs valeurs économiques. Le schéma de blocs est l'outil graphique de cette phase. Les solutions alternatives sont triées en utilisant des arguments d'ordre de grandeur pour simplifier les bilans de matière, les équations de dimensionnement des équipements et les calculs de coût. En général, ces calculs sont souvent suffisamment précis pour éliminer 90% des solutions alternatives qui ne donneront pas lieu à une opération rentable. À l'issue de cette phase, le budget est connu à $\pm 25\%$;
- Pour les résultats de cette analyse préliminaire les plus prometteurs, des informations plus détaillées sont prises en compte dans les calculs, l'effort d'ingénierie étant alors justifié. La troisième phase vise ainsi à affiner le dimensionnement des équipements principaux, puis à choisir et dimensionner les équipements secondaires. L'élaboration du schéma de procédé est au cœur de cette phase. L'intégration énergétique, le contrôle/commande du procédé et les aspects prévention et sécurité sont également pris en compte. À l'issue de cette étude, le schéma de blocs est figé, le *flowsheet* très avancé et le budget affiné à $\pm 12\%$;
- Enfin, la dernière phase vise à définir l'implantation des appareils et leurs connections, puis à construire un nouveau diagramme appelé « schéma tuyauterie et instrumentation » ou encore « schéma de construction ». À l'issue de cette étude, le *flowsheet* est figé, le schéma de construction très avancé et le budget affiné à $\pm 3\%$. Il sera mis à jour au cours de la construction de l'unité de production.

On pourra noter au passage que les deux dernières phases sont en interaction forte et ont tendance à se chevaucher dans le temps (cf. le schéma *Les différentes phases d'un projet industriel* par rapport à la planification de la Conception et des Études Détaillées). Il en est de même entre la dernière phase de conception et le début de la construction de l'unité.

Un projet de conception de procédé nécessite donc de mener en parallèle des études à caractère scientifique et technique et des évaluations économiques. Pour des questions de lisibilité du document, nous présenterons dans la suite les deux aspects, mais de manière séparée.