

Titre: Évaluation économique de technologies émergentes par la méthode
Title: Large Block Analysis

Auteur: Émanuelle Trottier
Author:

Date: 2021

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: Trottier, É. (2021). Évaluation économique de technologies émergentes par la
Citation: méthode Large Block Analysis [Master's thesis, Polytechnique Montréal].
PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/9139/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**
Open Access document in PolyPublie

URL de PolyPublie: <https://publications.polymtl.ca/9139/>
PolyPublie URL:

**Directeurs de
recherche:** Paul R. Stuart
Advisors:

Programme: Génie chimique
Program:

POLYTECHNIQUE MONTRÉAL

affiliée à l'Université de Montréal

**Évaluation économique de technologies émergentes par la méthode Large
Block Analysis**

ÉMANUELLE TROTTIER

Département de génie chimique

Mémoire présenté en vue de l'obtention du diplôme de *Maîtrise ès sciences appliquées*

Génie chimique

Août 2021

© Émanuelle Trottier, 2021.

POLYTECHNIQUE MONTRÉAL

affiliée à l'Université de Montréal

Ce mémoire intitulé :

Évaluation économique de technologies émergentes par la méthode Large Block Analysis

présenté par **Émanuelle TROTTIER**

en vue de l'obtention du diplôme de *Maîtrise ès sciences appliquées*

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

Jason Robert TAVARES, président

Paul STUART, membre et directeur de recherche

Mariya MARINOVA, membre externe

RÉSUMÉ

Lorsqu'une entreprise cherche à diversifier son portefeuille de produits, elle doit tout d'abord choisir vers quelle(s) option(s) se tourner si plus d'une combinaison de produits et de procédés est envisageable. Or, la présence de diverses incertitudes complexifie cette prise de décision, puisqu'il est difficile de déterminer, au début du processus de conception, quelles options seront les plus viables économiquement. Parmi ces incertitudes, l'expérience et le niveau d'optimisme des développeurs de technologie ainsi que le niveau de maturité de chaque technologie sont susceptibles de varier selon les options envisagées. La méthode Large Block Analysis (la « méthode LBA ») permet d'obtenir des estimations de coûts relatifs pour différentes options à un stade préliminaire de la conception. Par conséquent, elle apparaît prometteuse pour faciliter la prise de décision. Toutefois, la systématisation de l'application de cette méthode est essentielle afin qu'elle puisse être utilisée dans un contexte industriel.

L'objectif de ce mémoire est de formaliser la méthode LBA et de s'en servir pour évaluer et comparer des options de bioraffinage dans un contexte où le niveau d'incertitude est élevé et que la quantité d'information accessible est faible.

La méthodologie de ce projet de recherche consiste à :

- proposer une méthode systématique pour appliquer LBA;
- valider la méthode LBA formalisée en l'appliquant à une première étude de cas portant sur des technologies connues employées à l'étape de lavage du procédé Kraft et comparer les résultats obtenus avec les résultats générés par les méthodes d'estimation classiques à différents stades du développement;
- appliquer la méthode LBA à une seconde étude de cas portant sur différentes options de procédés dans le domaine du bioraffinage pouvant être intégrés à une usine de pâte à dissoudre Kraft, afin de comparer et de trier différentes options d'intégration à une usine existante.

Les résultats de la première étude de cas ont validé l'utilisation de la méthode LBA tôt dans le processus de décision, les estimations de coûts relatifs ayant été améliorées dans les deux projets évalués dans cette étude grâce à l'emploi de cette méthode. Toutefois, l'amélioration pouvant

potentiellement être obtenue en appliquant la méthode LBA dans un contexte où les technologies à évaluer sont matures (ce qui était le cas dans la première étude de cas) est limitée, puisque, par définition, ces technologies ne comportent qu'une proportion restreinte d'incertitude. Les résultats de la seconde étude de cas ont permis de comparer et de trier six options de bioraffinerie ayant des degrés de maturité différents en fonction de leur rentabilité et de leur niveau de risque. Trois procédés se sont démarqués en raison de leur taux de rentabilité interne supérieur à 15 %. Ces procédés sont 1) la production d'un additif pour l'alimentation animale, une option dont le potentiel de gain est faible, mais qui est moins risquée; 2) la production de furfural, qui offre un potentiel de gain plus élevé, mais qui est également plus risquée commercialement; et 3) la production de xylitol par une variation du procédé chimique classique, l'option comportant le plus grand potentiel de gain, mais dont le risque technologique ainsi que le coût d'investissement sont élevés.

Il a été démontré que la méthode LBA est adéquate pour obtenir des coûts relatifs tôt dans le processus de décision et que l'emploi de cette méthode permet de mieux apprécier les risques associés à chaque option.

ABSTRACT

When a company seeks to diversify its product portfolio, it must first decide which option(s) to pursue if more than one combination of products and processes is possible. However, the presence of various uncertainties complicates this decision making, since it is difficult to determine, early in the design process, which options will be the most economically viable. Among these uncertainties, the experience and level of optimism of technology developers and the level of maturity of each technology are likely to vary among the options considered. The Large Block Analysis ("LBA") method provides relative cost estimates for different options at an early stage of design. Therefore, it appears to be a promising tool to facilitate decision making. However, the systematization of the application of this method is essential so that it can be used in an industrial context.

The objective of this thesis is to formalize the LBA method and to use it to evaluate and compare biorefinery options in a context where the level of uncertainty is high and the amount of accessible information is low.

The methodology of this research project consists in:

- Proposing a systematic method to apply LBA;
- Validating the formalized LBA method through its application to a first case study of known technologies used in the washing stage of the Kraft process and compare the results obtained with the results generated by classical estimation methods at different stages of development; and
- Applying the LBA method to a second case study of different biorefinery process options that could be incorporated into a Kraft dissolving pulp mill, in order to compare and sort out different options for incorporation into an existing mill.

The results of the first case study validated the use of the LBA method early in the decision process, with relative cost estimates improved in both projects evaluated in this study through the use of this method. However, the improvement that can potentially be achieved by applying the LBA method in a context where the technologies under evaluation are mature (which was the case in the first case study) is limited, since, by definition, these technologies have only a small amount of uncertainty. The results of the second case study enabled the comparison and sorting of six biorefinery options with different degrees of maturity according to their profitability and level of

risk. Three processes stood out because of their internal rate of return above 15%. These processes were 1) the production of an animal feed additive, an option with low profit potential but less risk; 2) the production of furfural, which offers higher profit potential but is also more commercially risky; and 3) the production of xylitol through a variation of the conventional chemical process, the option with the highest profit potential but also with high technological risk and capital investment cost.

The LBA method has been shown to be adequate for obtaining relative costs early in the decision process and the use of this method allows for a better appreciation of the risks associated with each option.

TABLE DES MATIÈRES

RÉSUMÉ.....	III
ABSTRACT	V
TABLE DES MATIÈRES	VII
LISTE DES TABLEAUX.....	IX
LISTE DES FIGURES.....	X
LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS	XI
LISTE DES ANNEXES.....	XII
CHAPITRE 1 INTRODUCTION.....	1
1.1 Les enjeux liés à la comparaison de projets innovants en début de processus décisionnel	1
1.2 Un secteur qui a besoin d'innover	2
1.2.1 Question de recherche	3
CHAPITRE 2 REVUE DE LA LITTÉRATURE.....	4
2.1.1 Stades de développement des estimations et méthodes d'estimation classiques	4
2.1.2 Outils de conception pour les procédés émergents	11
2.1.3 Autres méthodes d'estimation.....	13
2.1.4 Procédé Kraft.....	16
2.1.5 Procédé de pâte à dissoudre kraft	17
2.1.6 Pré-hydrolyse	17
2.1.7 Procédés de bioraffinerie intégrée.....	19
2.1.8 Analyse critique globale.....	24
2.2 Hypothèses et objectifs.....	26
CHAPITRE 3 SYNTHÈSE DU TRAVAIL RÉALISÉ.....	28

3.1	Méthodologie du projet de recherche	28
3.2	Proposition d'une méthode d'application de LBA	30
3.3	Présentation des études de cas et lien avec les publications	35
3.4	Première étude de cas	36
3.4.1	Application de la méthode LBA	37
3.4.2	Comparaison des estimations et discussion	48
3.4.3	Conclusion de la première étude de cas	53
3.5	Deuxième étude de cas	53
3.5.1	Définition du projet et de la base de conception	53
3.5.2	Produits et procédés de bioraffinage d'intérêt	55
3.5.3	Niveau de développement et risques	56
3.5.4	Application de la méthode LBA	59
3.5.5	Analyse du risque de marché et technologique	63
3.5.6	Analyse de rentabilité	67
CHAPITRE 4	DISCUSSION GÉNÉRALE	70
CHAPITRE 5	CONCLUSION	73
RÉFÉRENCES	75
ANNEXES	81

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 Standard de classification des estimations d'ACE International.....	5
Tableau 2.2 Correspondances entre le TRL et le stade d'estimation	7
Tableau 3.1 Détail des activités de la méthode LBA	31
Tableau 3.2 Projet 1 - Remplacement du diffuseur : estimation du coût d'investissement en capital du second fournisseur.....	44
Tableau 3.3 Projet 2 - Mise à niveau processus de lavage : estimation du coût d'investissement en capital du second fournisseur	46
Tableau 3.4 Projet 1 - Ratio des coûts entre les fournisseurs de technologie 1 et 2	52
Tableau 3.5 Projet 2 - Ratio des coûts entre les fournisseurs de technologie 1 et 2	52
Tableau 3.6 Coût des matières premières et des utilités	55
Tableau 3.7 Analyse de risque initiale	56
Tableau 3.8 Coûts d'investissement totaux.....	61
Tableau 3.9 Coût de production totale annuel.....	63
Tableau 3.10 Analyse du risque finale	66

LISTE DES FIGURES

Figure 2.1 Méthodologie de l'analyse techno-économique	15
Figure 3.1 Méthodologie du projet de recherche	28
Figure 3.2 Méthodologie générale de LBA	30
Figure 3.3 Synthèse du schéma de blocs du projet de remplacement d'un diffuseur	37
Figure 3.4 Principes de fonctionnement des laveurs	41
Figure 3.5 Synthèse du schéma de blocs du projet de mise à niveau d'un processus de lavage....	42
Figure 3.6 Projet 1 - Comparaison des estimations.....	49
Figure 3.7 Projet 2 - Comparaison des estimations.....	50
Figure 3.8 Niveaux de développement des options évaluées	59
Figure 3.9 TRI pour les différentes options	67
Figure 3.10 VAN pour les différentes options	68

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

BDt	Tonnes métriques sèches (en anglais, « bone dry metric ton »)
CTI	Coût total d'investissement
EEC	Extraction à l'eau chaude
HMF	Hydroxy-méthyl-furfural
IFC	Investissement fixe en capital
LBA	Large Block Analysis
LMS	Lit mobile simulé
LPH	Liqueur de pré-hydrolysat
PHK	Pré-hydrolyse kraft
PME	Petites et moyennes entreprises
TCCA	Taux de croissance annuel composé
TRI	Taux de rentabilité interne
TRL	« Technology readiness level », en anglais (niveau de maturité technologique)
VAN	Valeur actuelle nette

LISTE DES ANNEXES

Annexe A Article 1 : Large Block Analysis: Costing Approach to Facilitate the Comparison of Process Alternatives at the Early Design Stage.....	81
Annexe B Article 2 : Comparing Biorefinery Processes at the Early Design Stage Using Large Block Analysis.....	106
Annexe C Étude de cas # 2 : Détail de l'application de LBA	146
Annexe D Étude de cas # 2 : Analyse de la profitabilité	154

CHAPITRE 1 INTRODUCTION

1.1 Les enjeux liés à la comparaison de projets innovants en début de processus décisionnel

L'analyse de rentabilité est une étape essentielle du processus de développement de nouvelles technologies et occupe une place de choix dans le processus décisionnel afin de discriminer les différentes options de produits et de procédés envisagées. Cependant, l'estimation de nouvelles technologies tôt dans le processus de décision comporte plusieurs difficultés liées au manque de données et à la présence de plusieurs incertitudes. Le niveau d'expérience des développeurs de technologies (qui se traduit par leurs compétences et leurs capacités) ainsi que le degré d'optimisme de ces derniers ont une incidence sur le résultat d'une évaluation économique. Cela est notable lorsqu'une entreprise expérimentée dans l'installation d'équipements estime les coûts d'un projet de nouvelles technologies après avoir fait l'acquisition d'une entreprise émergente ou avoir été mandatée par cette dernière pour effectuer ce type d'estimation. En effet, pour un même projet, les estimations de coûts faites par les petites entreprises développant de nouvelles technologies sont généralement inférieures aux nouvelles estimations faites par des entreprises expérimentées (Hollmann, 2014; Moran, 2015). Cela peut s'expliquer par un biais d'optimisme plus élevé de la part des entreprises qui sont initialement à l'origine du développement de ces technologies, et ce, en raison de l'importance stratégique que revêtent pour elles ces projets et de leur désir potentiellement plus grand de faire avancer ce projet, étant donné leur moins grande diversification (Hollmann, 2014). Un manque d'expérience peut nuire à leur capacité d'estimer correctement l'ensemble des coûts et des services requis pour un projet (Moran, 2015). Par exemple, le coût lié aux composants électriques et à leur installation est souvent sous-estimé par les estimateurs débutants (Moran, 2015). D'autres coûts, tels que les études géotechniques, sont fréquemment oubliés (G. Martin, communication personnelle, 13 mars 2019). Leur manque d'expérience peut également être à l'origine d'une méconnaissance de certains problèmes qui peuvent survenir lors de l'intégration d'un nouveau procédé dans une usine existante (par exemple, d'un procédé de bioraffinerie forestière dans une usine de pâte et papier). Le degré de maturité d'une technologie (c'est-à-dire l'échelle à laquelle se trouve la technologie, soit « laboratoire », « pilote », « en démonstration » ou « commerciale ») influence le type, la qualité et la quantité d'information

accessible. À ces éléments plus probables dans le cas de nouvelles technologies s'ajoutent d'autres incertitudes typiques à tout projet. Des changements dans la conception, dans les paramètres techniques et dans les délais de développement surviennent fréquemment au fur et à mesure que la technologie est développée. Tous ces éléments, de même que la rigueur avec laquelle le projet est exécuté et la méthode d'estimation utilisée, influencent la qualité et la précision des estimations (Hollmann, 2014). La présence d'incertitudes supplémentaires propres aux nouvelles technologies complexifie la comparaison, étant donné que ces projets n'ont pas tout le même degré de maturité et la même base de coûts. En l'absence de coûts relatifs, l'analyse de rentabilité ne reposera pas sur des bases solides permettant une prise de décision éclairée. Or, cette étape du processus décisionnel est impérative afin de décider où allouer davantage de ressources.

1.2 Un secteur qui a besoin d'innover

L'industrie des pâtes et papiers canadienne est un exemple d'industrie où l'enjeu de comparer plusieurs technologies à différents niveaux de maturité est présent. En effet, celle-ci vit actuellement plusieurs défis, l'un d'eux étant le fait d'être confrontée à une baisse de la demande en raison, notamment, de l'utilisation de plateformes numériques par les médias et les annonceurs (Direction de l'analyse du marché du travail, 2020). De plus, cette industrie canadienne subit une forte compétition de la part des pays émergents, particulièrement ceux d'Amérique du Sud (Pulp & Paper Canada, 2008). En effet, cette région a l'avantage d'avoir des coûts de production plus faibles grâce à ses usines récemment implantées, dont la performance est accrue, ainsi qu'à un accès à la biomasse facilité par la présence d'un climat plus propice à la croissance de celle-ci et par l'utilisation de certaines espèces de bois ayant un rendement supérieur aux espèces qui croissent au Canada (Pulp & Paper Canada, 2008).

Certaines pistes de solution pour rester rentable consistent, pour cette industrie, à diversifier sa production afin de répondre à des demandes innovantes provenant de nouveaux marchés et de marchés en croissance (Direction de l'analyse du marché du travail, 2020). Cela peut être réalisé par l'intégration de bioraffineries aux usines de pâtes et papiers, ce qui permet de valoriser les coproduits découlant de la production. Par exemple, la lignine et l'hémicellulose, qui sont extraits lors du procédé de mise en pâte, peuvent être utilisés pour produire des biomatériaux, du carburant, de l'énergie et des produits biochimiques (Forest Products Association of Canada, 2015). Cependant, il est difficile pour une entreprise papetière de faire un choix parmi les différentes

combinaisons de procédés et de produits possibles en vue de l'intégration d'une bioraffinerie, car le marché de la plupart de ces options est inconnu et les technologies sont à différents niveaux de développement.

1.2.1 Question de recherche

Cela mène à s'interroger sur le moyen de faciliter l'évaluation des coûts et des retombées économiques afin de comparer plusieurs options dans le domaine du bioraffinage tôt dans le processus de décision.

De fait, la question suivante se pose : par quel moyen est-il possible de faciliter l'évaluation systématique des coûts et des risques afin de comparer plusieurs options dans le domaine du bioraffinage tôt dans le processus de décision?

CHAPITRE 2 REVUE DE LA LITTÉRATURE

Puisque l'estimation du coût d'investissement et du coût de production est essentielle afin d'évaluer la viabilité d'un projet et l'opportunité que celui-ci représente, plusieurs méthodes permettant d'estimer les coûts tôt dans le processus de conception ont été développées au cours des dernières décennies, et ce, dans le but de limiter les ressources nécessaires pour évaluer la profitabilité d'un projet.

Cette section présente un résumé des différentes méthodes d'estimation préliminaires des coûts, un survol du procédé de mise en pâte Kraft ainsi que, plus spécifiquement, du procédé de pâte à dissoudre auquel peut être intégrée une bioraffinerie valorisant la liqueur de pré-hydrolysat (LPH) et une revue de différentes voies de valorisation de la LPH, qui seront évaluées ultérieurement dans une étude de cas.

2.1.1 Stades de développement des estimations et méthodes d'estimation classiques

2.1.1.1 Stade de développement des estimations

Différentes méthodes d'estimation classiques peuvent être utilisées pour obtenir les coûts d'opération et d'investissement d'un projet en fonction de son niveau de définition. À un stade préliminaire du processus de décision, les estimations sont généralement utilisées pour comparer les différents projets et pour évaluer s'il est pertinent de poursuivre le développement d'un projet. La précision des estimations de pré faisabilité est inférieure à celle des estimations définitives, mais ces estimations faites tôt dans le processus décisionnel n'en demeurent pas moins essentielles, puisque leur but est d'obtenir des coûts relatifs, nécessaires pour comparer correctement les différentes options. À chaque étape d'estimation, à commencer par l'ordre de grandeur jusqu'au moment où sera effectuée l'estimation budgétaire, certaines possibilités seront éliminées (Peters et al., 2003). Plusieurs nomenclatures existent pour classifier les différents stades d'estimation du coût d'investissement en capital (ASTM International, 2019; Christensen & Dysert, 2005; Christensen et al., 2019).

Peters et al. (2003) proposent une classification comportant cinq catégories d'estimation :

- L'estimation d'ordre de grandeur, basée sur des données provenant d'un projet similaire (précision de $\pm 30\%$);
- L'estimation pondérée, basée sur une connaissance des principaux équipements (précision de $\pm 30\%$);
- L'estimation préliminaire, basée sur des données de conception en quantité suffisante pour permettre de budgéter l'estimation (précision de $\pm 20\%$);
- L'estimation définitive, basée sur les données de conception presque complètes, mais à un stade précédant celui de l'achèvement des diagrammes de procédés et les calculs finaux des spécifications (précision de $\pm 10\%$);
- L'estimation détaillée, basée sur les dessins d'ingénierie et les spécifications, une fois ceux-ci complétés (précision de $\pm 5\%$).

Une autre classification largement utilisée est celle proposée par AACE International, dont les standards sont présentés dans le tableau suivant. La précision attendue est présentée sous forme de deux intervalles (inférieur et supérieur). L'étendue de l'intervalle supérieur est plus grande, puisque la probabilité que l'estimation soit sous-estimée surpasse celle qu'elle soit surestimée (Christensen et al., 2019).

Tableau 2.1 Standard de classification des estimations d'AACE International (adaptée de Christensen et al. (2019))

Catégorie d'estimation	Niveau de définition du projet en pourcentage	Précision attendue ¹
Catégorie 5	0 % à 2 %	I : -20 % à -50 % S : +30 % à +100 %
Catégorie 4	1 % à 15 %	I : -15 % à -30 % S : +20 % à +50 %
Catégorie 3	10 % à 40 %	I : -10 % à -20 % S : +10 % à +30 %
Catégorie 2	30 % à 70 %	I : -5 % à -15 % S : +15 % à +20 %
Catégorie 1	50 % à 100 %	I : -3 % à -10 % S : +3 % à +15 %

¹ Intervalle de la précision attendue inférieur et supérieur

Une autre façon d'apprécier différents projets est en fonction de leur niveau de maturité technologique (en anglais, « technology readiness level » ou « TRL »). Cette classification classe les projets sur une échelle de 1 à 9 selon leur niveau de conception ou de recherche, de développement et de démonstration. Le tableau suivant fait le lien entre le niveau de maturité technologique (TRL) et les différents stades d'estimation proposés par Peters et al. (2003) précédemment présentés.

Tableau 2.2 Correspondances entre le TRL et le stade d'estimation (Buchner et al., 2018)

TRL	Description	Stade d'estimation	
1	Identification d'opportunités et applications potentielles (remue-méninges, revue de la littérature)	S. O. : pas suffisamment d'information	
2	Formulation du concept technologique et/ou de l'application, recherche de brevet		
3	Preuve du concept, début de la recherche appliquée en laboratoire	Ordre de grandeur	Estimation de préféabilité
4	Développement préliminaire du procédé, validation en laboratoire, préparation pour la mise à l'échelle	Estimation pondérée	
5	Développement détaillé du procédé, simulation détaillée du procédé et de l'usine pilote	Estimation préliminaire	
6	Construction et opération de l'usine pilote, application des produits testés	Estimation définitive	
7	Ingénierie finale, optimisation de l'usine pilote, construction et opération de l'usine de démonstration	Estimation détaillée	
8	Construction d'une usine à grande échelle, mise en opération	S. O. : usine construite	
9	Audit de l'usine à pleine échelle, production à pleine échelle, opération du procédé à travers toute la gamme des conditions attendues dans un environnement industriel		

2.1.1.2 Estimation du coût d'investissement en capital

Il existe plusieurs méthodes d'estimation classiques qu'il convient d'appliquer en début du processus décisionnel, soit celles basées sur les facteurs de puissance et de ratio, celles basées sur les facteurs multiplicatifs et celles par unité fonctionnelle (Peters et al., 2003; Petley, 1997; Seider, Seader, et al., 2009; Sinnott, 2005). Le choix de la méthode dépend du niveau de développement du projet et des informations disponibles sur celui-ci, ainsi que de la précision désirée pour l'estimation. Ces méthodes utilisent des exposants, des facteurs et des équations afin d'obtenir un coût en capital, et ce, dans le but de comparer différents projets et de déterminer lesquels devraient aller de l'avant.

Les méthodes utilisant un facteur de puissance sont des méthodes simples qui permettent d'estimer le coût d'un projet rapidement avec peu d'information. La méthode *Six-Tenth Power Method*, également appelée *Two-Third Power Law*, a d'abord été développée par Williams en 1947 pour estimer le coût d'équipements, puis a été appliquée par Chilton en 1950 pour estimer le coût d'investissement d'usines. Cette méthode permet d'estimer le coût par unité de capacité avec un facteur de puissance n variant entre 0,5 et 1 (équation 2.1) (Remer & Chai, 1990). La méthode *Power Factor Applied to Plant-Capacity Ratio* inclut à cette équation l'indexation des coûts (Peters et al., 2003). Elle nécessite seulement des données historiques de coûts et de capacité d'usines ou de procédés similaires (produit et capacité comparables) au projet pour lequel l'obtention d'une estimation est souhaitée.

$$\text{Coût du projet} = \left(\frac{\text{Capacité du nouveau projet}}{\text{Capacité du procédé ou de l'usine existante}} \right)^n \times \left(\frac{\text{Coût du procédé}}{\text{ou de l'usine existante}} \right) \quad (\text{éq. 2.1})$$

Remer et Chai (1990) ont proposé plus de 450 valeurs de facteur de puissance pour différents types de procédés et différentes capacités. Toutefois, l'obtention de nouvelles données pour mettre à jour ces facteurs ainsi que le développement de nouveaux facteurs propres à de nouveaux procédés sont limités, car les entreprises sont peu enclines à partager leurs données (Dysert, 2003). Également, plus l'écart de capacité est grand, plus les possibilités d'application de cette méthode sont restreintes, voire nulles dans certains cas.

Les méthodes utilisant un ou des facteurs multiplicatifs permettent d'estimer le coût total d'investissement en capital en multipliant le coût des équipements par un ou plusieurs facteurs. La

méthode de Lang multiplie le total du coût des équipements majeurs par un facteur (Petley, 1997). Ce facteur diffère selon le type de procédé (solide, solide-liquide, liquide) (Petley, 1997). D'autres auteurs, dont Hand et Guthrie, ont proposé d'utiliser plusieurs facteurs selon le type d'équipement ou de catégorie de coûts (installations, tuyauterie, amélioration du terrain, etc.) pour plus de précision (Petley, 1997). Guthrie a également proposé une méthode à plusieurs facteurs, dont certains s'appliquent de façon individuelle à des équipements, tandis que d'autres sont appliqués sur le total du coût d'équipement (Petley, 1997). Peters et al. (2003) propose des intervalles de valeur typique, sous forme de pourcentage du coût des équipements ou du coût fixe en capital, pour les différents éléments composant le coût fixe en capital (installation, électricité, tuyauterie, etc.).

Les méthodes d'estimation par unité fonctionnelle permettent d'estimer le coût moyen d'une unité fonctionnelle en le corrélant aux valeurs de paramètres importants du procédé estimé. Le résultat obtenu en additionnant l'ensemble des unités fonctionnelles correspond au coût d'investissement total. Une unité fonctionnelle représente une étape importante (par exemple, réaction, séparation, etc.) où la matière subit un changement dans le procédé. Chaque unité inclut dans les coûts tous les équipements et services nécessaires à son fonctionnement. Pour appliquer cette méthode, il est nécessaire de connaître les valeurs des paramètres du procédé. Ces données doivent être connues dès le début de la conception du procédé. Les paramètres utilisés varient selon la méthode : il peut s'agir du nombre d'unités fonctionnelles, de la pression, de la température, de la capacité de production, etc. Plusieurs auteurs ont proposé une méthode d'estimation par unité fonctionnelle, dont Hill (1956), Zevnink et Buchanan (1963), DeCicco (1968), Gore (1969), Stallworthy (1970), Wilson (1971), Bridgwater (1974, 1978, 1994), Allen et Page (1975), Taylor (1977), Trimms (1980), Viola (1981), Klumpar Brown et Fromme (1988), Tolson et Sommerfeld (1990) (Peters et al., 2003; Tsagkari, M. et al., 2016).

À un stade de conception avancé (estimation définitive et estimation détaillée), une méthode d'estimation approfondie doit être utilisée pour l'approbation du budget et le contrôle du projet. Cette méthode doit détailler davantage les coûts en employant une structure de coûts au niveau des opérations unitaires et par discipline d'ingénierie pour l'entièreté du projet (en anglais, « balance of plant ») (Peters et al., 2003). Les équipements et le matériel nécessaires sont basés sur les diagrammes de procédés et les spécifications presque ou totalement finalisés alors que les coûts proviennent de devis de fournisseurs ou sont basés sur des données de coût récentes (Peters et al., 2003). En raison de son niveau de détail plus élevé et de son faible degré d'incertitude, ce type

d'estimation requiert plus de ressources (Hueber et al., 2016; Peters et al., 2003; Petley, 1997; Seider, Seader, et al., 2009).

2.1.1.3 Estimation du coût de production totale

En ce qui a trait au coût de production, il tient compte des coûts de production variables, des charges fixes et des frais généraux. Au stade de préfaisabilité, des facteurs multiplicatifs sont généralement utilisés pour estimer les différents coûts (Peters et al., 2003; Seider, Seader, et al., 2009; Towler & Sinnott, 2013). Les coûts sont alors estimés par un pourcentage du coût des équipements, du coût de l'investissement fixe en capital ou encore du coût total de production. Plus le projet se concrétise, plus ceux-ci peuvent être remplacés par des estimations plus précises, par exemple en utilisant les bilans de masse et d'énergie pour estimer le coût des matières premières et des utilités (électricité, vapeur, etc.) ou en se basant sur une estimation du nombre d'opérateurs nécessaire, plutôt que d'utiliser un facteur multiplicatif (Peters et al., 2003; Seider, Seader, et al., 2009).

2.1.1.4 Analyse critique

Au stade préliminaire, l'utilisation de ces méthodes d'estimation classiques dans le cadre de projets innovants peut être problématique. Premièrement, la plupart de ces méthodes nécessitent des données historiques; or, celles-ci sont peu nombreuses ou inexistantes en ce qui a trait aux nouvelles technologies. Par exemple, le manque de données historiques rend impossible l'établissement d'un ratio de capacité et empêche d'effectuer une analyse de régression. En outre, ces méthodes ont été développées pour des processus ou des industries précises (chimique ou pétrolière) et, par conséquent, les facteurs, les gammes ou les paramètres de base suggérés ne sont pas nécessairement transposables aux nouvelles technologies ou industries (Hueber et al., 2016; van Amsterdam, 2018). Enfin, ces méthodes d'estimation calculent chaque option de manière indépendante et ne tiennent pas compte des incertitudes propres aux nouvelles technologies, telles que le niveau d'expérience des développeurs ou le niveau de maturité d'une technologie. Bien qu'il existe des méthodes permettant de considérer le risque d'un procédé lors de l'évaluation de la rentabilité, notamment par l'utilisation de seuils de retour différents selon le niveau de risque (Peters et al., 2003), celles-ci ne permettent pas de mieux caractériser et évaluer le risque des différents projets employant des technologies innovantes.

Les méthodes utilisées à un stade avancé du processus décisionnel ne sont pas, sans surprise, adaptées en début de processus, car elles nécessitent des investissements en temps et en argent trop importants. Toutefois, dans les cas où les données ou les estimations sont fournies par les développeurs de technologies, l'utilisation de ce type de structure pourrait s'avérer avantageuse. En effet, l'utilisation d'une structure similaire à celle utilisée dans l'industrie pourrait permettre de comparer plus facilement les coûts des projets en s'assurant que tous les coûts ont été considérés et qu'il n'y a pas eu de redondance dans la prise en compte de ceux-ci.

2.1.2 Outils de conception pour les procédés émergents

Comme mentionné précédemment, l'évaluation des procédés de bioraffinage avec les méthodes d'estimation préliminaires classiques est complexe en raison de la quantité limitée d'information accessible au sujet des nouvelles technologies, d'autant plus que plusieurs de ces méthodes ne peuvent pas être appliquées, étant donné l'absence de données antérieures. Afin de pallier ces limitations, plusieurs outils de conception informatique ont été développés, tels que BioPet, SCENT, BioSTEAM et I-BIOREF; ceux-ci intègrent une analyse économique qui permet d'estimer les coûts des bioraffineries à un faible niveau de conception (Benali, 2015; Benali et al., 2018; Claypool, J. T. & Raman, D. R., 2013; Cortes-Peña et al., 2020; Ereev & Patel, 2012).

L'outil *Biorenewables Process Evaluation Tool* (BioPet) (Claypool, J. T. & Raman, D. R., 2013) a été développé pour calculer les coûts des procédés de production chimique et biologique à un stade préliminaire. Cet outil propose plusieurs modules, dont la fermentation, la séparation, un processus catalytique et la purification, qui peuvent être activés au besoin pour créer un diagramme représentatif du procédé à l'étude. Cet outil inclut des valeurs de procédé prédéfinies ainsi qu'un coût de base pour chaque unité, ce qui permet à l'utilisateur d'estimer les coûts sans devoir spécifier tous les détails du procédé, souvent inconnus tôt dans le processus de conception. BioPet utilise des corrélations de coûts et un facteur de Lang pour calculer l'investissement en capital et des facteurs multiplicatifs pour calculer le coût de production.

La méthodologie et l'outil SCENT (Standardized Cost Estimation for New Technologies), développés par Ereev et Patel (2012), utilisent des facteurs multiplicatifs issus des méthodes d'estimation classiques afin d'estimer les coûts de production. Ces facteurs sont intégrés à l'outil et certaines valeurs sont prédéfinies. Pour faciliter l'estimation, une base de données portant sur le coût des équipements, des services publics, de la main-d'œuvre et des produits chimiques y a été

intégrée. Pour évaluer les coûts, l'utilisateur a besoin des bilans de masse et d'énergie, et doit connaître quels équipements majeurs et quels services importants seront nécessaires au procédé. Le format préétabli de la structure et l'inclusion d'information dans l'outil font en sorte que l'utilisateur n'a pas besoin d'avoir de l'expérience en estimation.

BioSTEAM (Cortes-Peña et al., 2020) est un programme de simulation en Python qui permet, entre autres, d'analyser sur le plan technico-économique des procédés de bioraffinage à un stade préliminaire de développement en utilisant des corrélations de coûts. Ce programme permet également, par l'intermédiaire d'une analyse de sensibilité, de cibler quels aspects ont la plus grande influence sur la profitabilité. La connaissance de ces aspects, d'importance majeure, permet d'orienter le développement futur de façon à réduire l'incertitude associée aux procédés.

I-BIOREF (Benali, 2015) est un outil de conception dont l'objectif est d'aider à la prise de décision. Il permet la modélisation et la simulation de procédés, ainsi que l'évaluation économique, sociale et environnementale de ceux-ci. Il intègre une base de données pour les matières premières et le coût des équipements ainsi que des valeurs ou des plages de valeurs prédéfinies pour les différents paramètres relatifs aux procédés pris en compte par cet outil.

2.1.2.1 Analyse critique

Les outils de conception précédemment mentionnés ont l'avantage de faciliter l'évaluation économique, et ce, même dans les situations où l'estimation est effectuée avec très peu d'information. Cela est notamment possible en raison de l'imposition d'une structure de coûts définie ainsi que de l'utilisation de valeurs ou de plages de valeurs prédéfinies en lien avec les procédés, le modèle de coûts et le coût des équipements ou des unités du procédé. Toutefois, les petites entreprises développant des technologies ne peuvent généralement pas s'appuyer sur une expérience antérieure d'implantation d'un procédé à un stade industriel et d'estimation des coûts qui s'y rattachent. L'absence d'une base de référence historique sur laquelle s'appuyer augmente certains types d'incertitude, dont l'optimisme des développeurs de technologies, particulièrement lorsque les technologies développées ont un faible niveau de maturité. Or, ces méthodes ne permettent pas de pallier cette lacune. Pourtant, celle-ci ne doit pas être négligée, particulièrement lorsque l'objectif est d'obtenir des estimations comparables. Dans le cas des outils BioPet et SCENT, le manque d'expérience de l'utilisateur peut se refléter lors du choix du ou des facteurs appropriés pour le procédé. De plus, l'usage de l'outil BioPet est limité à certaines applications

spécifiques. Quant à l'outil BioSTEAM, il permet de tenir compte d'une partie de l'incertitude, puisqu'il inclut l'évaluation de la sensibilité des paramètres incertains, ce qui offre des pistes d'amélioration. Toutefois, certaines incertitudes, telles que l'expérience de l'entreprise, peuvent difficilement être prises en compte (par exemple, le coût de l'intégration et l'omission involontaire de certains coûts). En ce qui a trait à I-BIOREF, l'évaluation de différentes technologies dans cet outil est principalement limitée aux technologies qui y sont déjà intégrées, car le diagramme d'écoulement du procédé ne peut pas être modifié. Cet outil est particulièrement utile pour évaluer différents scénarios d'une même technologie, car il contient beaucoup d'indicateurs économiques, regroupés en quatre catégories : la rentabilité, la robustesse, l'efficacité du capital et la proposition de valeur commerciale. Toutefois, il n'est pas possible d'évaluer plusieurs technologies différentes simultanément. Certaines modifications peuvent être apportées à un procédé existant afin de l'adapter à une nouvelle technologie, mais celles-ci sont limitées. Un exemple concret serait l'adaptation du procédé de pyrolyse rapide à réacteur à lit fluidisé circulé au procédé avec réacteur à cône rotatif : il est notamment possible de réduire à zéro le pourcentage de perte de sable, mais il n'est pas possible de changer le rendement du réacteur, celui-ci étant fixé en fonction de la composition de la biomasse. Néanmoins, I-BIOREF est encore en cours de développement et l'intégration d'autres technologies est envisagée. Si cela se concrétise, cela donnerait plus de choix aux utilisateurs quant aux technologies de bioraffinage pouvant faire l'objet d'une évaluation avec cet outil. Cependant, dans l'état actuel, I-BIOREF ne permet pas de comparer efficacement plusieurs possibilités de produits ou de technologies en dehors de celles déjà intégrées dans l'outil.

2.1.3 Autres méthodes d'estimation

D'autres méthodes ont été développées pour l'estimation de coûts et sont spécifiquement destinées aux nouvelles technologies, notamment le cadre d'évaluation technico-économique de Buchner et al. (2018), la méthode Process Blocks Build-Up (Tsagkari, Mirela et al., 2020) et la méthode Large Block Analysis (LBA) (Gilani, 2014; Hytönen, E. & Stuart, 2010; Janssen et al., 2006). Celles-ci visent à faciliter et à améliorer l'estimation de coûts des nouvelles technologies.

Buchner et al. (2018) ont proposé un cadre d'évaluation technico-économique pour l'industrie chimique basé sur les niveaux de maturité technologique (technologie readiness level, TRL). Ce cadre cible, entre autres, les méthodes d'estimation qui peuvent être utilisées sur la base des informations disponibles. La méthode choisie doit utiliser les meilleures données existantes afin

d'obtenir l'estimation la plus précise. Par exemple, pour estimer le coût des matières premières, les bilans de masse doivent être déterminés. Au stade de la formulation du concept technologique (TRL2), la meilleure estimation possible avec les données disponibles est faite en utilisant la stœchiométrie, car il n'y a alors pas de données plus précises. Au stade de la preuve de concept en laboratoire (TRL3), les bilans de masse réels obtenus en laboratoire peuvent être utilisés.

La méthode Process Blocks Build-Up (Tsagkari, Mirela et al., 2020) utilise des blocs pour estimer les différents éléments contribuant au coût d'investissement total en capital. Un bloc est défini comme un sous-système contenant un groupe d'opérations unitaires physiques ou chimiques (par exemple, des opérations de prétraitement, de synthèse du produit et de récupération du produit) ou secondaires (par exemple, la production de vapeur ou d'électricité, le traitement des déchets, etc.) auquel un coût est attribué (Tsagkari, Mirela et al., 2020). Le modèle de coûts a été développé pour les bioraffineries à partir des données existantes pour ce type de procédé. Une extrapolation peut être faite pour estimer de nouveaux procédés (pour lesquels il n'existe pas de données) en utilisant des blocs similaires.

Janssen et al. (2006) ont fait implicitement référence à la méthode LBA pour déterminer les bilans de masse et d'énergie et pour calculer le coût d'exploitation de 18 options de cogénération (un type de technologie mature) dans le cadre d'une étude de cas de modernisation d'une usine existante. Hytönen, E. et Stuart (2010) ont été les premiers à utiliser la méthode LBA pour une application de bioraffinage. Ils ont également proposé une première méthodologie (figure 2.1), comprenant une version préliminaire de la méthode LBA, qu'ils ont par la suite appliquée dans une analyse technico-économique. Bien qu'ils désignent cette méthode sous le nom de « LBA », la méthodologie du concept qu'ils présentent est très générale et ne définit pas ce qui constitue le principe de la méthode LBA. Gilani (2014) a utilisé une version plus élaborée de la méthode LBA pour calculer les coûts d'investissement et les coûts des opérations d'un projet de bioraffinerie, sans toutefois détailler la méthode. Enfin, Tégua et al. (2016) ont résumé la méthode LBA comme suit : « A "large block analysis" cost estimating method [...] [is] a base-case product-process combination [that] is agreed on which costs are developed, and alternatives are compared to the greatest extent possible to obtain relative cost estimate for the different options. »

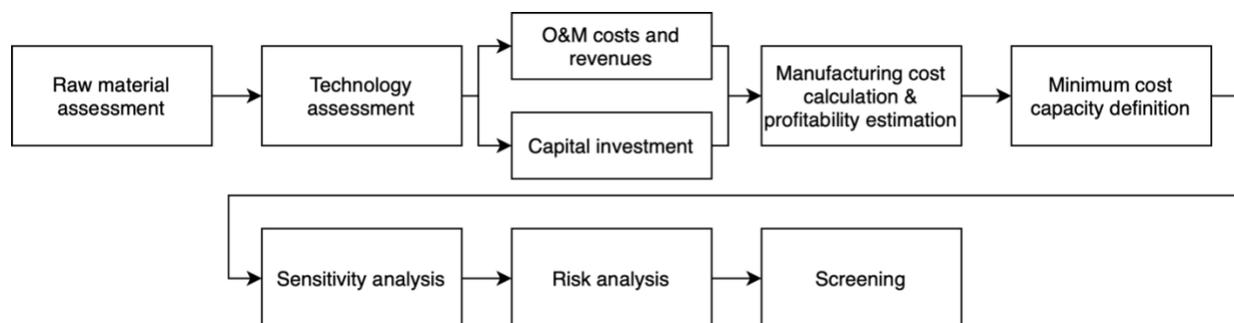


Figure 2.1 Méthodologie de l'analyse techno-économique (adaptée de Hytönen, V. E. (2011))

2.1.3.1 Analyse critique

L'intérêt d'utiliser le cadre d'évaluation technico-économique de Buchner et al. (2018) est que celui-ci guide l'estimateur dans son choix de la technique d'estimation la plus appropriée en fonction du niveau de développement de la technologie. Cependant, il n'est pas possible de comparer adéquatement différents procédés innovants si ceux-ci sont à des niveaux de maturité différents (par exemple, si l'un est à un TRL2 tandis que l'autre est à un TRL6), car ce cadre conduit à l'utilisation de méthodes d'estimation distinctes lorsque les données au sujet d'un procédé ne sont pas accessibles pour l'autre procédé à comparer. La méthode *Process Blocks Build-Up* de Tsagkari, Mirela et al. (2020) peut uniquement être employée sur des technologies pour lesquelles il existe déjà des données ou qui sont similaires à technologies déjà existantes. La méthode LBA est particulièrement intéressante, car elle utilise les similitudes entre les procédés afin de rendre les coûts comparables entre les procédés, ce qui améliore les estimations et facilite la prise de décision. Toutefois, cette méthode n'a jamais été bien définie. Après avoir été mentionnée par Janssen et al. (2006) sans plus de précision quant à son application, Hytönen, E. et Stuart (2010) ont explicité la méthode LBA sous la forme d'une méthodologie générale. Or, celle-ci n'était pas suffisamment détaillée et comportait de nombreuses étapes qui n'étaient pas propres à la méthode LBA. En outre, cette méthodologie ne permettait pas réellement de comprendre le fonctionnement de la méthode LBA, car les étapes s'y rattachant n'étaient pas distinguées des autres étapes de la méthodologie et n'étaient pas non plus davantage détaillées. Cette façon de faire empêche en pratique de réemployer cette méthode de façon systématique. Il est vrai que la méthode LBA a été utilisée par Gilani

(2014), mais l'étude de cette dernière ne détaillait aucun aspect de la méthode et ne permettait donc pas d'en comprendre l'application.

2.1.4 Procédé Kraft

Le procédé Kraft est le procédé le plus fréquemment employé pour produire de la pâte à papier (Sixta, 2006b). Une fois la matière première préparée (écorçage et mise en copeaux), une première étape d'imprégnation des copeaux est réalisée afin de s'assurer d'avoir une répartition uniforme de la liqueur de cuisson dans les copeaux (Sixta, 2006b). Les copeaux de bois ainsi que la liqueur blanche (une solution d'eau, d'hydroxyde de sodium et de sulfure de sodium) sont introduits dans un lessiveur pour l'étape de cuisson (Sixta, 2006b). Celle-ci permet de dissoudre et de dégrader la lignine ainsi qu'une partie de l'hémicellulose (Sixta, 2006b). Cette délignification est réalisée sous l'effet des produits chimiques contenus dans la liqueur blanche et d'une température entre 140 et 175 °C (Sixta, 2006b). À la fin de la cuisson, une pâte est obtenue ainsi que de la liqueur noire (qui est constituée des composants dégradés du bois, dont la lignine et l'hémicellulose, et de résidus de produits chimiques) (Sixta, 2006b). La pâte brune obtenue doit subir plusieurs étapes de lavage afin de séparer les impuretés dissoutes dans la liqueur noire des fibres de cellulose (Krotscheck, 2006). Plusieurs technologies de lavage existent, dont les piles laveuses multi-étagées (en anglais, « multistage rotary vacuum washer »), les laveuses sous pression (*pressurized washers*) (incluant les tambours laveurs (en anglais, « displacement drum (DD) washers ») et les *compaction internal digester washing baffle* (CB)), les presses de lavage et les diffuseurs (en anglais, « diffusion washers ») (Santos & Hart, 2014). Ces technologies permettent de réaliser le lavage par déplacement, par dilution et extraction ou par diffusion (Santos & Hart, 2014). Grâce à cette étape, il est également possible de minimiser les pertes de produits chimiques, de maximiser la récupération des matières organiques et de limiter le besoin en produits chimiques lors de l'étape de blanchiment (Krotscheck, 2006).

Une étape de blanchiment peut être nécessaire selon le type de papier et de carton que l'usine souhaite produire afin d'obtenir un produit plus blanc et pur. Finalement, la pâte est égouttée, pressée et séchée (Sixta, 2006b)

La liqueur noire faible issue de l'étape de lavage est concentrée afin d'obtenir une liqueur noire concentrée. Les matières organiques sont ensuite brûlées dans une chaudière de récupération tandis

que les matières inorganiques restantes sont caustifiées et chauffées dans un four à chaux pour produire de la liqueur blanche.

2.1.5 Procédé de pâte à dissoudre kraft

Les usines de pâte à dissoudre sont particulièrement bien positionnées pour intégrer une bioraffinerie, notamment grâce à leur accès à la biomasse forestière et à la possibilité de valoriser l'hémicellulose, la lignine et les matières extractibles en de nombreux produits (Hemanathan & Lew P., 2017). En effet, le haut taux de cellulose caractéristique de la pâte à dissoudre requiert l'extraction de davantage d'hémicellulose et de lignine par rapport aux procédés produisant de la pâte à papier (Duan et al., 2015; Hemanathan & Lew P., 2017; Sixta, 2006c).

La production commerciale de la pâte à dissoudre est réalisée en utilisant le procédé au sulfite acide ou bien le procédé de pré-hydrolyse kraft (PHK). Le procédé au sulfite acide extrait l'hémicellulose et la lignine en même temps (Duan et al., 2015), tandis que le procédé de pré-hydrolyse kraft extrait d'abord, grâce à une pré-hydrolyse, la majorité de l'hémicellulose et facilite l'accès à la lignine. Puis, celle-ci est ensuite extraite par le procédé kraft. Les étapes de blanchiment et de purification permettent finalement d'obtenir la pâte à dissoudre (Hemanathan & Lew P., 2017). La liqueur de pré-hydrolysate (LPH), extraite lors du PHK, est généralement mélangée avec de la liqueur noire et brûlée par la chaudière de récupération de l'usine ou envoyée au traitement des effluents (Wu, 2016). La LPH peut cependant être utilisée pour la production de plusieurs produits à valeur ajoutée grâce à l'intégration d'une bioraffinerie (Wu, 2016).

2.1.6 Pré-hydrolyse

La pré-hydrolyse des copeaux de bois peut être effectuée de différentes façons, notamment à l'acide, à l'eau chaude et à la vapeur. Lors de la production de pâte à dissoudre, l'objectif est que la pré-hydrolyse extrait le plus possible d'hémicellulose sans altérer la cellulose. Quant à la bioraffinerie, qui cherche à valoriser la liqueur de pré-hydrolysate, étant donné que la technique d'extraction influence la composition de la liqueur, l'emploi d'une technique de pré-hydrolyse limitant le nombre d'inhibiteurs pour le procédé subséquent est préférable, et ce, afin de limiter le niveau de purification.

La pré-hydrolyse à l'acide comporte deux variantes, soit celle à l'acide concentré et celle à l'acide dilué (Sixta, 2006a). La pré-hydrolyse à l'acide concentré est réalisée à une température et une

pression faible à modérée, alors que la pré-hydrolyse à l'acide dilué opère à une température plus élevée pouvant varier entre 121 et 210 °C (Carvalho et al., 2008; Cheng & Wang, 2012; Menon & Rao, 2012). Plusieurs acides tels que H_2SO_4 , HCl , H_3PO_4 , HNO_3 , C_2H_4OH peuvent être utilisés pour effectuer cette étape (Carvalho et al., 2008; Cheng & Wang, 2012; Menon & Rao, 2012). Parmi les prétraitements à l'acide, ceux utilisant de l'acide sulfurique sont les plus étudiés et utilisés industriellement, puisqu'ils sont efficaces et peu coûteux et n'occasionnent pas, à faible concentration, de problème de corrosion (Cheng & Wang, 2012; Felipe Hernández-Pérez et al., 2019; Menon & Rao, 2012). Ces traitements dégradent davantage l'hémicellulose que l'extraction à l'eau chaude et à la vapeur et peuvent même hydrolyser partiellement la cellulose dans le cas de l'hydrolyse à l'acide concentré. Ces techniques de pré-hydrolyse à l'acide font en sorte que les sucres se retrouvent majoritairement sous la forme de monomères. Cependant, d'autres produits liés à la dégradation des sucres sont également créés et ceux-ci peuvent être des inhibiteurs pour le procédé subséquent (Cheng, 2012). De plus, à haute concentration, ce type de pré-hydrolyse peut causer des problèmes liés à la corrosion affectant l'équipement (Hemanathan & Lew P., 2017).

L'extraction à l'eau chaude (EEC) est une auto-hydrolyse qui est réalisée sous pression à une température se situant entre 150 et 210 °C (Carvalho et al., 2008; Hemanathan & Lew P., 2017; Li et al., 2010). Sous l'effet de la chaleur, de l'acide acétique est généré. Celui-ci agit comme catalyseur à l'hydrolyse de l'hémicellulose, ce qui aide à dissoudre cette dernière en oligomères, dont une partie sera davantage hydrolysée en monomères et, en très faible quantité, en d'autres produits (Li et al., 2010). L'EEC est effectuée dans des conditions d'extraction plus douces, ce qui minimise la création d'inhibiteurs et fait en sorte que le pré-hydrolysat produit est principalement composé d'oligomères ainsi que, en moindre quantité, d'acide acétique, de monomères, de lignine, de furfural et de cendre (Li et al., 2010; Saeed et al., 2012). Les oligomères et monomères présents dans la LPH présentent un intérêt particulier, car ils peuvent être convertis en plusieurs produits à valeur ajoutée. Dans cette optique, afin d'en maximiser la quantité, Li et al. (2010) ont établi que la température optimale de l'EEC devait être de 170 °C pendant 90 minutes. L'EEC est également utilisée dans un procédé développé par American Process Inc. pour extraire l'hémicellulose de plusieurs biomasses afin de produire des sucres fermentables (Retsina & Pylkkanen, 2014). Leur technologie d'EEC a été implantée industriellement en 2015 dans l'Est canadien par l'entreprise Cascades (Lane, 2015).

L'explosion à la vapeur expose les copeaux de bois à une vapeur à haute pression saturée et à une température généralement comprise entre 160 et 260 °C durant une certaine période afin de permettre l'hydrolyse de l'hémicellulose (Cheng & Wang, 2012; Menon & Rao, 2012). La réduction soudaine de la pression fait en sorte que les copeaux se décompressent, ce qui mène à leur explosion (Cheng & Wang, 2012; Menon & Rao, 2012). Ce procédé entraîne une dégradation de l'hémicellulose (Cheng & Wang, 2012). Une auto-hydrolyse à la vapeur, sans chute de pression, peut également dégrader l'hémicellulose, mais la majorité de celle-ci demeure alors dans le bois en raison de l'absence d'eau (Menon & Rao, 2012; Sixta, 2006a). Une étape de neutralisation avec une solution alcaline est nécessaire afin de neutraliser les acides organiques présents dans l'hydrolysat. Cette étape solubilise l'hémicellulose, la dégrade davantage et permet de récupérer les composants dégradés (Sixta, 2006a). Cependant, cette étape a pour conséquence de rendre impossible la récupération et la valorisation des sucres initialement présents (Mateos-Espejel et al., 2013).

2.1.7 Procédés de bioraffinerie intégrée

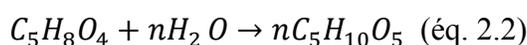
Comme mentionné précédemment, la LPH obtenue à la suite de la préhydrolyse peut être valorisée en de multiples produits. La section suivante présente différentes possibilités de valorisation pour la LPH de bois de feuillus.

2.1.7.1 Production de xylitol

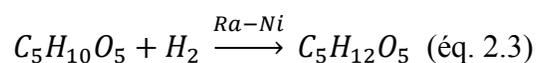
Le xylitol est un alcool de sucre qui peut être produit à partir de l'hémicellulose présente dans la LPH. Avec un pouvoir sucrant comparable à celui du sucre conventionnel, il peut efficacement servir de substitut à celui-ci grâce à ses nombreux avantages, dont un niveau calorique plus faible, des propriétés prévenant la carie et la possibilité qu'il soit certifié biologique (zuChem, 2013). Ce produit peut être employé dans l'industrie de la gomme à mâcher, des confiseries, de l'alimentation, des soins personnels ainsi que des soins pharmaceutiques et nutraceutiques. Le marché devrait croître selon un taux de croissance composé annuel (TCCA) de 7,44 % pour les années allant de 2019 à 2024, étant donné les préoccupations liées à la santé (Motor Intelligence, 2019). Sa valeur marchande se situait entre 3 500 et 4 500 \$ US/t en 2018 (Wasilenkoff, 2018). La concentration du marché du xylitol est relativement faible. En effet, le marché est assez fragmenté : en 2016, 35 % du volume était attribuable à divers petits producteurs. Les entreprises Danisco (DuPont) et Futaste

Pharmaceutical se démarquaient, accaparant respectivement 23,1 % et 15,2 % du marché. La production de plusieurs producteurs chinois, dont Futaste Pharmaceutical, Zhejiang Huakang, Yucheng Lujian, Thomson Biotech et Hangzhou Shouxing Biotech, totalisait 42 % du volume en 2016 (Wasilenkoff, 2018). Le marché le plus important est celui de l'Amérique du Nord, suivi de ceux de l'Europe et de la Russie, qui représentent des marchés de taille modérée, et enfin, ceux de l'Amérique du Sud, de l'Afrique et de l'Asie, où le marché est peu développé (Motor Intelligence, 2019).

La LPH peut servir à produire du xylitol, en employant un procédé chimique ou enzymatique (par fermentation ou directement par des enzymes). Peu importe le procédé employé, une première étape de post-hydrolyse, durant laquelle les oligomères présents dans la LPH sont dégradés, est nécessaire afin d'obtenir des monomères, comme on peut le voir dans l'équation 2.2 montrant la conversion du xylan en xylose. La post-hydrolyse peut être réalisée avec une hydrolyse acide ou enzymatique. L'hydrolyse enzymatique a l'avantage d'utiliser des conditions d'opération plus douces que celle à l'acide, où moins d'inhibiteurs sont susceptibles d'être créés (Hou-Rui, 2012; Rafiqul & Sakinah, 2013; Ur-Rehman et al., 2015). Cette technique permet de convertir entre 70 % à 90 % du xylane en xylose (Gerbrandt, 2014).



Le procédé chimique classique, implanté industriellement, nécessite par la suite une étape de purification afin d'obtenir une solution de xylose très pure (99 %). Celle-ci est obtenue grâce à un ensemble de techniques, notamment la filtration, la chromatographie sur lit mobile simulé (LMS) et la cristallisation du xylose. La solution de xylose purifiée est hydrogénée à haute pression (4 à 7 MPa) et à haute température (80 à 140 °C) avec de l'hydrogène gazeux et une catalyse métallique (Raney-Nickel) pour former du xylitol (voir éq. 2.3) (Delgado Arcaño et al., 2018; Gerbrandt, 2014; Rafiqul & Sakinah, 2013). La solution de xylitol est cristallisée et les cristaux sont récupérés, tandis que les impuretés restantes demeurent dans la liqueur mère (en anglais, « mother liquor »). Les cristaux de xylitol sont séchés, puis emballés dans le but d'être vendus (Hou-Rui, 2012; Rafiqul & Sakinah, 2013).



Une variante intéressante au procédé chimique classique consiste à hydrogéner une solution de sucres mixtes au lieu d'une solution de xylose pure. Une première purification est nécessaire pour éliminer les contaminants tels que la lignine, les oligomères restants, l'acide acétique et les substances non organiques. Puis, tous les sucres sont convertis en leurs alditols respectifs par hydrogénation (conversion de 90 % à 99 % du xylose en xylitol) à haute pression (4-14 MPa) et à haute température (120-140 °C) en présence d'hydrogène et d'un catalyseur (Allen et al., 2019; Bailey, 2017). Après la conversion, une seconde étape de purification par chromatographie LMS est ajoutée dans cette variante du procédé pour séparer le xylitol des autres alditols et améliorer la récupération du xylitol (Allen et al., 2019; Bailey, 2017; Rafiqul & Sakinah, 2013; Wasilenkoff, 2018).

Les bioprocédés, y compris les procédés enzymatiques et de fermentation, peuvent être utilisés pour produire du xylitol. La technologie employée dans ceux-ci n'est pas encore implantée commercialement, mais des bioprocédés à l'échelle pilote produisent du xylitol (Rafiqul & Sakinah, 2013; zuChem, 2013). Les bioprocédés ne nécessitent généralement pas l'utilisation d'une solution de xylose hautement purifiée, car la conversion du sucre en xylitol est plus sélective et les micro-organismes sont généralement tolérants à certains inhibiteurs (Hou-Rui, 2012). Après la post-hydrolyse de la LPH, l'hydrolysate est détoxifié pour que soient éliminés les inhibiteurs aux enzymes et aux levures qu'il contient, tels que les composés phénoliques, le furfural, l'hydroxyméthyl-furfural (HMF), les acides organiques et les substances non organiques (Mpabanga et al., 2012). L'étape de détoxification doit être réalisée à l'aide de plusieurs techniques, notamment la filtration, l'absorption par charbon activé et la chromatographie sur lit mobile simulé (LMS) (Mpabanga et al., 2012). Les techniques à préconiser dépendent de la composition de la biomasse, du prétraitement ainsi que de la tolérance des micro-organismes aux inhibiteurs (Felipe Hernández-Pérez et al., 2019). La solution de sucres mixtes est fermentée par les levures ou directement convertie par des enzymes en xylitol. La fermentation a généralement lieu à une température entre 28 et 30 °C pendant 48 à 96 heures et produit un rendement se situant entre 0,46-0,80 g de xylitol par gramme de xylose (Albuquerque et al., 2014; Felipe Hernández-Pérez et al., 2019; Gerbrandt, 2014; Liu et al., 2019; Rafiqul & Sakinah, 2013). Une étape de purification par chromatographie LMS est alors nécessaire pour récupérer le xylitol contenu dans la solution mélangée, dans laquelle se trouvent également des sucres non convertis (arabinose et galactose). La solution de xylitol est

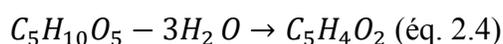
ensuite cristallisée, puis les cristaux sont séparés et séchés (Hou-Rui, 2012; Rafiqul & Sakinah, 2013).

2.1.7.2 Production de furfural

Le furfural est une autre option de valorisation attrayante de la LPH. Il peut être utilisé directement comme solvant ainsi que pour certaines applications agrochimiques telles que les insecticides et les fongicides. C'est également un composant chimique renouvelable important; le furfural peut être transformé en produits chimiques à valeur ajoutée comme l'alcool furfurylique et l'alcool tétrahydrofurfurylique, deux intermédiaires chimiques ayant de nombreuses applications industrielles (E4tech et al., 2015). La majorité (60 à 80 %) de la production mondiale de furfural est convertie en alcool furfurylique (Iroegbu & Hlangothi, 2019; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). L'alcool furfurylique est utilisé en grande partie (80 à 90 % de la production mondiale) pour fabriquer des résines de fonderie (furanne) (Krishna et al., 2018; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). Dans les dernières années, la valeur marchande du furfural se situait entre 800 et 1600 \$ la tonne, tandis que la valeur marchande de l'alcool furfurylique était d'environ 1300 \$ la tonne (E4tech et al., 2015; Krishna et al., 2018; Mazar et al., 2020; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). Les autres options à base de pétrole brut actuellement disponibles limitent la croissance du marché du furfural et de l'alcool furfurylique. En effet, les résines phénoliques dérivées du pétrole brut sont moins chères que les résines furaniques produites avec de l'alcool furfurylique (Krishna et al., 2018; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). Un TCCA de 4,5 % est anticipé pour le furfural pour les années allant de 2019 à 2024, mais celui-ci devrait être principalement attribuable à la région d'Asie-Pacifique, puisque la majeure partie de la production et de la consommation de furfural est située en Chine (Markets and Markets, 2019). Aucune croissance de marché significative n'est envisagée aux États-Unis pour le furfural (Markets and Markets, 2019; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). Le principal débouché susceptible de dynamiser le marché du furfural pourrait être la production de mélanges de carburants diesel et de carburants destinés à l'aviation ainsi que la production destinée à un usage pharmaceutique (Gilani, 2014; Rosales-Calderon & Arantes, 2019).

Le furfural est produit industriellement en une ou deux étapes qui hydrolysent d'abord les pentosanes (un type d'oligomère) (tel qu'illustré à l'éq. 2.2), puis convertissent les pentoses (un type de monomère résultant de la dégradation de pentosanes) en furfural par déshydratation

(*éq. 2.4*) (Brownlee & Miner, 1948; Dashtban et al., 2012). Les procédés industriels pour la production du furfural ont fait l'objet de peu d'amélioration au cours des dernières années et présentent de nombreux inconvénients : long temps de séjour, grande consommation de vapeur, génération de nombreux effluents et faible rendement (~ 50 %) en raison de la présence de nombreuses réactions secondaires (Cai et al., 2014; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). Les usines américaines et européennes de production de furfural ont presque toutes cessé leurs opérations; la production se fait maintenant à 90 % en Chine, en Afrique du Sud et en République dominicaine, le premier produisant à lui seul 70 % de la production mondiale (Cai et al., 2014; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). Afin d'améliorer l'efficacité, Mazar et al. (2020) ont proposé d'ajouter l'acide dans le réacteur uniquement lorsque la température optimale est atteinte et/ou, selon la configuration, de récupérer le furfural de la phase liquide dès sa formation et de l'envoyer en phase vapeur pour le refroidir afin de limiter la formation d'autres composants. La vapeur est condensée et une colonne de distillation azéotrope peut être utilisée pour séparer et purifier le furfural. Considérant la faisabilité industrielle et l'objectif d'intégration avec une usine papetière, la configuration préférée afin de minimiser le coût d'investissement en capital et la demande énergétique commence par une étape de concentration. Celle-ci est suivie d'une étape d'acidification, qui vise à faire précipiter la lignine afin d'éviter des problèmes de bouchage. Par la suite, lors de l'étape de conversion, le furfural est directement condensé, puis récupéré et purifié par distillation. Un rendement cumulé de 56 % à une température de 230 °C est obtenu (Mazar et al., 2020).



2.1.7.3 Production d'hémicellulose concentrée pour l'alimentation animale

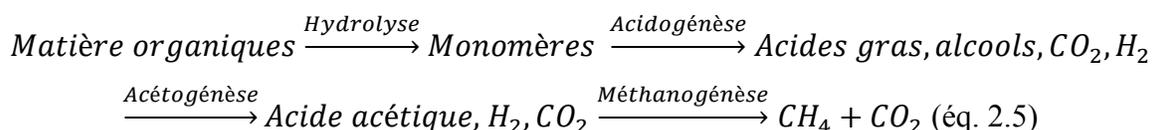
L'hémicellulose contenue dans la LPH peut être concentrée afin d'être vendue en tant qu'additif pour l'alimentation animale, au même titre que la mélasse de sucre de betterave et de sucre de canne. Les additifs pour l'alimentation animale sont un grand marché mondial. Pour le marché global des additifs alimentaire, un TCCA de 6 % est anticipé pour les années allant de 2018 à 2025 (Bhandalkar & Roy, 2019). Leur prix est estimé entre 80 \$ et 117 \$ par tonne, mais il est très volatil et dépend de la concentration en sucre de la solution d'hémicellulose et de l'aboutissement des négociations des prix avec les partenaires et les acheteurs (Gilani, 2014).

La LPH peut être concentrée avec un évaporateur multi-effets afin d'obtenir un taux de solides s'élevant à 70 %, ce qui permet de l'utiliser dans la formulation de nourriture pour animaux, puisque les exigences dans ce domaine sont que la LPH doit avoir une concentration en carbohydrate comprise en 55 % et 84 % (Code of Federal Regulations, 2020; Gilani, 2014).

2.1.7.4 Production de biogaz

La production de biogaz dans une usine offre une alternative sans risque commercial, puisqu'elle peut être utilisée par l'usine en remplacement du gaz naturel plutôt que d'être revendu. Le produit qu'il substitue, le gaz naturel, a un prix de 2 \$/GJ (Canada Energy Regulator, 2020).

Afin de produire du biogaz, la LPH est conditionnée pour atteindre le pH et la teneur en nutriments souhaités. Ensuite, dans un réacteur anaérobique, la LPH est dégradée et transformée en biogaz par des bactéries et des micro-organismes. Le principe de la digestion anaérobique est illustré par l'équation 2.5. Le biogaz produit est envoyé dans un système d'épuration des gaz pour éliminer le sulfure d'hydrogène, pour pouvoir par la suite être utilisé par l'usine (Gavrilescu, 2002; Gilani, 2014). Le biogaz obtenu a une teneur en méthane généralement comprise entre 50 et 75 %, une teneur en dioxyde de carbone entre 25 et 45 % et peut contenir d'autres éléments en de faibles concentrations (moins de 2 %) tels que de l'eau, de l'azote, du sulfure d'hydrogène, de l'hydrogène, de l'oxygène et de l'ammoniac (Pigeon et al., 2012).



2.1.8 Analyse critique globale

Les constats suivants ressortent de la revue de la littérature effectuée ci-dessus :

Les méthodes conventionnelles d'estimation préliminaire sont adaptées aux technologies et aux industries matures en raison de l'expérience et du savoir-faire sur lesquels elles reposent. De nos jours, la technologie est souvent développée par des PME qui n'utilisent pas nécessairement des méthodes de conception rigoureuses à un faible TRL. Ces PME peuvent aussi être trop optimistes en ce qui concerne les performances de leurs procédés et par rapport à l'estimation de leurs coûts. Afin de déceler plus facilement les lacunes ou les incohérences potentiellement présentes dans les estimations, l'utilisation d'une structure de coûts basée sur des estimations définitives (ce sur quoi

s'appuie la méthode LBA) serait plus adéquate pour prendre en compte les informations fournies par les fournisseurs de technologie. Cela pourrait permettre de mieux comprendre les coûts (par exemple, en permettant de voir ce qui est inclus ou non), en veillant à ce que tous les coûts soient pris en compte, tout en facilitant la communication. Les coûts du bilan de l'installation (en anglais, « balance of plant »), qui sont communs à tous les projets, pourraient ainsi être plus aisément comparés. L'utilisation d'outils de conception (en anglais, « project design tool ») tels que Bio-Pet, SCENT, BioSTEAM ou encore I-BIOREF (Benali, 2015; Claypool, J. T. & Raman, D. R., 2013; Cortes-Peña et al., 2020; Ereev & Patel, 2012) permet d'évaluer si un projet est économiquement viable tôt dans le processus de développement, mais ne permet pas de comparer efficacement plusieurs possibilités de produits ou de technologies différentes qui sont à des stades de développement variables. La structure de coûts des différents outils diffère de celle de projets réels, dont les coûts sont fournis par des fournisseurs de technologie. Par conséquent, leur emploi ne permet pas de comparer adéquatement les coûts de ce type de projet. De plus, SCENT et BioPet demeurent efficaces uniquement si leur base de données est actualisée, afin que les estimations demeurent représentatives.

La méthode LBA permet de tenir compte des incertitudes grâce à l'utilisation d'un (ou, au besoin, de plus d'un) cas de base possédant le meilleur coût disponible, ce qui permet de limiter les variations découlant de l'optimisme des fournisseurs et de pallier le manque d'expérience des développeurs. La méthode LBA n'est pas limitée à des applications spécifiques et utilise des données de coûts récentes fournies par les développeurs et les fournisseurs de technologie. Toutefois, aucune approche systématique n'explique, à ce jour, comment appliquer la méthode LBA.

Le domaine de la bioraffinerie est un secteur en transformation où plusieurs nouvelles technologies sont actuellement développées. Cette effervescence est à la source d'une grande variation de TRL, ce qui complexifie la comparaison économique des options pour valoriser la LPH, donc l'emploi de la méthode LBA pourrait s'avérer bénéfique dans ce domaine.

Par conséquent, il est évident qu'il existe un besoin de systématiser l'application de la méthode LBA et de tester son application pour différencier les multiples options de bioraffinage.

Cette réflexion nous mène à nous poser les questions spécifiques suivantes :

- La méthode Large Block Analysis permet-elle d'obtenir une meilleure estimation des coûts relatifs tôt dans le processus décisionnel afin de pouvoir comparer plusieurs options?

Et

- L'application de la méthode Large Block Analysis permet-elle de faciliter la comparaison et le triage des procédés et des bioproduits pouvant être intégrés à une usine existante, une problématique complexe compte tenu de la présence de plusieurs technologies différentes?

2.2 Hypothèses et objectifs

L'hypothèse principale de ce projet de recherche est la suivante :

- La méthode Large Block Analysis est effective pour évaluer et comparer les coûts et les risques des technologies à différents niveaux de maturité, par exemple, dans le contexte du bioraffinage, et ce, afin d'améliorer la prise de décision au début du processus de conception.

Hypothèses spécifiques :

- La méthode Large Block Analysis, qui utilise une structure inspirée de celle employée lors de l'estimation définitive, permet d'obtenir, pour des coûts relatifs portant sur des technologies matures, des estimations supérieures ou égales aux estimations conventionnelles à l'étape de pré faisabilité.

Puisque plusieurs nouvelles technologies sont actuellement développées dans le domaine du bioraffinage, il existe plusieurs projets d'intérêt dont le degré de développement est faible et où l'emploi de la méthode LBA pourrait s'avérer bénéfique en raison de la présence d'un haut niveau d'incertitude. Sachant que les projets conventionnels présentent moins d'incertitude que les projets de bioraffinage, l'obtention d'une meilleure estimation de coûts relatifs dans les projets conventionnels est plus difficilement observable en recourant à la méthode LBA. Par conséquent, la validation de la première hypothèse spécifique, dans le contexte où elle est le plus difficile à valider, met en évidence l'intérêt de son application dans le contexte de bioraffinage.

- La méthode d'estimation de coûts Large Block Analysis facilite le processus de triage et de sélection des différentes technologies de bioraffinage dont le niveau de développement est

variable (incluant des technologies à faible TRL) en mettant en lumière les retombées et les risques. Cela est notamment possible puisqu'elle implique une comparaison entre les procédés et une interaction avec les développeurs de technologies, ces derniers aiguillant l'estimateur et lui permettant alors d'avoir une meilleure compréhension globale des technologies de bioraffinage.

De ces hypothèses découlent les objectifs suivants :

Objectif général :

- Formaliser et appliquer la méthode Large Block Analysis pour évaluer et comparer des options de bioraffinage, et ce, dans un contexte où le niveau d'incertitude est élevé et que la quantité d'information accessible est limitée, puisqu'elle dépend des fournisseurs.

Objectifs spécifiques :

- Élaborer et valider une procédure systématique d'application de la méthode Large Block Analysis à des technologies matures en comparant les résultats obtenus avec cette dernière à ceux obtenus par une firme d'ingénierie au stade définitive.
- Appliquer la méthode Large Block Analysis pour estimer les coûts relatifs de procédés de bioraffinage qui sont à des niveaux de développement différents afin de pouvoir comparer ces procédés en fonction de leur rentabilité et de leurs risques.

CHAPITRE 3 SYNTHÈSE DU TRAVAIL RÉALISÉ

3.1 Méthodologie du projet de recherche

La méthodologie générale proposée pour réaliser ce projet de recherche est schématisée dans la figure suivante.

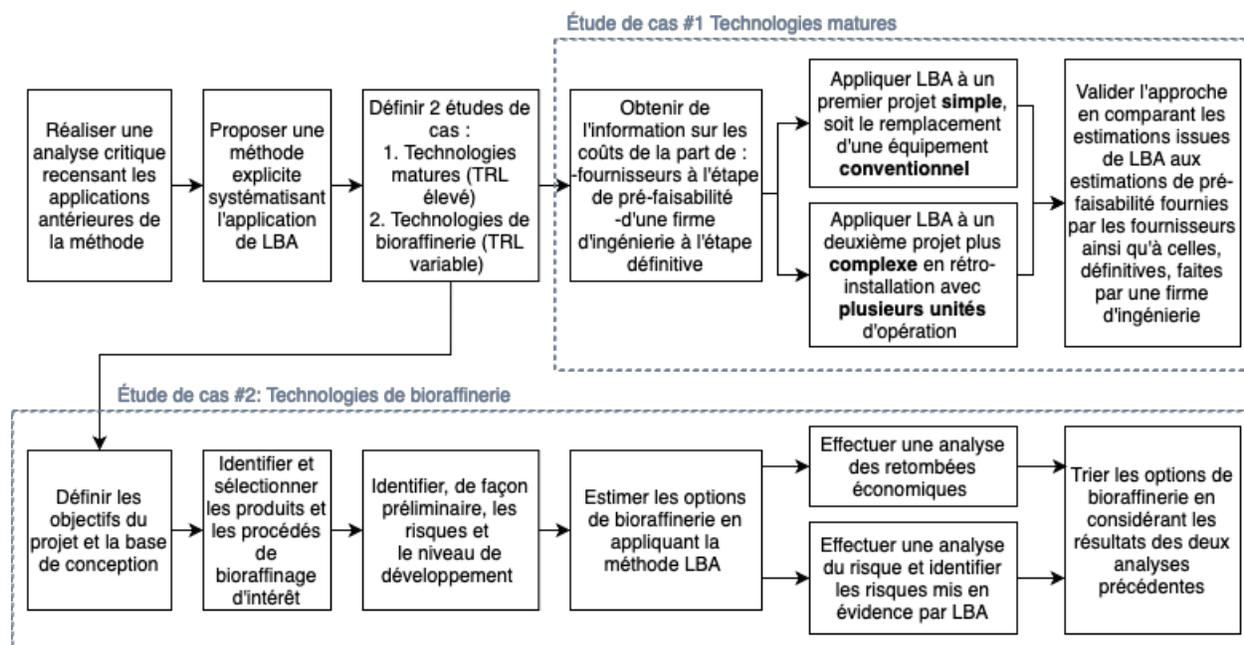


Figure 3.1 Méthodologie du projet de recherche

Basée sur la revue de la littérature explicitée précédemment et l'analyse critique qui en découle, une méthode systématisant l'application de LBA a été définie. Deux études de cas ont été définies afin de : 1) valider la méthode proposée et 2) appliquer la méthode pour trier plusieurs combinaisons de procédés et de produits dans le contexte du bioraffinage.

Pour la première étude de cas, l'obtention d'estimations lors de différentes étapes du processus de conception pour chaque option considérée était nécessaire afin d'évaluer la méthode LBA. Ces informations ont pu être obtenues auprès d'une firme d'ingénierie pour deux projets distincts d'une usine papetière, chacun de ces projets présentant deux possibilités. Une estimation du coût d'investissement a été effectuée avec la méthode LBA pour les deux projets. Afin de valider l'approche, les estimations issues de la méthode LBA ont été comparées aux estimations provenant des fournisseurs (fournis par la firme d'ingénierie) (précisions de $\pm 30\%$) et aux estimations

définitives calculées par la firme d'ingénierie (précisions de $\pm 10\%$). Dans le secteur des pâtes et papiers, l'estimation définitive est typiquement utilisée pour l'approbation de projets par la haute direction, et généralement, un seul projet est sélectionné pour aller plus loin. Par conséquent, pour cette étude, l'estimation définitive est l'estimation la plus précise qui puisse être obtenue pour les différentes options technologiques, car l'estimation détaillée n'est faite que pour la technologie qui sera implantée. Par conséquent, il a été considéré, dans cette première étude de cas, que l'estimation définitive était représentative des coûts réels. Cette étude de cas permet de tester la première hypothèse spécifique, en vérifiant que la méthode LBA permet d'obtenir des coûts relatifs supérieurs ou égaux aux estimations conventionnelles à l'étape de préfaisabilité pour des technologies matures.

Pour la deuxième étude de cas, les objectifs et la base de conception ont été établis en s'appuyant sur les besoins du partenaire industriel et les caractéristiques de l'usine. Plusieurs options de combinaisons de procédés et de produits ont été ciblées à travers une revue de la littérature et en fonction des intérêts du partenaire. Les risques et le niveau de développement de chacune de ces options de combinaison ont été évalués de façon préliminaire, puis la méthode LBA a été appliquée pour effectuer l'estimation des options considérées. Avec les coûts et les informations résultant de la méthode LBA, une analyse de rentabilité et du risque a été effectuée afin de trier les options de bioraffinerie. Cette étude de cas permet de tester la seconde hypothèse spécifique en appliquant la méthode LBA pour trier les options et recommander lesquelles ont le plus de potentiel dans le contexte de l'implantation de technologies de bioraffinage.

3.2 Proposition d'une méthode d'application de LBA

La figure 3.2 présente, en ordre, les grandes étapes de la méthode systématique d'application de LBA proposée. Cette méthode inclut, en bleu, les étapes spécifiques à LBA qui visent à améliorer les estimations initiales tout en réduisant une partie de l'incertitude. Les étapes en blanc sont des étapes typiquement réalisées lors d'une analyse technico-économique dans laquelle sont comparés plusieurs options ou fournisseurs. Le tableau 3.1 détaille les activités réalisées à chacune des sept grandes étapes.

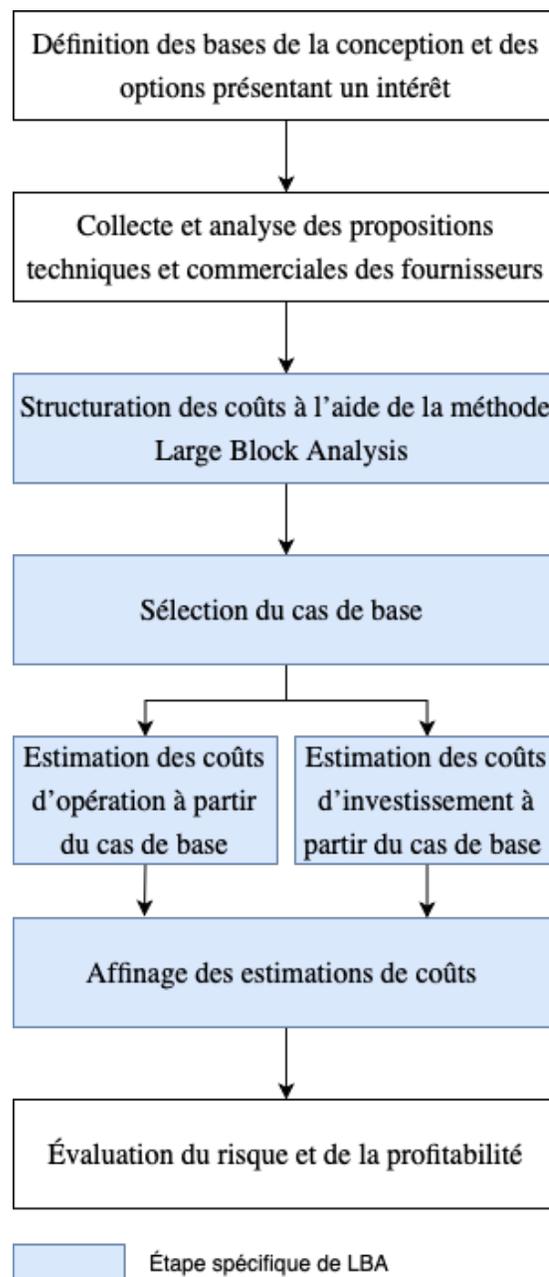


Figure 3.2 Méthodologie générale de LBA (adaptée de Trottier, Stuart, et al. (2021))

Tableau 3.1 Détail des activités de la méthode LBA (adapté de Trottier, Stuart, et al. (2021))

Étape	Activités
Définition des bases de la conception et des options présentant un intérêt	Définir les objectifs du projet Cibler les possibilités de combinaisons de technologies existantes ou en développement et de produits Identifier les fournisseurs de technologie émergente ou implantée pour chacune des combinaisons Déterminer les données de conception Définir les scénarios de combinaison de produits et de technologies ainsi que leur schéma de blocs Établir les bilans de masse et d'énergie de l'usine s'il s'agit d'une rétro-installation
Collecte et analyse des propositions techniques et commerciales des fournisseurs	Établir les spécifications nécessaires pour demander des devis Prendre contact avec les fournisseurs technologiques Analyser les propositions techniques et commerciales reçues afin de comprendre le procédé Faire ressortir les similitudes de procédés parmi les combinaisons de technologies et de produits Calculer les bilans de masse et d'énergie pour tous les scénarios
Structuration des coûts à l'aide de la méthode Large Block Analysis	Analyser les structures de coûts des estimations initiales afin de déterminer laquelle est la plus détaillée et doit être employée comme point de départ de la définition de la structure de coûts Analyser la portée de l'estimation et la base de coûts Adapter les bases d'estimation des coûts (p. ex., uniformiser les capacités de production, indexer les coûts en fonction d'une année de référence, ajouter le ou les coûts manquants) Affiner la structure de coûts permettant de calculer les estimations de la façon la plus représentative qui soit des pratiques de l'industrie sur laquelle porte l'évaluation Uniformiser les estimations initiales en fonction de la structure de coûts précédemment définie
Sélection du cas de base	Sélectionner le cas de base (ou, au besoin, plus d'un) en fonction du scénario dont les données sont les plus fiables et en quantité suffisante; le cas de base doit comporter des similitudes avec les autres scénarios évalués Repérer les différences de coûts (p. ex., ceux des équipements principaux, des disciplines connexes et des coûts indirects) entre le cas de base et les autres procédés

Étape (suite)	Activités
Estimation des coûts d'opération à partir du cas de base	Calculer les coûts d'investissement, les coûts d'opération ou les deux pour tous les scénarios en utilisant le cas de base à titre de référence (sans prendre en compte les estimations initiales de coûts du fournisseur)
Estimation des coûts d'investissement à partir du cas de base	
Affinage des estimations de coûts	Comparer les estimations obtenues en appliquant LBA avec les estimations initiales du fournisseur pour chaque scénario afin de cibler les différences Discuter de ces différences avec les fournisseurs de technologie afin d'ajuster les coûts et d'améliorer les estimations
Évaluation du risque et de la profitabilité	Évaluer la profitabilité de chaque scénario en employant les estimations de coûts affinées Évaluer le risque de marché et le risque technologique de chaque scénario Déterminer quelle option favoriser en fonction des résultats de l'évaluation du risque et de la profitabilité

La première étape, la « Définition des bases de la conception et des options présentant un intérêt », a pour but de caractériser le projet en définissant, entre autres, le cahier des charges, les contraintes, le dimensionnement ainsi que les différentes combinaisons de produits et de procédés d'intérêt. La seconde étape, la « Collecte et analyse des propositions techniques et commerciales des fournisseurs », permet d'avoir une meilleure compréhension des différentes options envisagées, puisqu'elle permet de cibler les différences et similitudes entre les multiples options. Propre à la méthode LBA, la troisième étape, la « Structuration des coûts à l'aide de la méthode Large Block Analysis », mène à des estimations adaptées qui répondent au cahier des charges et contraintes préalablement défini et présente les estimations du coût total d'investissement (CTI) avec une structure de coûts harmonisée entre les différentes options. Cela est nécessaire, puisque la structure de coûts utilisée par chaque fournisseur est propre à ses pratiques internes et diffère d'un fournisseur à l'autre. D'autant plus, les développeurs de technologies sont généralement de petites entreprises qui 1) ont une appréciation variable du processus de conception et de l'estimation des coûts d'investissement et d'exploitation, et 2) peuvent, ou non, avoir développé des estimations de coûts fiables en collaboration avec un ingénieur tiers ayant cette compétence. De plus, selon la portée de l'estimation définie par le fournisseur, certains coûts, tels que ceux des équipements auxiliaires (pompe, réservoir, etc.) ou encore, ceux de certains travaux civils, ne sont pas toujours

inclus dans les estimations. La structure de coûts de l'estimation la plus détaillée et les pratiques de l'industrie servent de base pour définir la structure de coûts (dont le niveau de détail est idéalement similaire à celui d'une estimation des coûts au stade de l'ingénierie de définition) utilisée pour comparer la portée de l'estimation des différentes options d'intérêt. Lorsque des coûts ne sont pas définis pour une option proposée par un des fournisseurs de technologies, ce dernier doit être contacté afin de déterminer si ces coûts ont été inclus ou non dans son estimation et, si ce n'est pas le cas, de les estimer. À la quatrième étape, la « Sélection du cas de base », le cas de base pour lequel l'information sur les coûts est la meilleure est retenu (au besoin, plus d'un cas de base est retenu, si les procédés diffèrent trop l'un de l'autre). La meilleure estimation des coûts peut être déterminée en fonction, entre autres, des facteurs suivants :

- la précision de l'estimation fournie par le fournisseur;
- l'expérience d'implantation industrielle du fournisseur;
- la complétude de l'estimation fournie par le fournisseur;
- le niveau de définition de la portée de l'estimation fournie par le fournisseur.

À la cinquième étape, les autres options d'intérêt sont estimées en s'appuyant sur l'hypothèse que l'estimation du cas de base sélectionné est bonne et sur la structure définie précédemment, ce qui permet d'obtenir un CTI relatif et de minimiser le risque d'oubli de coûts. Les coûts du cas de base doivent être ajustés et ceux-ci peuvent être classés en trois catégories, soit les équipements majeurs, les disciplines d'ingénierie et les coûts indirects.

Pour les équipements majeurs, les ajustements peuvent prendre différentes formes, notamment : l'omission du coût de certains équipements du cas de base qui ne sont pas requis pour les autres options d'intérêt ou, au contraire, l'ajout du coût de certains équipements qui ne sont pas présents dans l'estimation du cas de base; l'ajustement du coût de l'équipement du cas de base en fonction du débit des autres options; et l'ajustement du coût de certains équipements en raison de conditions d'opération différentes (par exemple, en raison d'une pression plus basse ou plus élevée).

Pour les disciplines d'ingénierie, les coûts sont ajustés en se basant sur la comparaison des exigences techniques (par exemple, la quantité de béton nécessaire, les besoins de la sous-station électrique, etc.) du cas de base avec celles du cas estimé. Cela peut être fait en utilisant des pourcentages relatifs.

Pour les coûts indirects, un jugement est porté afin de rendre relatifs les coûts en fonction du type de projet considéré. Cela peut être réalisé en ajustant les pourcentages du CTI ou du coût direct utilisé pour estimer les différents coûts, tout en restant dans un intervalle acceptable, comme celui proposé par Peters et al. (2003), ou en se basant sur l'expérience spécifique au domaine des projets évalués de l'estimateur ou d'un expert. Pour des projets où plus d'un fournisseur soumissionne et propose l'emploi de technologies similaires, les coûts indirects seront uniformisés. Quant aux projets présentant des distinctions plus importantes, ils seront ajustés en tenant compte de la nature et des besoins associés à chaque option.

La dernière étape propre à la méthode LBA, l'« Affinage des estimations de coûts », compare les estimations initiales obtenues par les fournisseurs aux estimations obtenues par la méthode LBA afin d'améliorer les estimations relatives. Les différences ciblées entre les coûts font ensuite l'objet de discussions avec le(s) développeur(s) de technologie afin d'en comprendre la cause et de déterminer la valeur la plus probable. Un consensus n'est pas toujours atteint, et il est alors nécessaire de trancher entre l'estimation du fournisseur et l'estimation relative obtenue par la méthode LBA ou en établissant une valeur mitoyenne. Cela peut notamment être le cas si le fournisseur de technologie est trop optimiste et qu'il n'est pas en mesure de justifier suffisamment certaines valeurs. Finalement, l'« Évaluation du risque et de la profitabilité » peut être effectuée en utilisant les estimations relatives obtenues par la méthode LBA ainsi que les nouvelles informations obtenues.

Voici un exemple fictif illustrant des ajustements réalisés à la cinquième étape de la méthode LBA pour estimer les coûts relatifs de deux options pour chaque catégorie de coût. Le premier procédé débute par la concentration de la matière première à 15 % solide et est suivi de plusieurs étapes de purification, alors que le deuxième procédé requiert seulement une étape de concentration à 50 % solide. L'estimation du premier procédé étant considérée meilleure, celle-ci est sélectionnée comme cas de base et permet d'estimer le coût de l'étape de concentration du second procédé, plutôt que de conserver le coût envisagé par le fournisseur du second procédé. Toutefois, un ajustement est nécessaire afin de tenir compte du degré de concentration plus élevé, ce qui peut être fait par mise à l'échelle en utilisant un facteur de puissance.

En ce qui a trait aux disciplines d'ingénierie, le second projet nécessite moins de construction que le premier, car il peut être installé à même le bâtiment existant et pourra utiliser les différents

services déjà présents. Par conséquent, alors que le pourcentage utilisé dans le premier projet pour estimer le coût de la construction et de l'infrastructure correspond à 30 % du coût des équipements, un pourcentage de 7 % est appliqué pour le second projet, puisque cela constitue la norme pour une expansion ajoutée à une usine existante (Peter et al., 2003).

Pour le coût indirect, par exemple pour les frais du propriétaire, le premier projet utilise un pourcentage de 2 % du CTI. Étant donné que le lieu d'implantation sera le même peu importe le projet, les frais juridiques et de permis seront similaires. Afin de rendre les coûts relatifs, le même pourcentage est donc appliqué pour le second projet.

Par la suite, l'estimation du second procédé résultant de LBA devra être comparée à l'estimation initiale afin d'être affinée. Cette étape non négligeable permet d'identifier des lacunes et d'améliorer l'estimation finale.

3.3 Présentation des études de cas et lien avec les publications

Le premier article détaille la méthode systématique proposée pour appliquer LBA. Celle-ci est illustrée et évaluée dans une première étude de cas traitant de deux projets qui impliquent des technologies matures pour lesquelles des données de coûts à plusieurs niveaux de conception ont pu être obtenues. La plus grande simplicité du premier projet a permis de démontrer plus facilement l'application de la méthodologie alors que le deuxième projet a illustré l'application de la méthodologie dans un cas plus typique de projet de modernisation d'une usine existante. La méthode LBA proposée a été utilisée pour estimer les coûts d'investissement en capital des deux projets avec les données de fournisseurs. Chacun des projets comportait deux options technologiques, proposées par des fournisseurs différents. Afin de valider la méthode, les résultats obtenus en employant la méthode LBA ont été comparés aux estimations de faisabilité (réalisées par des méthodes d'estimation conventionnelles) provenant des fournisseurs et aux estimations définitives provenant d'une firme d'ingénierie. Les conclusions de ce premier article se penchant sur des technologies matures (faible degré d'incertitude) permettent de valider l'utilisation et le potentiel de la méthode LBA en présence d'un haut niveau d'incertitude (puisque le potentiel d'amélioration grâce à l'emploi de la méthode augmente plus le degré d'incertitude est élevé et que la méthode s'est révélée utile même dans une situation où le degré d'incertitude était faible).

Dans le deuxième article, la méthode LBA préalablement proposée dans le premier article a été appliquée au contexte de l'intégration d'une bioraffinerie à une usine de pâte à dissoudre existante afin de comparer plusieurs combinaisons de technologies et de bioproduits dont les niveaux de développement différaient.

Les publications liées à ce projet de recherche se trouvent en annexe et sont les suivantes :

- A. Trottier, E., Stuart, R.P., & Martin, G. (2021) Large Block Analysis: Costing Approach to Facilitate the Comparison of Process Alternatives at the Early Design Stage. Soumis à Tappi Journal
- B. Trottier, E., Myers, C., & Stuart, R.P. (2021) Comparing Biorefinery Processes at the Early Design Stage Using Large Block Analysis. Soumis à Frontiers in Sustainability

3.4 Première étude de cas

Comme mentionné précédemment, la première étude de cas comporte deux projets se rapportant au domaine des pâtes et papiers. Le premier projet - le remplacement d'un diffuseur - est simple; il ne comprend qu'un seul équipement principal. Parmi les fournisseurs de technologie envisagés au départ, les propositions de deux d'entre eux ont fait l'objet d'une analyse plus approfondie. La première proposition comprend un diffuseur avec une tour à flux ascendant et nécessite un réservoir de filtrat, tandis que la seconde propose une tour à flux descendant plus grande et ne requiert aucun réservoir de filtrat. La tour à flux descendant nécessite une tuyauterie plus longue au niveau de l'alimentation et de la décharge du diffuseur. Ce type de flux a également une incidence sur l'emplacement de l'accumulateur d'huile, qui doit être situé au sommet du diffuseur.

Le deuxième projet - la mise à niveau du processus de lavage - est plus complexe; il s'agit d'un projet de plus grande envergure qui comprend plusieurs équipements. Deux propositions de fournisseurs distincts ont également été analysées. Dans les deux cas, cela nécessite de démolir des équipements existants. Ce projet implique l'ajout d'une étape de lavage et d'un système de délignification à l'oxygène. La première proposition prévoit l'ajout d'un tambour laveur, tandis que la seconde implique l'ajout de deux presses de lavage, ce qui requiert davantage de réservoirs et de pompes. Le tambour laveur, proposé par le premier fournisseur, est plus complexe et constitue un équipement lourd. Bien que la deuxième conception implique plus d'équipements, les

contraintes relatives à la taille du bâtiment peuvent être atténuées en plaçant une partie du réservoir à l'extérieur de la structure.

3.4.1 Application de la méthode LBA

La section suivante présente l'application des étapes (et des activités connexes présentées à la section 3.2) de la méthode LBA aux deux projets considérés dans la première étude de cas, avec un accent mis sur le premier projet. Les estimations de l'investissement en capital sont ensuite présentées.

3.4.1.1 Premier projet – remplacement d'un diffuseur

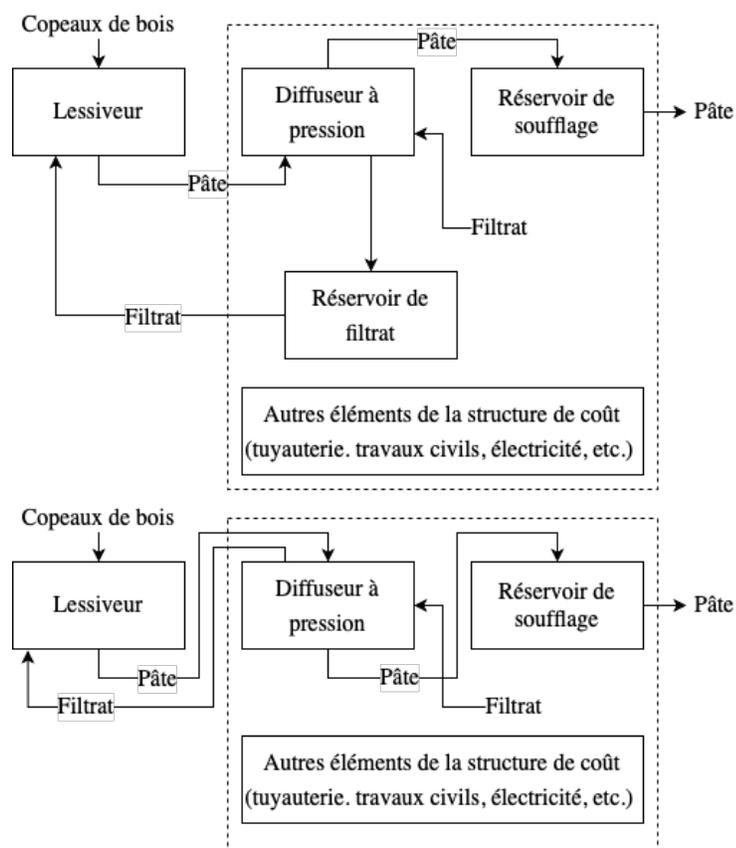


Figure 3.3 Synthèse du schéma de blocs du projet de remplacement d'un diffuseur (adaptée de Trottier, Martin, et al. (2021))

technologies, puisque deux technologies sont envisageables pour effectuer un lavage par diffusion,

La première étape de la méthode LBA consiste en la « définition des bases de la conception et des options présentant un intérêt ». Les activités connexes requièrent tout d'abord de définir les objectifs du projet. Ce projet porte sur une usine de mise en pâte Kraft où doit être remplacé le diffuseur (une technologie de lavage de la pâte) à la fin de sa vie utile par une nouvelle unité. Dans ce contexte, il n'y a pas de produit à considérer, puisque le but n'est pas de valoriser un extrant, mais simplement de procéder au remplacement d'un équipement déjà existant. L'activité de ciblage des possibilités de combinaisons de produits ne s'applique donc pas. Cependant, il est tout de même nécessaire de cibler les possibilités de

soit l'usage d'un diffuseur atmosphérique ou d'un diffuseur à pression. Dans ce projet, le diffuseur à pression a été choisi en raison de son efficacité plus élevée, de l'absence d'émission de gaz par son système fermé et de la possibilité d'avoir une température de soufflage à la sortie du digesteur plus élevée. L'activité suivante, l'identification des fournisseurs, a été influencée par le fait que cette technologie est connue et mature : il a été possible d'identifier trois fournisseurs, ce qui est rarement le cas pour les technologies à faible TRL. Puis, des données de conception, dont la base de calcul, les contraintes et les conditions du processus, ont été déterminées. Par la suite, bien qu'il n'y ait aucun scénario de combinaison de produits et de technologies à définir, un schéma de blocs a tout de même pu être réalisé pour chaque option. En raison de la faible complexité du projet, un seul équipement principal, le diffuseur, est inclus dans la limite de l'étude ainsi qu'un réservoir de soufflage et, le cas échéant, un réservoir de filtrat (ligne pointillée de la figure 2.3 – synthèse du schéma de blocs). Enfin, comme il s'agit du remplacement d'un équipement déjà existant, les bilans de masse et d'énergie ont été établis.

À l'étape de la « collecte et [de] l'analyse des propositions techniques et commerciales des fournisseurs », les spécifications nécessaires, telles que le facteur de dilution et le taux de production, ont été développées et formulées à titre de première activité. Puis, les devis des fournisseurs ont été obtenus par l'intermédiaire de la firme d'ingénierie. Chaque proposition de fournisseur de technologie a ensuite été analysée, et des clarifications ont été demandées afin de mieux comprendre certains aspects techniques ainsi que la base de coûts sur laquelle reposait leur proposition. Par exemple, deux fournisseurs n'avaient pas inclus le coût d'un filtre refroidisseur et, en analysant leur proposition, il était possible de constater que les coûts de certains réservoirs et pompes étaient manquants. En ce qui concerne la proposition technique, certaines précisions sur la configuration des pompes (qui sont des équipements auxiliaires) ont dû être obtenues afin d'être en mesure d'évaluer le nombre de nouvelles pompes que le projet requerrait.

Puisque le projet porte sur une seule technologie de lavage de pâte, celle par diffusion, les procédés étaient facilement comparables et les similitudes entre eux ressortaient clairement. Cela a d'ailleurs facilité l'utilisation de la méthode LBA. À la suite de l'analyse, un des trois fournisseurs a été exclu, car sa proposition ne répondait pas aux critères, et des bilans massiques et énergétiques préliminaires ont été calculés pour les deux autres fournisseurs.

Pour l'étape de « structuration des coûts à l'aide de la méthode Large Block Analysis », les propositions fournies par les deux fournisseurs retenus ont premièrement été analysées et comparées, et celle dont la structure était la plus détaillée a été sélectionnée comme point de départ afin de définir, lors de la seconde activité, une structure de coûts basée sur les propositions commerciales de l'industrie. L'activité d'adaptation des bases d'estimation des coûts a par conséquent permis d'ajuster les estimations afin que celles-ci soient réellement complètes et puissent être comparées. La structure de coûts estimée par chacun des fournisseurs a par la suite été harmonisée à la structure définie.

La quatrième étape où il convient de « choisir le cas de base » a été faite en tenant compte de l'analyse des propositions des fournisseurs précédemment effectuée, de la précision des coûts et de l'expérience des fournisseurs en matière d'implantation industrielle. Le CTI original du premier fournisseur a été choisi comme cas de base parce qu'il offrait la solution la plus complète (données en quantité suffisante et s'appuyant sur des coûts fiables) et que ce dernier avait une bonne expérience dans le secteur. Lors de la seconde activité, les bases d'ajustement et les principales différences susceptibles d'avoir une incidence sur les coûts ont été recensées entre le premier fournisseur et le second (voir tableau 2.2).

Puis, à l'étape de l'« estimation des coûts d'investissement et d'opération à partir du cas de base », l'estimation du coût d'investissement du second fournisseur a été calculée sur la base des données du cas de base (le CTI original du premier fournisseur), soit celui du premier fournisseur. La même logique aurait pu être appliquée au coût des opérations, mais cela n'a pas pu être fait pour cette étude en raison de la nature confidentielle de certaines données.

Enfin, il a été possible d'« affiner les estimations de coûts » en ciblant les différences entre l'estimation relative obtenue par la méthode LBA et l'estimation réalisée par le second fournisseur de technologie. À titre d'exemple, le coût de la tuyauterie avait été sous-estimé par le second fournisseur. Sa proposition nécessitait plus de tuyauterie en raison d'une configuration à flux descendant. Cependant, cela n'était pas reflété dans son estimation des coûts. Inversement, l'estimation du coût de l'équipement mécanique avait été initialement surestimée par la méthode LBA, car les spécifications du diffuseur du second fournisseur étaient plus grandes. Cependant, après vérification, la proposition du second fournisseur ne nécessitait pas de réservoir de filtrat en

raison d'une configuration où le filtrat retourne directement au diffuseur (en anglais, « through pipe »), ce qui a réduit les coûts.

Notons que la dernière étape de la méthode, celle de l'« évaluation du risque et de la profitabilité » n'a pas été réalisée, puisqu'elle n'était pas pertinente dans le cadre de cette étude de cas visant à comparer les estimations de coûts. Une analyse de profitabilité n'est pas réalisable dans le contexte du remplacement d'un diffuseur, où les seuls coûts connus sont ceux d'investissement. Quant à l'évaluation du risque, elle aurait pu être faite, mais les projets étaient très similaires et le principal risque dans ce projet aurait été de ne pas remplacer le diffuseur à la fin de sa vie utile; le risque entourant son changement n'était pas significatif dans ce contexte.

3.4.1.2 Deuxième projet – l'amélioration du processus de lavage

L'objectif du second projet était d'ajouter une nouvelle étape de lavage pour améliorer l'efficacité du lavage et réduire la quantité de produits chimiques utilisés, et ce, afin de répondre à des exigences environnementales. La figure 3.5 montre le schéma de blocs synthétisé d'une partie du processus de l'usine; les limites de l'étude sont définies par la ligne pointillée. Ce projet comprenait la mise en place d'un système de délignification à l'oxygène, ce qui inclut l'ajout de deux réacteurs pressurisés à l'oxygène, d'un mélangeur d'oxygène et de vapeur, de même que d'un tube de soufflage. L'ajout d'un ou de plusieurs laveurs de pâte était requis pour remplir les objectifs de ce projet. La figure 3.4 illustre le principe de fonctionnement des deux technologies proposées par les fournisseurs. Le premier fournisseur proposait l'ajout d'un tambour-laveur (à droite de la figure 3.4), qui est un équipement plus lourd et imposant, tandis que le second fournisseur proposait l'ajout de deux presses de lavage (à gauche de la figure 3.4).

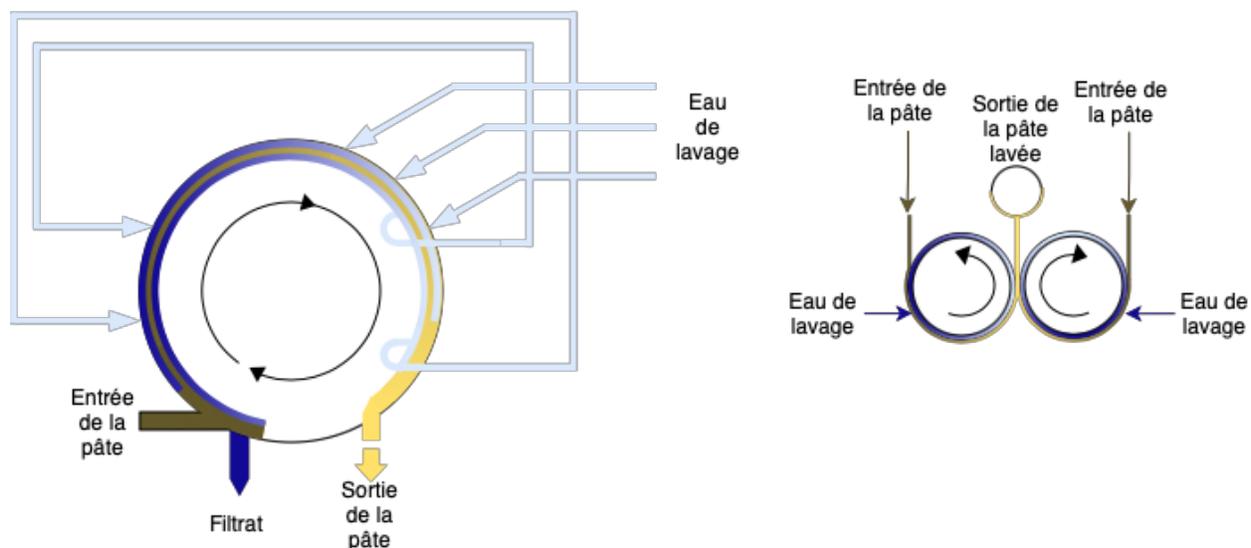


Figure 3.4 Principes de fonctionnement des laveurs

De même, il était nécessaire de mettre en œuvre un système d'oxydation de la liqueur blanche comprenant un réacteur d'oxydation avec un échangeur de chaleur intégré et une pompe d'appoint pour la liqueur blanche. Il convenait en plus de prendre en compte tous les autres éléments de la structure de coûts, tels que les travaux de génie civil, la tuyauterie et l'électricité. Ce projet a été réalisé pour tester la méthode LBA sur un projet plus représentatif d'une modernisation typique.

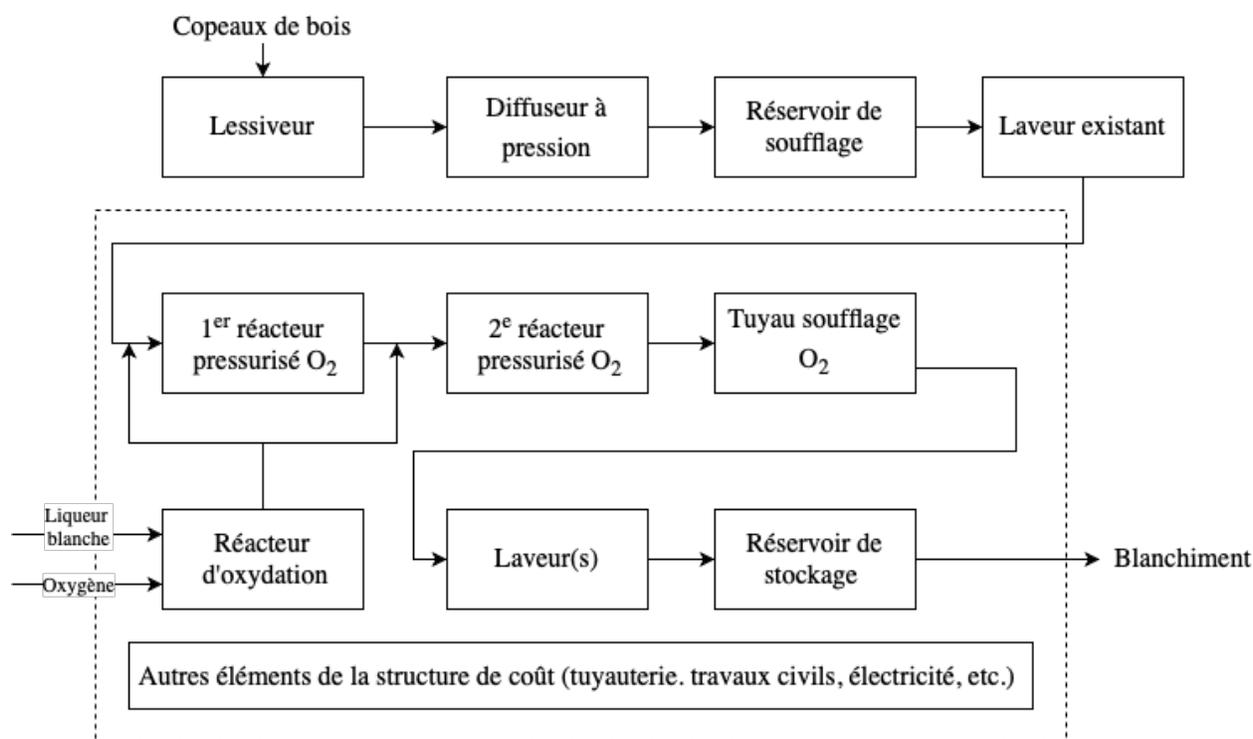


Figure 3.5 Synthèse du schéma de blocs du projet de mise à niveau d'un processus de lavage (adaptée de Trottier, Stuart, et al. (2021))

3.4.1.3 Estimations du coût d'investissement en capital obtenu

Les tableaux 3.2 (projet 1) et 3.3 (projet 2) donnent le détail des coûts d'investissement et des ajustements effectués en appliquant la méthode LBA. Pour chacun de ces projets, les ajustements ont été réalisés en comparant les propositions soumises par les deux fournisseurs de technologie afin d'estimer l'impact financier des différences entre les propositions. Bien que certains équipements étaient susceptibles de différer entre les deux propositions de chaque projet, tous les autres éléments du coût inclus dans la balance des installations (en anglais, « balance of plant ») (électricité, travaux de génie civil et instrumentation) et les coûts indirects étaient comparables. Lorsqu'il y avait un écart entre les estimations initiales des fournisseurs et celles obtenues en appliquant la méthode LBA, des discussions avec un ingénieur ayant travaillé sur les projets ont permis de préciser les estimations. L'ajustement des coûts était basé sur l'expérience, sur une bonne compréhension du problème, sur notre jugement et sur celui de l'ingénieur-conseil participant aux projets. La structure de coûts choisie était la même pour les deux études de cas; elle est

traditionnelle et reflète la norme dans le secteur des pâtes et papiers. Cependant, cette structure est beaucoup plus variable pour les nouvelles technologies. Pour les deux projets, aucun ajustement n'a été apporté au cas de base, étant donné que les fournisseurs avaient beaucoup d'expérience dans l'implantation de ces technologies. Toutefois, il est parfois nécessaire d'ajuster le cas de base, lorsque certaines incohérences dans celui-ci sont décelées afin de rendre les coûts comparables. Cette situation se présente plus fréquemment dans le cas de technologies moins matures.

Pour le premier projet, une augmentation des coûts entre ceux estimés par le premier fournisseur (cas de base) et ceux obtenus en appliquant la méthode LBA est attribuable à une plus grande capacité de conception, une configuration de la tuyauterie différente, ainsi qu'à l'emplacement de l'accumulateur, qui a une incidence sur les travaux de génie civil, dans la proposition du second fournisseur. Pour le second projet, l'augmentation des coûts entre la proposition du premier fournisseur de technologie et celle du second fournisseur s'explique principalement par le fait que ce dernier prévoit, dans sa proposition, l'utilisation de deux équipements de lavage de la pâte au lieu d'un seul.

Tableau 3.2 Projet 1 - Remplacement du diffuseur : estimation du coût d'investissement en capital du second fournisseur (adapté de Trottier, Stuart, et al. (2021))

	Cas de base : Coûts du 1 ^{er} fournisseur	Ajustement avec LBA	Coûts estimés pour le 2 ^e fournisseur	Fondement de l'ajustement
Coûts directs				
Mécaniques				
Diffuseur	7,6 M\$	0,4 M\$	8,0 M\$	Malgré le fait que la configuration était plus simple dans la proposition du second fournisseur (configuration « through pipe », c'est-à-dire où le filtrat retourne directement au diffuseur, contrairement à la proposition du premier fournisseur, qui suggérait d'utiliser un réservoir de filtrat), le second fournisseur suggérait toutefois d'utiliser un plus grand diffuseur.
Équipements auxiliaires, matériel, relocalisation, modifications	0,3 M\$	0 \$	0,3 M\$	Les équipements auxiliaires dont les coûts ont été pris en compte sont notamment les grues, les palans, les ascenseurs, les pompes, les agitateurs et les mélangeurs. Ces coûts ont été jugés similaires étant donné que les deux fournisseurs suggéraient d'utiliser le même type de technologie, nécessitant les mêmes équipements auxiliaires.
Travaux civils	1,3 M\$	0,1 M\$	1,4 M\$	Ces coûts se rapportent à la préparation du site, au coût pour le béton et son coulage ainsi qu'aux travaux de structure. L'option du second fournisseur de technologie prévoyait qu'un accumulateur serait situé dans la partie supérieure du diffuseur, ce qui complexifie l'installation. Bien que la conception proposée par deuxième fournisseur était de plus grande dimension, cela devrait avoir une incidence limitée sur les coûts de démolition et de construction étant donné que, peu importe la proposition retenue, les anciens équipements devront être démolis.
Tuyauterie	0,7 M\$	0,1 M\$	0,8 M\$	Ces coûts se rapportent aux tuyaux et à leur raccordement, aux vannes et à l'isolation. Le second fournisseur de technologie a suggéré une configuration à flux descendant, ce qui nécessite davantage de tuyaux que la configuration suggérée par le premier fournisseur.
Électriques	0,1 M\$	0 \$	0,1 M\$	Ces coûts se rapportent aux moteurs, aux systèmes de contrôle et aux câbles. Ces coûts ont été jugés similaires étant donné que la puissance totale nécessaire pour le projet était pratiquement identique dans les deux propositions.
Instrumentation	0,1 M\$	0 \$	0,1 M\$	Ces coûts se rapportent aux instruments de mesure, au matériel requis pour l'installation des instruments et aux vannes de réglage. Ces coûts ont été jugés similaires étant donné que la technologie proposée par les deux fournisseurs était un diffuseur.

Tableau 2.2 (suite)				
	Cas de base : Coûts du 1 ^{er} fournisseur	Ajustement avec LBA	Coûts estimés pour le 2 ^e fournisseur	Fondement de l'ajustement
Coûts indirects				
Ingénierie et supervision	0,9 M\$	s. o.	1,0 M\$	Ces coûts englobent toutes les tâches en lien avec les services d'ingénierie requis pour mener à terme le projet (conception détaillée, gestion du projet, services externes (ex. : étude géotechnique)) et correspondent à 6 % de la valeur de l'investissement fixe en capital (IFC). Ces coûts ont été jugés similaires étant donné que la technologie proposée dans les deux scénarios était comparable.
Frais indirects de construction	1,7 M\$	s. o.	1,9 M\$	Ces coûts comprennent les frais associés à l'équipe de gestion du site, à la location d'une remorque de bureau, à l'usage de barrières temporaires, à la sécurité sur le site et aux services d'assistance du vendeur durant le montage de l'équipement. Ils correspondent à 12 % de la valeur de l'IFC et ont été jugés similaires étant donné que les deux propositions requéraient le même type de construction.
Frais de démarrage	0,1 M\$	0 \$	0,1 M\$	Ces coûts comprennent les frais associés à l'embauche de formateurs auprès de multiples fournisseurs de technologie ainsi qu'à l'équipe de démarrage et de mise en service. Ces coûts ont été jugés similaires étant donné qu'autant de personnel était requis pour mener à terme l'un ou l'autre des scénarios.
Coûts indirects totaux	2,7 M\$		2,9 M\$	
Contingence	1,6 M\$	s. o.	1,7 M\$	Cette somme a été budgétée afin de parer aux dépassements de coûts, aux modifications mineures devant être apportées et à la survenance de problèmes non anticipés. Ils correspondent à 11 % de la valeur de l'IFC et ont été jugés similaires étant donné que la technologie employée dans chacune des deux propositions était bien connue.
Coût total d'investissement (CTI)	14,4 M\$		15,4 M\$	

s. o. : signifie que le pourcentage utilisé pour estimer ces coûts n'a pas été modifié (aucun ajustement avec LBA), toutefois, puisque l'ICF des deux projets n'est pas le même, une différence est observable entre les deux coûts.

Tableau 3.3 Projet 2 - Mise à niveau processus de lavage : estimation du coût d'investissement en capital du second fournisseur
(adapté de Trottier, Stuart, et al. (2021))

	Cas de base : Coûts du 1 ^{er} fournisseur	Ajustement avec LBA	Coûts estimés pour le 2 ^e fournisseur	Fondement de l'ajustement
Coûts directs				
Mécaniques				
Technologie de lavage	6,0 M\$	0,3 M\$	6,3 M\$	La première proposition suggérait l'utilisation d'un tambour-laveur, tandis que la seconde nécessitait deux presses de lavage. Le coût de deux presses de lavage ne surpasse que légèrement celui d'un tambour-laveur, puisque ce dernier est un équipement plus complexe et très pesant.
Système de délignification à l'oxygène et système d'oxydation de la liqueur blanche	7,3 M\$	0 \$	7,3 M\$	Ces coûts ont été jugés similaires étant donné que les deux scénarios avaient la même conception.
Équipements auxiliaires, matériel, relocalisation, modifications	1,6 M\$	0,1 M\$	1,7 M\$	La conception du premier scénario nécessitait moins d'équipements auxiliaires et moins de composantes diverses (pompes, réservoirs de filtrats, etc.) que celle du second scénario. Les conceptions proposées par les deux fournisseurs nécessitaient le même genre de relocalisation et de modifications.
Mécaniques totaux	14,9 M\$		15,3 M\$	
Travaux civils	3,6 M\$	0,4 M\$	4,0 M\$	Bien que la seconde proposition nécessitait deux presses de lavage, l'incidence de ce besoin d'espace supplémentaire par rapport à la conception suggérée dans la première proposition a pu être minimisée en positionnant une partie des réservoirs de filtrat à l'extérieur du bâtiment.
Tuyauterie	5,7 M\$	0,6 M\$	6,3 M\$	La seconde proposition nécessite davantage d'équipements que la première proposition.
Électricité	4,3 M\$	0,6 M\$	4,9 M\$	Les besoins en électricité de la seconde proposition sont plus élevés que ceux de la première proposition.
Instrumentation	1,3 M\$	0 \$	1,3 M\$	Ces coûts ont été jugés similaires étant donné que les deux fournisseurs proposaient d'employer des technologies de lavage de pâte et de délignification à l'oxygène.
Coûts directs totaux	29,8 M\$		31,8 M\$	

Tableau 2.3 (suite)

	Cas de base : Coûts du 1 ^{er} fournisseur	Ajustement avec LBA	Coûts estimés pour le 2 ^e fournisseur	Fondement de l'ajustement
Coûts indirects				
Ingénierie et supervision	2,6 M\$	s. o.	2,7 M\$	Ces coûts correspondent à 6 % de la valeur de l'IFC et ont été jugés similaires étant donné que les deux scénarios proposaient l'emploi de technologies bien connues et semblables.
Frais indirects de construction	5,2 M\$	s. o.	5,5 M\$	Ces coûts correspondent à 12 % de la valeur de l'IFC et ont été jugés similaires étant donné que les deux scénarios requéraient le même type de construction.
Frais de démarrage	0,2 M\$	0 \$	0,2 M\$	Ces coûts ont été jugés similaires étant donné qu'autant de personnel était requis pour mener à terme l'un ou l'autre des scénarios.
Coûts indirects totaux	8,0 M\$		8,4 M\$	
Contingence	5,3 M\$	s. o.	5,5 M\$	Ces coûts correspondent à 12 % de la valeur de l'IFC et ont été jugés similaires étant donné que les deux scénarios proposaient l'emploi de technologies bien connues.
Coût total d'investissement (CTI)	43,1 M\$		45,7 M\$	

3.4.2 Comparaison des estimations et discussion

Dans cette section, les estimations originales provenant des fournisseurs (ingénierie préféabilité), les estimations calculées par la méthode LBA (ingénierie préféabilité) et les estimations à l'ingénierie définitive provenant d'une firme d'ingénierie sont comparées en termes de coûts absolus et de coûts relatifs. Un bon coût absolu est défini comme étant le plus près possible du coût réel du projet, alors qu'un bon coût relatif, tôt dans le processus de conception, reflète adéquatement la différence d'une option par rapport à une autre, et ce, même si les estimations absolues ne sont pas bonnes. Si les coûts sont relativement bons, le ratio entre les coûts sera inchangé, même si le coût des options est sous-estimé ou surestimé.

3.4.2.1 Coûts absolus

Afin de s'assurer que la méthode LBA permet d'obtenir des coûts absolus ayant une précision similaire à ceux obtenus en employant des méthodes d'estimation classiques, les résultats issus de la méthode LBA ont été comparés aux estimations du CTI préliminaire des fournisseurs de technologie et aux estimations définitives fournies par une firme d'ingénierie (figures 3.6 et 3.7).

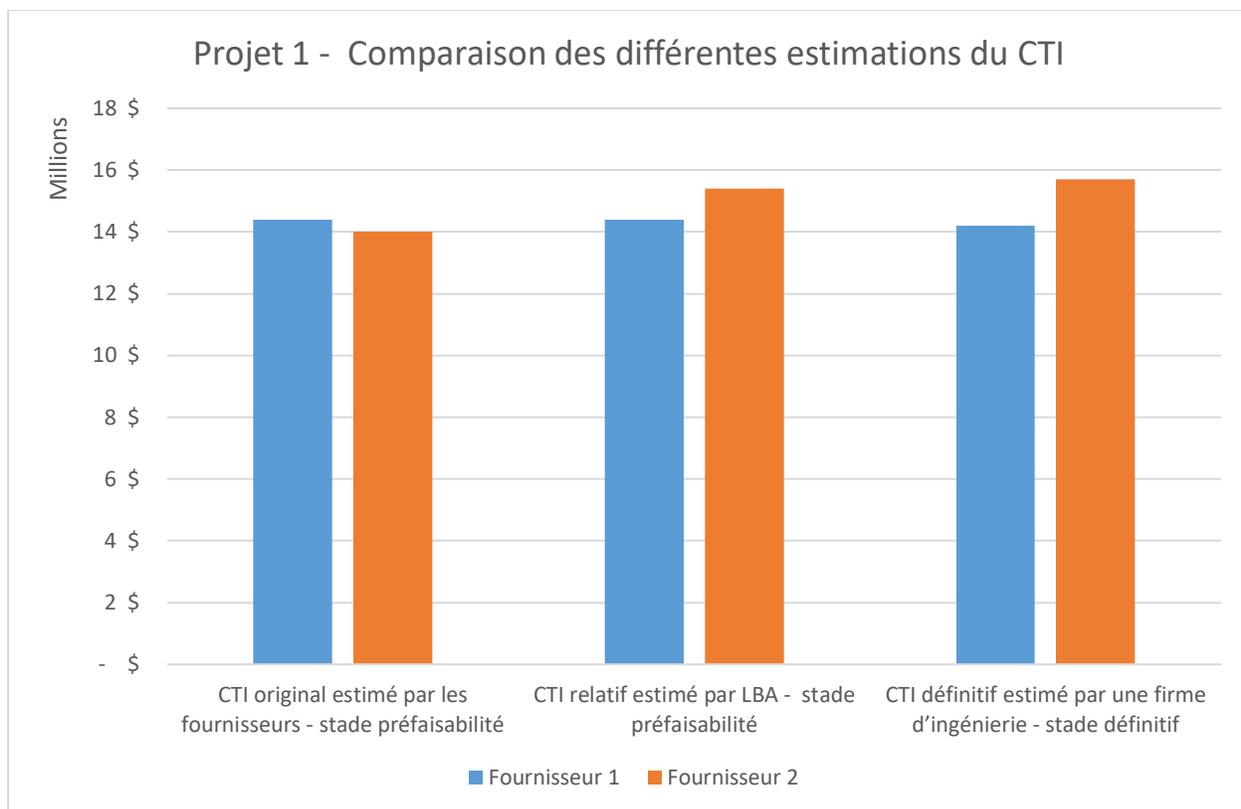


Figure 3.6 Projet 1 - Comparaison des estimations (adaptée de Trottier, Stuart, et al. (2021))

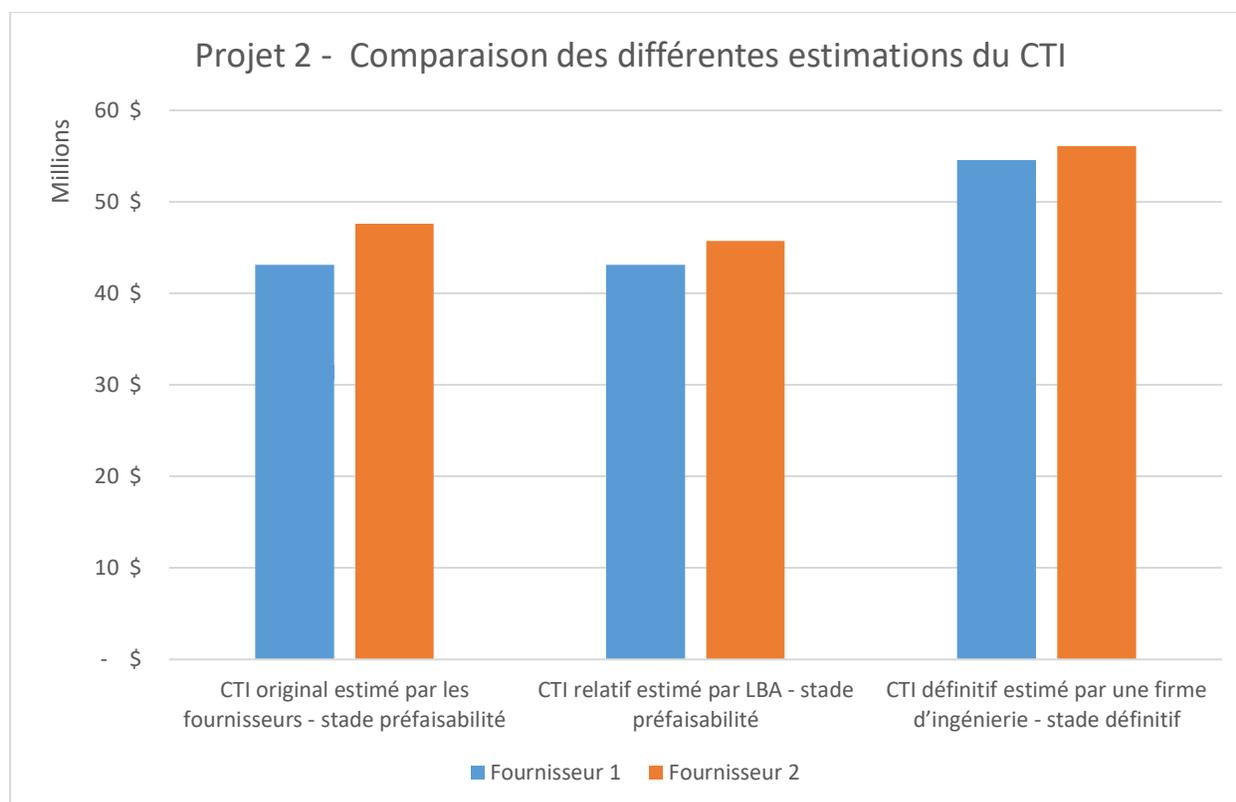


Figure 3.7 Projet 2 - Comparaison des estimations (adaptée de Trottier, Stuart, et al. (2021))

Pour le premier projet, l'estimation initiale du premier fournisseur était plus élevée que celle du deuxième fournisseur; au contraire, les coûts du second fournisseur ont été estimés supérieurs en employant la méthode LBA. Les résultats à l'étape définitive ont permis de constater que la méthode LBA reflétant mieux la réalité dans ce cas, ceux-ci étant plus représentatifs des coûts réels. Cependant, l'objectif de la méthode LBA se limite à améliorer les estimations relatives (voir tableaux 3.4 et 3.5), pour faciliter la prise de décision; cette méthode n'améliore pas nécessairement l'estimation absolue des coûts car l'incertitude associée aux coûts du scénario de base demeure. L'estimation du CIT obtenue en employant la méthode LBA était plus proche de l'estimation définitive dans le premier projet que dans le second. Cela est cohérent avec le fait que l'estimation originalement faite par le premier fournisseur (celle employée comme cas de base) était en soi initialement plus proche de l'estimation définitive (en d'autres mots, meilleure) dans le projet 1 que dans le projet 2 (voir figures 3.6 et 3.7). Puisque le cas de base était plus précis dans le projet 1, il est normal que l'estimation qu'il permet de calculer soit également plus représentative de la réalité. Cela démontre que la précision de l'estimation du coût absolu obtenu par la méthode LBA dépend de la précision du cas de base choisi. Dans les deux projets, la portée du projet n'a pas

changé entre l'estimation préliminaire et l'estimation définitive, mais la différence de coûts entre les deux peut s'expliquer par des aspects tels que les coûts de démolition, les mesures de sécurité spéciales ou les études géotechniques, susceptibles d'engendrer des coûts difficiles à prévoir en début de processus de conception. Dans l'ensemble, les chiffres montrent que l'estimation obtenue à l'aide de la méthode LBA était similaire à l'estimation définitive et également à l'estimation initiale, en soi jugée adéquate. Il est donc possible de supposer que la méthode LBA estime correctement les coûts au stade préliminaire.

3.4.2.2 Coûts relatifs

Pour valider la méthode proposée et établir si l'estimation des coûts qui en résultent était comparable à l'estimation définitive, le ratio des coûts entre les deux fournisseurs de technologie a été calculé pour les deux études de cas, comme le montrent les tableaux 3.4 et 3.5. Les ratios sont calculés en se basant sur les coûts du fournisseur 1 puisque, dans les deux projets, c'est sa proposition qui a été choisie à titre de cas de base. Dans chaque colonne, le CTI associé au fournisseur 2 est donc mis en contraste avec celui du cas de base, c'est-à-dire celui associé au fournisseur 1. Par exemple, si le CTI associé au fournisseur 2 est inférieur à celui associé au fournisseur 1, le ratio sera inférieur à 100 %. L'objectif n'est toutefois pas de comparer le CTI d'un fournisseur avec celui de l'autre fournisseur, mais bien de comparer les ratios entre les colonnes. Plus précisément, le but est d'obtenir le meilleur coût relatif possible, c'est-à-dire que le ratio du CTI relatif estimé en appliquant la méthode LBA (colonne 2, dernière ligne) devrait se rapprocher le plus possible du ratio du CTI estimé par une société d'ingénierie à l'étape définitive (colonne 3, dernière ligne), les chiffres de cette dernière colonne représentant les estimations qui s'approchent le plus des coûts réels. La première colonne indique le CTI estimé par les fournisseurs. Afin de démontrer l'utilité de la méthode LBA, la différence entre le ratio de la colonne 2 (LBA) et celui de la colonne 3 (définitif) devrait donc être moindre ou à tout le moins équivalente à la différence entre le ratio de la colonne 1 (fournisseurs) et celui de la colonne 3.

Tableau 3.4 Projet 1 - Ratio des coûts entre les fournisseurs de technologie 1 et 2 (adapté de Trottier, Stuart, et al. (2021))

	CTI original estimé par les fournisseurs	CTI relatif estimé par LBA	CTI définitif estimé par une firme d'ingénierie
Fournisseur 1	14,4 M\$	14,4 M\$	14,2 M\$
Fournisseur 2	14,0 M\$	15,4 M\$	15,7 M\$
Ratio des coûts	97 %	107 %	111 %

Tableau 3.5 Projet 2 - Ratio des coûts entre les fournisseurs de technologie 1 et 2 (adapté de Trottier, Stuart, et al. (2021))

	CTI original estimé par les fournisseurs	CTI relatif estimé par LBA	CTI définitif estimé par une firme d'ingénierie
Fournisseur 1	43,1 M\$	43,1 M\$	54,6 M\$
Fournisseur 2	47,6 M\$	45,7 M\$	56,1 M\$
Ratio des coûts	110 %	106 %	103 %

Il est possible de constater que le ratio de coûts découlant de l'application de la méthode LBA (colonne 2) est plus proche du ratio de coûts de l'estimation définitive (colonne 3) que ne l'est le ratio qui découle de l'estimation préliminaire des fournisseurs (colonne 1), et ce, tant dans le projet 1 que dans le projet 2. Cependant, la différence entre la comparaison de la colonne 2 et 3 et celle de la colonne 1 et 3 n'est pas considérable, ce qui peut s'expliquer par le fait que chacune des technologies étudiées dans les deux études de cas était bien connue. Il n'est pas surprenant que l'amélioration apportée par l'application de la méthode LBA soit moins importante dans le second projet (différence de 7 % entre le CTI original (110 %) et le CTI définitif (103 %), différence de 3 % entre le CTI relatif estimé par LBA (106 %) et le CTI définitif, donc amélioration de l'estimation de 4 % grâce à LBA), que dans le premier projet (différence 14 % entre le CTI original (97 %) et le CTI définitif (111 %), différence de 4 % entre le CTI relatif estimé par LBA (107 %) et le CTI définitif, donc amélioration de l'estimation de 10 % grâce à LBA), car le projet 2 était plus complexe que le projet 1. En effet, le potentiel d'amélioration des coûts relatifs pour un projet plus complexe comportant plus d'éléments dans sa structure de coûts est moindre, car certains

coûts sous-estimés sont compensés par d'autres éléments surestimés (Hollmann, 2014). En obtenant des ratios de coûts qui reflètent mieux les coûts réels ou, du moins, qui sont comparables à ceux obtenus avec l'estimation originale, ces résultats valident la première hypothèse selon laquelle la méthode LBA permet d'obtenir des estimations de coûts relatifs portant sur des technologies matures supérieures ou égales aux estimations conventionnelles à l'étape de pré faisabilité.

3.4.3 Conclusion de la première étude de cas

La méthode LBA a été évaluée dans deux projets ayant trait au domaine des pâtes et papier dans lesquels ont été implantées des technologies bien connues. Malgré le stade de développement élevé de ces technologies, l'emploi de la méthode LBA s'est tout de même avéré supérieur aux techniques d'estimation classiques pour différencier économiquement des options à un stade préliminaire du processus de conception du projet. Par conséquent, il est possible de déduire que l'application de la méthode LBA aux projets de bioraffinage s'avèrera encore plus pertinente, puisque le potentiel d'amélioration des estimations est plus grand dans un contexte où le niveau d'incertitude est plus élevé, ce qui est le cas dans le domaine du bioraffinage, où le stade de développement des technologies employées est faible.

3.5 Deuxième étude de cas

3.5.1 Définition du projet et de la base de conception

La deuxième étude de cas porte sur l'évaluation de plusieurs options de bioraffinage pouvant être intégrées à une usine. L'entreprise sur laquelle est basée cette étude cherche à valoriser la LPH extraite lors de la production de pâte à dissoudre. Parmi les différentes options possibles, l'entreprise a un fort intérêt envers la production de xylitol, ce qui est réalisable en employant un procédé chimique innovant. Toutefois, consciente qu'il y a plusieurs autres combinaisons de procédés et de produits potentiels, l'entreprise aimerait comparer l'option qu'elle privilégie de prime abord à d'autres possibilités.

L'usine étudiée est une usine de pâte à dissoudre kraft qui est située au Canada. Cette usine utilise 790 tonnes métriques sèches (BDt) de copeaux de bois dur par jour. Actuellement, une étape de pré-hydrolyse réalisée par extraction à l'eau chaude (EEC) est effectuée pour éliminer

l'hémicellulose. Cette dernière est brûlée dans la chaudière avec la liqueur noire. Si elle était plutôt employée dans un procédé de bioraffinage, 95 BDt par jour de LPH (~ 1900 m³/h à une teneur en matière sèche de 5 %) pourraient être converties en produits à valeur ajoutée. La liqueur est composée à 56,5 % d'oligomères (dont 43 % de xylane), 12,7 % de monomères, 16,6 % de lignine, 11,1 % d'acide acétique, 0,1 % de furfural et d'HMF et 3 % de cendres. La capacité des services de l'usine (traitement des déchets, vapeur, etc.) est suffisamment élevée pour que l'option de bioraffinage soit intégrée à l'usine sans qu'il faille l'augmenter;

L'IFC inclut le coût des équipements pour purifier, convertir et récupérer le produit, ainsi que le coût d'installation, le coût des disciplines de soutien nécessaire, le coût indirect et la contingence. Le CIT est égal à l'IFC auquel s'ajoute le fonds de roulement.

Le total du coût de production inclut les coûts de production variables (les matières premières, les utilités, la main-d'œuvre (y compris la supervision de celle-ci), l'entretien, les fournitures et les frais de laboratoire), les charges fixes (impôts fonciers et assurances) et les frais généraux. Les éléments suivants ont été exclus, car ils n'étaient pas pertinents pour l'industrie ou le type d'installation : coûts administratifs, coûts indirects des installations, loyer et investissements en recherche et développement. Le prix des matières premières et le coût des services publics sont basés sur des bilans de masse et d'énergie préliminaires; le tableau ci-dessous fait état des prix et des coûts considérés, indexés lorsque nécessaire. Le coût de la main-d'œuvre est estimé sur la base du nombre d'opérateurs requis pour chaque procédé en considérant un taux horaire (qui englobe les coûts indirects) de 65 \$ par heure, la supervision étant considérée comme représentant 15 % du coût de la main-d'œuvre.

Les hypothèses suivantes ont également été posées :

- L'étape d'EEC est exclue de l'étude, car elle est déjà mise en œuvre à l'usine;
- Le coût lié au terrain est considéré comme nul, puisqu'il s'agit d'une rétro-installation;
- Il est fait abstraction des taxes et des droits de douane associés au coût d'achat de l'équipement;
- Il est fait abstraction de la provision pour l'indexation des prix;
- L'usine fonctionne 345 jours par an;

- Il est fait abstraction des coûts liés au catalyseur d'hydrogénation, à la résine de chromatographie et aux cellules de levure;
- Aucun coût n'a été supposé pour la LPH, puisqu'en créant de l'espace dans la chaudière, la valorisation permettra d'augmenter la production de pâte dissoute;
- Il est fait abstraction du coût d'obtention des brevets et du versement des redevances;
- L'analyse de rentabilité a utilisé un amortissement accéléré, un taux d'actualisation de 6 % et un taux d'imposition de 26,6 % sur les profits pour tenir compte de l'impôt fédéral canadien et de l'impôt provincial québécois applicables aux entreprises.

Tableau 3.6 Coût des matières premières et des utilités

	Coût (\$/t)	Référence
NaOH	386	Bowen, 2020
Enzyme	4700	Hong et al., 2013
Hydrogène	1500	Collins, 2020
Nutriments (DAP)	430	Quinn, 2020
Source d'azote (CSL)	200	Tan et al., 2016
H ₂ SO ₄	150	Mazar et al., 2020
Urée (13 % N)	357	Quinn, 2020
H ₃ PO ₄ (75 %)	200	ECHEMI, 2020
Vapeur	12,40	Seider, Seader, et al., 2009
Eau de procédé	0,24	Intratec, 2007b
Eau de refroidissement	0,06	Intratec, 2007a
Électricité ¹ (\$/kWh)	0,05	Mazar et al., 2020

¹ Prix par kWh

Les données relatives aux coûts utilisés comme estimation initiale sont basées sur des travaux de la littérature (Gerbrandt, 2014 ; Mazar et al., 2020 ; Gilani, 2014 ; rapport NREL), des informations publiques (Wasilenkoff, 2018), des informations de partenaires et de devis de fournisseurs.

3.5.2 Produits et procédés de bioraffinage d'intérêt

À la suite d'échanges avec le partenaire, les combinaisons de procédés et de produits d'intérêt suivantes ont été retenues :

1. La production de xylitol par le procédé chimique classique;
2. La production de xylitol par une variation du procédé classique;

3. La production de xylitol par un procédé de fermentation;
4. La production de furfural;
5. La production d'un additif pour l'alimentation animale;
6. La production de biogaz.

Pour toutes ces options à l'exception du biogaz, la co-production d'acide acétique est également considérée dans l'analyse de rentabilité.

3.5.3 Niveau de développement et risques

Le tableau suivant détaille les différents risques identifiés initialement à la suite de la revue de la littérature.

Tableau 3.7 Analyse de risque initiale

Produit	Risque de marché	Score qualitatif	Risque technologique	Score qualitatif
Xylitol chimique classique	Compétition avec la Chine Suffisance de l'augmentation de la demande	Moyen	Procédé complexe : 1. Hydrolyse enzymatique 2. Séparation et purification (deux étapes de cristallisation)	Moyen
Xylitol variation chimique	Compétition avec la Chine Suffisance de l'augmentation de la demande	Moyen	Procédé complexe : 1. Hydrolyse enzymatique 2. Purification et récupération du xylitol	Moyen-élevé
Xylitol fermentation	Compétition avec la Chine Suffisance de l'augmentation de la demande	Moyen	Procédé complexe : 1. Hydrolyse enzymatique 2. Bioconversion du xylitol 3. Purification et récupération du xylitol Faible tolérance des micro-organismes aux inhibiteurs	Moyen
Furfural	Compétition avec la Chine Stagnation de la demande en Amérique du Nord	Moyen	Faible rendement du procédé Récupération du furfural complexe	Moyen

Additif pour l'alimentation animale	Marché vaste et volatil	Moyen	Problème de manutention	Moyen
Biogaz	Aucun, ne sera pas vendu sur le marché, mais utilisé à l'interne	Nul	Peu d'applications utilisant l'hémicellulose	Faible

Le risque de marché du xylitol est évalué à moyen; l'un des risques associés à ce produit est l'influence sur les prix que pourrait avoir la Chine, puisque cette dernière détient une part importante du marché. Une volatilité du prix pourrait engendrer des problèmes, comme c'est le cas pour les sucres C₅ en raison des surplus de production périodiques de la Chine (Gilani, 2014). Une demande plus faible que ce qui était anticipé pourrait également avoir une incidence sur le prix. Cependant, l'usine sur laquelle porte l'étude de cas est bien positionnée, car elle a un accès direct au marché nord-américain, qui constitue le marché le plus important mondialement. Pour les risques technologiques, la production de xylitol par hydrolyse enzymatique comporte certains risques, dont la quantité d'enzymes nécessaire et le taux de conversion (ce risque est présent pour l'ensemble des procédés de production de xylitol). Pour le procédé chimique classique, la séparation et la purification du xylose sont plus complexes et nécessitent plusieurs étapes supplémentaires, dont une étape de concentration, de chromatographie LMS, de cristallisation et de séparation. En fonction du rendement, une étape supplémentaire peut être nécessaire pour récupérer une partie du xylose perdu lors de la centrifugation des cristaux de xylose. Pour la variante du procédé chimique et celle du procédé par fermentation, une seconde étape de purification par chromatographie LMS est nécessaire pour séparer le xylitol des autres alditols dans la première variante ou alors le xylitol des sucres non convertis dans la seconde variante. La séparation requise par la seconde variante étant plus facilement réalisable que celle requise par la première variante, son risque technologique est moindre. Ainsi, la production de xylitol par la variante du procédé chimique a un risque technologique jugé moyen-élevé, étant donné le risque plus élevé liée à la récupération du xylitol. La conversion du xylose en xylitol par fermentation implique un certain risque en raison de l'incertitude quant à la performance des micro-organismes, qui dépend de leur tolérance aux inhibiteurs et donc de la composition de la liqueur. Néanmoins, le risque technologique est jugé moyen, puisque le procédé inclut plusieurs étapes de purification, dont la filtration, l'adoucissement et la chromatographie LMS, ce qui mitige ce risque.

Le risque de marché pour le furfural est considéré comme moyen. Il s'explique principalement par la concurrence de la Chine, qui est le plus grand producteur, par la volatilité des prix causée par les variations quantitatives de la production chinoise et par la faible croissance du marché en Amérique du Nord. La croissance de la demande est plus faible pour le furfural que pour le xylitol et, contrairement au xylitol, la croissance attendue se situe principalement en Asie. En revanche, une stratégie de pénétration de marché pouvant être envisagée pour le furfural pourrait porter sur le marché pharmaceutique en Amérique du Nord. Le score associé au risque technologique se justifie par le faible rendement de conversion potentiel et la complexité de l'étape de séparation et de purification.

Le risque de marché pour l'additif destiné à l'alimentation animale est moyen; il s'agit d'un vaste marché, mais la concurrence est forte. Les acheteurs potentiels ne donnent pas une grande valeur au produit, car ils peuvent se tourner vers plusieurs substituts. La signature de contrats avec des acheteurs locaux atténuerait le risque commercial en garantissant un marché à un prix convenu. Sur le plan technologique, le seul risque est lié à la viscosité élevée, voire à la solidification de l'additif lorsque sa concentration est de 70 %, soit la concentration requise pour être employée dans l'alimentation animale. Cet épaississement pourrait occasionner des problèmes de manutention.

L'option de production de biogaz n'implique aucun risque de marché, puisqu'il serait utilisé directement par l'usine pour remplacer une partie du gaz naturel actuellement acheté. Sur le plan technologique, le risque est faible, puisqu'il s'agit d'une technologie mature, mais les fournisseurs ont moins d'expérience dans la production de biogaz avec, comme matière première, de la LPH.

La figure suivante montre le niveau de développement des différentes options. Aucune technologie à l'échelle laboratoire n'a été considérée. Le procédé considéré pour la production de furfural n'est pas aussi mature que le procédé classique, mais des essais à l'échelle pilote ont été réalisés (Mazar et al., 2020). Des essais à l'échelle pilote ont également été réalisés pour la production de xylitol par la variation du procédé chimique et par fermentation (Wasilenkoff, 2018; zuChem, 2013). Comparativement au procédé conventionnel, ces procédés comportent une part d'innovation, qui induit plus d'incertitude et de risque, car moins d'information est connue à leur sujet et ils n'ont pas encore été mis à l'échelle. Toutefois, pour le procédé de xylitol par variation du procédé chimique et par fermentation, un projet pour la mise à l'échelle de démonstration est actuellement envisagé. Les procédés pour la production de biogaz, d'un additif alimentaire pour animaux et de

xylitol produit par la voie chimique classique sont matures et ont été implantés industriellement à grande échelle. L'intérêt des technologies à plus faible niveau de développement se situe dans la présence d'innovations ayant le potentiel de rendre les procédés employant de telles innovations plus compétitifs.

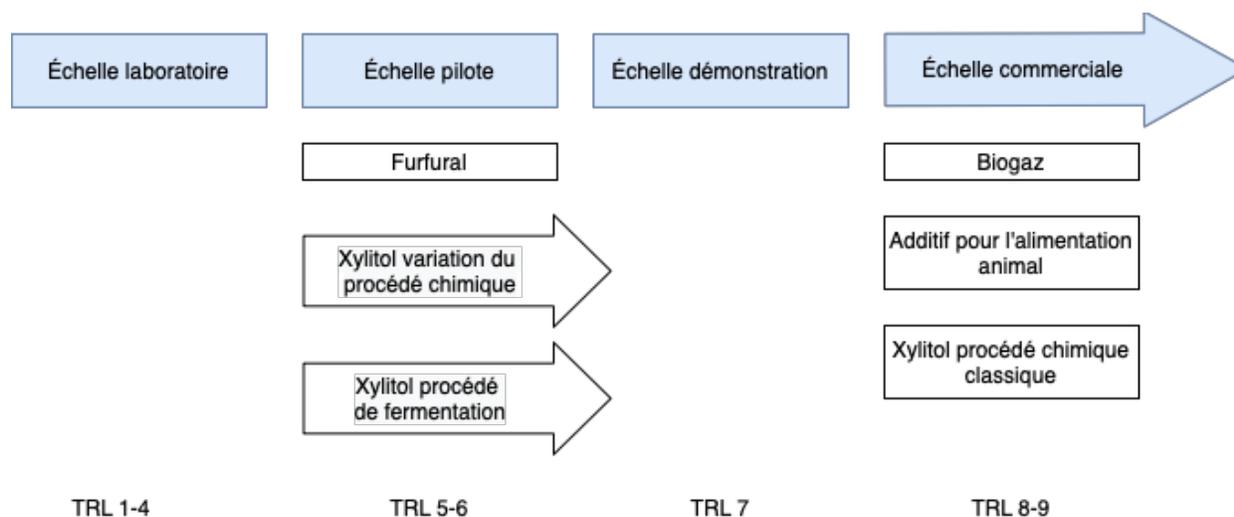


Figure 3.8 Niveaux de développement des options évaluées

3.5.4 Application de la méthode LBA

La méthode LBA présentée précédemment a été employée afin de comparer et de trier les différentes options considérées. D'abord, les données de référence et de coûts ont été recueillies auprès de plusieurs sources en fonction de leur disponibilité (proposition technique et commerciale du fournisseur, discussion avec des experts, revue de la littérature, rapports et informations publiques). Les différents procédés ont été analysés afin de comprendre en quoi les processus différaient et s'il y avait présence d'innovation. Une structure de coûts a été définie en se basant sur l'estimation de coûts recueillie qui était la plus détaillée, et ce, afin d'analyser et de comparer la portée des estimations. Cela a permis de déceler les coûts manquants et de comprendre la base de calcul des différentes estimations. La base des coûts des estimations initiales a été adaptée pour mettre les coûts sur une base commune adaptée à l'étude de cas. Par exemple, lorsque cela était requis, les équipements ont été mis à l'échelle et les coûts ont été indexés, tandis que les coûts manquants ont été ajoutés. La structure de coûts a été affinée en fonction du plus haut niveau de détails possible, selon les estimations initiales obtenues, les pratiques de l'industrie et les unités d'opération.

Ensuite, l'estimation du procédé chimique classique a été sélectionnée comme « cas de base », puisqu'il s'agissait de la meilleure estimation disponible. Les coûts du cas de base ont été utilisés pour estimer les coûts des autres processus. Pour ce faire, une base d'ajustement a été définie et, en fonction de la comparaison des procédés, les différences de coûts entre les autres procédés et le cas de base ont été mises en lumière. Enfin, les estimations relatives obtenues par la méthode LBA ont été comparées aux estimations initiales afin de cerner et de comprendre les principales différences.

Le tableau suivant montre le résultat obtenu pour les CIT. Davantage de détails sur les ajustements de coût sont explicités à l'annexe C.

Tableau 3.8 Coûts d'investissement totaux (adapté de Trottier, Myers, et al. (2021))

	Xylitol classique chimique	Xylitol variation chimique	Xylitol fermentation	Furfural	Additif alim. animal	Biogaz
Coûts directs						
Coût des équipements du procédé par aire						
Conditionnement	35,3 M\$	23,9 M\$	20,1 M\$	4,6 M\$	4,3 M\$	0,5 M\$
Conversion	4,8 M\$	12,2 M\$	7,8 M\$	0,1 M\$	-	4,1 M\$
Récupération du produit	1,4 M\$	4,3 M\$	7,6 M\$	0,2 M\$	-	0,09 M\$
Total du coût des équipements du procédé	41,5 M\$	40,4 M\$	35,5 M\$	4,9 M\$	4,3 M\$	4,6 M\$
Installation et disciplines de soutien						
Installation	11,2 M\$	13,7 M\$	12,6 M\$	2,0 M\$	1,1 M\$	2,2 M\$
Tuyauterie	12,5 M\$	13,2 M\$	11,0 M\$	1,4 M\$	0,6 M\$	0,1 M\$
Électricité, instrumentation et contrôle	6,2 M\$	6,1 M\$	5,3 M\$	0,8 M\$	0,4 M\$	0,9 M\$
Construction	10,9 M\$	10,6 M\$	8,9 M\$	1,2 M\$	0,3 M\$	1,0 M\$
Infrastructures de service, préparation du site						
Total installation et disciplines de soutien	40,8 M\$	43,5 M\$	37,9 M\$	5,4 M\$	2,4 M\$	4,2 M\$
Coûts indirects						
Ingénierie	16,5 M\$	16,8 M\$	16,8 M\$	2,6 M\$	0,7 M\$	0,9 M\$
Construction & honoraires de l'entrepreneur	4,1 M\$	4,2 M\$	3,7 M\$	0,5 M\$	0,3 M\$	0,4 M\$
Frais du propriétaire	5,1 M\$	5,1 M\$	4,5 M\$	0,7 M\$	0,4 M\$	0,5 M\$
Mise en service	0,5 M\$	0,4 M\$	0,3 M\$	0,04 M\$	0,0 M\$	0,04 M\$
Total des coûts indirects	26,2 M\$	26,5 M\$	23,2 M\$	3,8 M\$	1,4 M\$	1,9 M\$
Contingence	19,1 M\$	19,4 M\$	17,0 M\$	2,5 M\$	1,4 M\$	1,9 M\$
Investissement fixe en capital	127,6 M\$	129,9 M\$	113,6 M\$	16,6 M\$	9,6 M\$	12,6 M\$
Fonds de roulement	0,6 M\$	0,9 M\$	0,5 M\$	0,2 M\$	0,1 M\$	0,01 M\$
Coût d'investissement total (CIT)	128,1 M\$	130,7 M\$	114,0 M\$	16,8 M\$	9,6 M\$	12,6 M\$

La différence dans le CIT entre les procédés permettant de produire du xylitol s'explique majoritairement par la divergence du coût de leurs équipements, puisque ces coûts ont une incidence sur l'estimation des autres coûts directs ainsi que des coûts indirects. La différence dans le coût de l'équipement pour l'aire de conditionnement est cohérente avec le niveau de purification requis pour chaque option. Le coût de conversion plus élevé pour la variation du procédé chimique s'explique par la nécessité d'avoir un réacteur plus grand et pouvant supporter une plus haute pression. En effet, la solution de sucres entrant dans le réacteur étant moins concentrée, il est nécessaire de traiter un plus grand volume. De plus, les conditions d'opération diffèrent de celles du procédé chimique classique. Le coût de la conversion pour le procédé par fermentation est également plus élevé, bien que ses conditions d'opération soient plus douces, puisque le volume à traiter est également plus important que celui pour le procédé classique et que le procédé par fermentation comporte une plus grande complexité de fabrication. De même, son matériau de fabrication est plus dispendieux et ne peut pas être substitué en raison de préoccupations liées à la croissance de bactéries pouvant nuire au rendement. En ce qui a trait à la différence de coût associée à la récupération du produit, celle-ci s'explique par l'étape de purification supplémentaire requise pour la variation du procédé chimique ainsi que pour la fermentation. Dans le premier cas, cette étape permet de séparer et de récupérer une plus grande partie du xylitol produit, puisque celui-ci est mélangé avec d'autres alditols à sa sortie du réacteur. En ce qui a trait à la fermentation, la purification permet de séparer le xylitol des autres sucres non convertis et d'enlever les corps colorés résiduels. Pour le furfural, le CIT est beaucoup plus faible, étant donné que moins d'équipements sont nécessaires pour l'étape de purification et que le procédé est en continu. La production d'un additif pour l'alimentation animale a le CIT le plus bas, puisque le procédé est très simple et nécessite uniquement un évaporateur. Finalement, le CIT pour la production du biogaz s'avère moins élevé que celui de la plupart des autres procédés, puisque le procédé ne comporte pas beaucoup d'unités d'opération comparativement aux procédés de xylitol et de furfural.

Des résultats similaires à ceux du CIT ont été obtenus pour les coûts de production totale, c'est-à-dire que les options conservent le même ordonnancement lorsqu'on compare le coût des six options. Le tableau suivant résume les résultats obtenus.

Tableau 3.9 Coût de production totale annuel

	Xylitol classique chimique	Xylitol variation chimique	Xylitol fermentation	Furfural	Additif alim. animal	Biogaz
Coût de production total	15,7 M\$	15,8 M\$	13,9 M\$	7,0 M\$	2,2 M\$	3,2 M\$

Les différences de coûts s'expliquent principalement par le coût des matières premières, les coûts des procédés de xylitol étant les plus élevés en raison du coût des enzymes et, inversement, le procédé de production d'un additif pour l'alimentation animale nécessite seulement du caustique. La quantité de main-d'œuvre requise a également une incidence importante sur les coûts de production. Les procédés de xylitol sont ceux qui nécessitent le plus grand nombre d'opérateurs en raison du plus grand nombre d'équipements qu'ils requièrent, alors que les procédés de production d'un additif pour l'alimentation animale et de biogaz ont des besoins très faibles en main-d'œuvre. De plus, le coût de l'IFC se répercute indirectement sur les coûts de production, puisqu'il est à la source de l'estimation du coût des taxes de propriété, des assurances et de la maintenance.

3.5.5 Analyse du risque de marché et technologique

À la suite de l'évaluation des coûts par la méthode LBA et des discussions postérieures avec certaines des personnes qui ont réalisé et fourni les estimations initiales ainsi qu'avec des experts, certains aspects de l'analyse de risque initiale ont été affinés. Tout d'abord, un long délai d'accréditation des procédés de fabrication du xylitol, du furfural et de production d'additifs alimentaires pour animaux pourrait être problématique (cette préoccupation est inexistante pour le biogaz, puisque celui-ci ne fera pas l'objet d'une accréditation, étant utilisé uniquement à l'interne). Ce risque est cependant faible pour le xylitol à usage alimentaire, pour lequel le délai d'accréditation est d'environ neuf mois. Ce risque est également considéré comme faible pour l'additif alimentaire pour animaux, où les contraintes et les exigences ne devraient pas dépasser celles relatives à l'alimentation humaine. Cependant, l'accréditation pour le xylitol destiné à un usage pharmaceutique est d'environ 5 ans et toute modification du processus nécessite une revalidation complète. Le segment pharmaceutique du xylitol est petit et contraignant, à la fois en matière de processus et de contrats d'approvisionnement, tandis que le marché alimentaire est en croissance en Amérique du Nord et n'est pas aussi contraignant. La totalité de la production envisagée pourrait être vendue sur ce marché, contrairement au marché pharmaceutique, qui ne

pourrait absorber l'entièreté de la production. Un autre risque mis de l'avant lors de ces discussions est la baisse envisageable du prix du xylitol. Actuellement, ce produit est considéré comme un édulcorant de spécialité, mais au fur et à mesure que l'offre augmentera, il y a de fortes chances que le xylitol devienne un produit de base et que son prix baisse. En ce qui concerne les risques technologiques, les discussions avec les experts ont mis en lumière le risque associé à l'obtention d'un faible rendement de conversion pour le procédé de variation chimique, ce qui augmente le risque que représente cette option. En effet, le rendement prédit par le développeur de la technologie pour l'hydrogénation d'une solution de sucres est très optimiste par rapport à celui obtenu industriellement pour une solution de xylose pure. Quant au procédé par fermentation, la bioconversion du xylitol est un risque qui avait déjà pris en compte, mais à la suite des discussions, ce risque est apparu plus critique en raison de la complexité du procédé. En effet, il comporte une gestion complexe entre les lots et requiert impérativement une étape d'assainissement intensive afin d'éviter à tout prix la croissance de bactéries, ce qui entraîne un temps d'arrêt considérable. En outre, il faut s'assurer qu'il y a absence de porosités et d'arêtes et que les conduites, l'écoulement et le réacteur sont bien conçus, puisqu'autrement, la matière pourrait s'accumuler à certains endroits, ce qui est susceptible de causer des problèmes de développement de bactéries. À la lumière de ces nouvelles informations, le niveau de risque du processus de fermentation a été rehaussé, comme on peut le voir dans le tableau 3.10.

En ce qui concerne le furfural, aucune croissance de ce marché n'est anticipée en Amérique du Nord. Le débouché le plus prometteur serait le marché pharmaceutique local, un marché à forte valeur ajoutée, mais de taille modeste. De plus, tel que mentionné ci-dessus lors de l'analyse du xylitol, le temps d'accréditation pour ce procédé est long et peut l'être encore plus lorsque le procédé inclut de l'innovation, compte tenu des différents ajustements et modifications qui seront nécessaires. Pendant cette période précédant l'accréditation pharmaceutique, les débouchés se limiteront au marché industriel, plus incertain et principalement situé en Asie, une région où le marché est plus volatil et où il sera difficile d'être concurrentiel en raison des coûts d'exportation et de la taille des usines déjà en fonction localement. Considérant les risques ciblés précédemment et la compréhension accrue, après discussions, du risque associé au marché pharmaceutique, le risque de marché pour le furfural a été réévalué à la hausse.

Le tableau 3.10 présente le résumé de l'analyse du risque de marché et du risque technologique. Les changements apportés à la suite des nouvelles informations obtenues sont indiqués par un astérisque.

Tableau 3.10 Analyse du risque finale (adapté de Trottier, Myers, et al. (2021))

Produit	Risque de marché	Score qualitatif	Risque technologique	Score qualitatif
Xylitol chimique classique	Compétition avec la Chine Suffisance de l'augmentation de la demande Temps d'accréditation* Effondrement du prix*	Moyen	Procédé complexe : 1. Hydrolyse enzymatique 2. Séparation et purification (deux étapes de cristallisation)	Moyen
Xylitol variation chimique	Compétition avec la Chine Suffisance de l'augmentation de la demande* Temps d'accréditation* Effondrement du prix*	Moyen	Procédé complexe : 1. Hydrolyse enzymatique 2. Purification et récupération du xylitol Faible taux de conversion*	Élevé*
Xylitol fermentation	Compétition avec la Chine Suffisance de l'augmentation de la demande Temps d'accréditation* Effondrement du prix*	Moyen	Procédé complexe : 1. Hydrolyse enzymatique 2. Bioconversion du xylitol 3. Purification et récupération du xylitol Faible tolérance des micro-organismes aux inhibiteurs	Élevé*
Furfural	Compétition avec la Chine Stagnation de la demande en Amérique du Nord* Temps d'accréditation*	Élevé	Faible rendement du procédé Récupération du furfural complexe	Moyen
Additif pour l'alimentation animale	Marché vaste et volatil Temps d'accréditation*	Moyen	Problème de manutention	Moyen
Biogaz	Aucun, ne sera pas vendu sur le marché, mais utilisé à l'interne	Nul	Peu d'applications utilisant l'hémicellulose	Faible

3.5.6 Analyse de rentabilité

Les scénarios définis précédemment ont été évalués en utilisant les coûts d'investissement et les coûts de production résultant de la méthode LBA pour les procédés principaux. Pour les options considérant la production d'acide acétique comme un coproduit (soit toutes les options à l'exception du biogaz), le coût de ce procédé a été ajouté à l'analyse de rentabilité. Les données propres à ce procédé sont tirées de la littérature (Mazar et al., 2020), puis ont été adaptées aux différents scénarios. Les figures suivantes montrent les résultats obtenus pour le taux de rentabilité interne (TRI) et la valeur actuelle nette (VAN). Les résultats sont présentés plus en détail à l'annexe C.

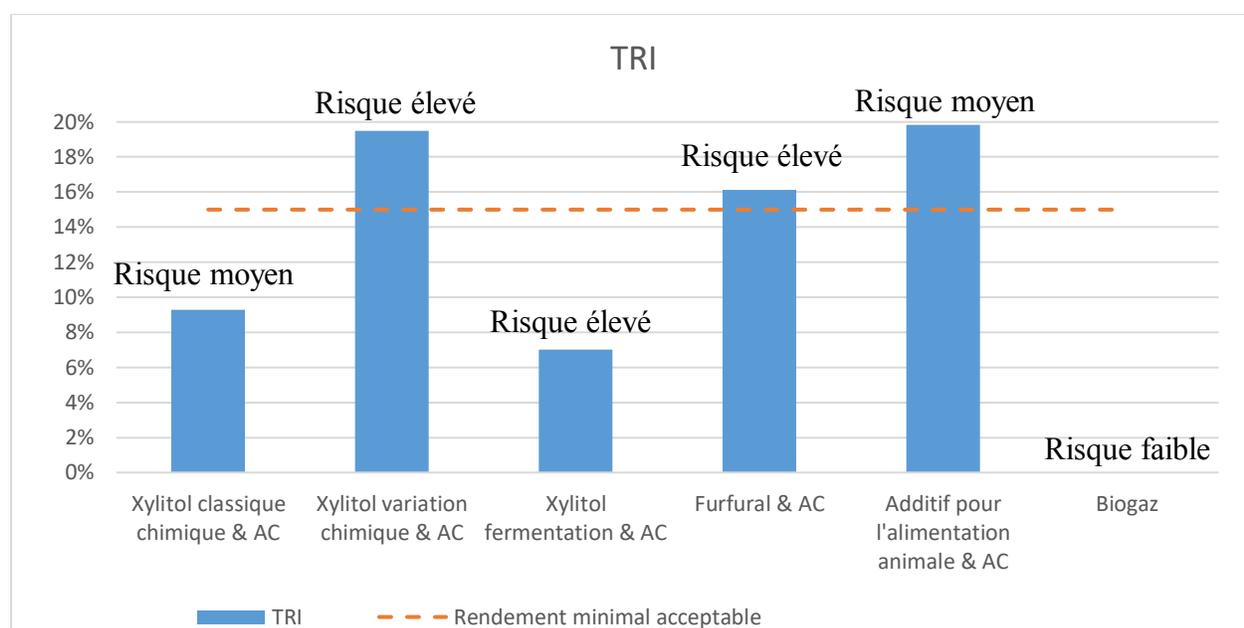


Figure 3.9 TRI pour les différentes options (adaptée de Trottier, Myers, et al. (2021))

Selon le TRI, la production de xylitol par le procédé chimique classique et par le procédé de fermentation, ainsi que la production de biogaz pour remplacer une partie du gaz naturel consommé par l'usine ne sont pas des options intéressantes par rapport aux trois autres. De plus, bien que la production d'additifs pour l'alimentation animale ait un bon rendement, cette option n'offre pas un gain potentiel élevé, comme le montre la figure 3.10. Cet aspect défavorable est toutefois compensé par son risque technologique plus faible. La production de xylitol par variation du processus chimique et la production de furfural offrent toutes deux des performances acceptables à un niveau de risque plus élevé. De fait, le procédé de variation chimique pour la production de xylitol présente

un niveau de risque technologique élevé. Quant au furfural, c'est celui dont le risque de marché est le plus élevé, tout en ayant un niveau de risque technologique non négligeable.

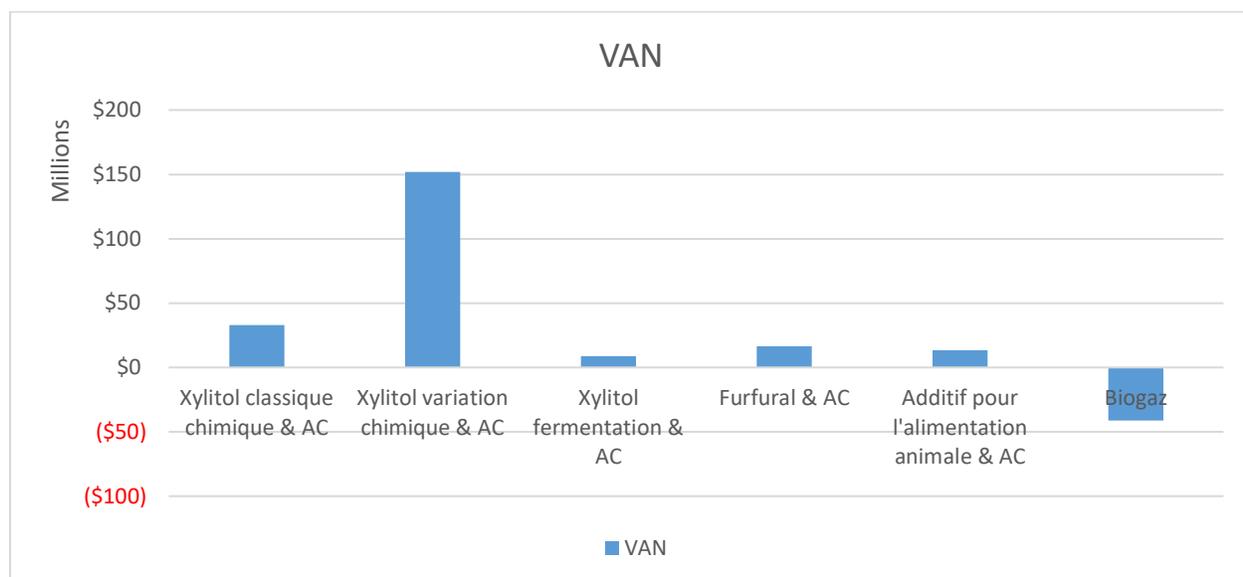


Figure 3.10 VAN pour les différentes options (adaptée de Trottier, Myers, et al. (2021))

Du point de vue de la VAN (figure 3.10), le xylitol produit par la variation du processus chimique offre le plus grand potentiel de gain. Cela s'explique par le fait qu'il s'agit de l'option de valorisation dont le prix de vente est le plus élevé et que la production de xylitol par la variation du processus chimique est celle qui offre le meilleur rendement. Le furfural et l'additif pour l'alimentation animale offrent un potentiel de gain moindre. Le biogaz engendre des pertes, puisque son « prix de vente » correspond à l'économie que réaliserait l'usine en remplaçant une partie du gaz naturel qu'elle utilise actuellement et pour lequel elle doit déboursier une certaine somme. Or, le coût de production du biogaz surpassant celui du gaz naturel, cette substitution ferait plutôt augmenter les dépenses de l'usine. À la lumière de ces résultats, on peut constater que le xylitol par la variation du procédé chimique classique, le furfural et l'additif pour l'alimentation animale ont tous les trois un rendement minimal acceptable. La production de xylitol par la variation du procédé chimique classique demeure intéressante, mais l'application de la méthode LBA a mis en évidence un niveau de risque technologique plus élevé et, notamment, le fait que le rendement de conversion de ce procédé était potentiellement surestimé. Afin de mitiger ce risque, des essais futurs devraient être menés avec la LPH de l'usine pour valider le rendement pouvant réellement être obtenu. De même, la production de furfural présente également un intérêt, mais l'application de la méthode LBA a révélé un risque de marché important. Pour limiter ce risque, une recherche

de partenaires potentiels pourrait être entreprise afin de cibler des acheteurs potentiels et de mieux déterminer le prix qu'ils seraient prêts à payer. Ces deux options devraient donc être retenues pour une étude plus approfondie. La production d'un additif destiné à l'alimentation animale devrait également être conservée comme option à risque plus faible. Le choix entre ces trois options dépendra donc de l'intérêt de l'entreprise (sa tolérance aux risques, sa capacité à faire un investissement total en capital important, ses partenaires potentiels ou encore, les synergies entre ses produits phares et le nouveau produit). Il est pertinent de noter que les nouveaux scores de l'analyse du risque finale nuancent les conclusions : sans l'apport de la méthode LBA, le niveau de risque pour les options de production de furfural et de xylitol retenues n'aurait pas été aussi élevé. Cela aurait rendu l'option de la production d'un additif pour l'alimentation animale beaucoup moins attrayante, puisqu'elle aurait alors été comparée à deux options présentant un niveau de risque comparable, mais ayant des rendements anticipés supérieurs.

CHAPITRE 4 DISCUSSION GÉNÉRALE

La comparaison économique de plusieurs procédés de bioraffinage est complexifiée par le fait que les estimations employées proviennent de différents fournisseurs. De même, les méthodes d'estimation et la portée de celles-ci varient selon les différents soumissionnaires. Il arrive fréquemment que la base de conception et les données soient vagues, que les technologies employées soient à des niveaux de maturité différents et qu'il y ait présence d'incertitude. En début de processus, puisque le but est de trier les options afin de cibler quelles options privilégier, il est impératif d'avoir des coûts relatifs, tandis que l'obtention de coûts absolus n'est pas nécessaire à ce stade. Plus le processus de décision est avancé, plus les ressources qui lui sont consacrées sont importantes, un tri efficace effectué le plus tôt possible dans le processus décisionnel est souhaitable afin de recenser les options ayant le plus de potentiel tout en limitant les coûts d'évaluation. Cela a motivé le développement d'une méthode permettant de traiter systématiquement l'information recueillie afin d'obtenir des estimations comparables adéquates pour la prise de décision tôt dans le processus de développement.

Une méthode systématique pour appliquer LBA afin d'obtenir des coûts relatifs a été proposée. La méthode a été illustrée et évaluée dans deux projets de pâtes et papiers dans lesquels des technologies bien connues ont été mises en œuvre. Malgré le stade de développement élevé de ces technologies, la méthode LBA s'est avérée supérieure aux techniques d'estimation classiques pour différencier économiquement les options en début de processus de conception du projet, et ce, grâce à de meilleures estimations relatives. En ce qui a trait aux coûts absolus, les résultats obtenus démontrent l'incidence qu'a la qualité de l'estimation initiale choisie comme cas de base sur l'ensemble des autres options évaluées.

La méthode LBA a également été appliquée dans une étude de cas portant sur l'intégration d'une bioraffinerie à une usine de pâte à dissoudre existante. L'emploi de cette méthode visait à estimer les coûts de plusieurs combinaisons de procédé et de produit potentielles à différents niveaux de développement dans le but de les comparer, en prenant en compte leur performance économique et leurs risques. L'analyse et la comparaison des procédés et des estimations initiales ainsi que l'étape d'affinage des estimations révèlent de nouvelles informations permettant non seulement d'améliorer les estimations, mais également de mieux comprendre et d'évaluer les différents risques propres à chaque option. La comparaison entre l'estimation initiale et l'estimation relative

(cette dernière étant obtenue en se basant sur le cas de base, qui est généralement une technologie plus mature) permet de limiter l'optimisme ou l'ambition du développeur de la technologie. Un exemple éloquent de cela est la sous-évaluation du coût de l'équipement pour la production de xylitol par la variation du procédé chimique dans l'estimation initiale, qui est clairement apparue après avoir réalisé cette étape. La comparaison présente également l'avantage d'atténuer le risque d'oublier certains coûts.

Afin d'appliquer la méthode LBA, il est nécessaire :

- de connaître suffisamment les procédés étudiés, afin d'être en mesure de comprendre en quoi ils diffèrent;
- d'avoir de l'expérience en estimation de coûts, afin d'être capable de quantifier monétairement les différences entre les procédés;
- d'avoir une bonne communication avec les développeurs ou fournisseurs de technologie, afin d'effectuer une comparaison juste des procédés et de comprendre comment les coûts ont été estimés. Cela est particulièrement vrai dans le cas de nouvelles technologies, où moins d'informations publiques sont disponibles.

Ces besoins font ressortir certaines limitations, dont celle associée au niveau d'expérience requis pour appliquer efficacement la méthode. En effet, les ajustements effectués pour obtenir les estimations relatives, ainsi que l'étape de comparaison et d'affinage final réalisée en discutant avec les entreprises reposent sur le jugement de l'estimateur et la coopération des différentes entreprises concernées. Pour cette raison, la méthode LBA doit être appliquée par des personnes ayant une expérience dans l'estimation des coûts et une connaissance des processus évalués pour pouvoir estimer correctement tous les scénarios à partir du cas de base. Même avec de l'expérience, la présence de certaines incertitudes est inévitable, mais celles-ci peuvent être réduites grâce à la comparaison. De plus, si les options présentent très peu de similitudes, voire aucune, moins d'éléments du coût peuvent être comparés, ce qui limite l'amélioration potentielle pouvant être obtenue en employant cette méthode. La communication avec les estimateurs initiaux afin d'avoir une bonne compréhension est importante, car beaucoup d'hypothèses sous-jacentes aux coûts ne sont pas explicites. D'ailleurs, l'application de la méthode LBA dans un contexte universitaire, comme ce fut le cas dans la deuxième étude de cas, a été particulièrement difficile en raison du peu d'information publiquement accessible et de la volonté limitée des entreprises à en communiquer

davantage. Toutefois, dans un contexte industriel (par exemple, si une firme de consultation est mandatée par une entreprise pour évaluer plusieurs options), l'obtention d'information sera normalement plus facile. De plus, dans un processus d'appel d'offres, les entreprises intéressées à y prendre part devraient naturellement être plus enclines à communiquer certaines informations en raison de l'incitatif de vente évident. En contrepartie, l'enjeu de la confidentialité des données ne devrait pas poser autant problème dans ce contexte, contrairement à celui d'un mémoire universitaire ayant pour vocation d'être publié. Les développeurs de technologie ont particulièrement intérêt à partager de l'information, car l'emploi de la méthode LBA pour évaluer leur technologie dans un contexte d'implantation de projets industriels leur permettra d'améliorer leur estimation ou de la valider. Cependant, bien que la méthode LBA permette de nuancer les coûts des technologies moins matures avec ceux des technologies plus avancées dans le processus de développement, en mettant en lumière les erreurs ou les éléments manquants, cette méthode ne tient pas compte de la courbe d'apprentissage propre à chaque technologie.

CHAPITRE 5 CONCLUSION

Le déclin du secteur des pâtes et papiers est bien visible : au Québec, entre 2017 et 2020, trois usines ont fermé de façon permanente alors que dix-sept autres usines ont été touchées par une réduction du personnel ou une fermeture temporaire (Ministère des Forêts de la Faune et des Parcs, 2020). La capacité de ce secteur à innover en offrant de nouveaux produits répondant aux besoins du marché est un élément clé pour l'avenir de l'industrie de la transformation des produits forestiers (Ministère des Forêts de la Faune et des Parcs, 2021). L'intégration d'une bioraffinerie est une solution envisageable pour les entreprises de pâtes et papiers. Toutefois, plusieurs options pour valoriser la LPH sont possibles, mais leur comparaison économique constitue un obstacle, et ce, en raison de la présence de différentes technologies qui n'ont pas toutes le même degré de maturité. Il est donc difficile de prendre une décision éclairée quant aux options à privilégier. Par conséquent, l'usage d'une méthode systématique permettant l'évaluation des coûts et des retombées économiques est nécessaire afin de comparer les différentes options envisageables dans le domaine du bioraffinage et d'aider les entreprises tôt dans le processus de prise de décision.

La principale contribution de ce projet de recherche est la formalisation d'une méthode pour appliquer systématiquement LBA. Celle-ci a été présentée dans une première étude qui comportait deux projets de technologies matures : le premier, plus simple, a permis d'illustrer et de concrétiser l'application des différentes étapes de la méthode proposée, alors que le deuxième, plus complexe, a permis une application plus typique d'un projet de rétro-installation. La méthode proposée a également été évaluée dans la première étude de cas en comparant les résultats obtenus par l'emploi de la méthode LBA à ceux au stade définitif d'une firme d'ingénierie ayant préalablement évalué ces projets à plusieurs niveaux du processus de conception. Les résultats de cette comparaison démontrent que la méthode LBA permet d'obtenir des estimations de coûts adéquates au stade préliminaire du processus de décision et que les estimations relatives ont été améliorées par l'application de la méthode LBA.

De plus, dans la deuxième étude de cas, la méthode LBA a été appliquée afin d'estimer les coûts relatifs tôt dans le processus de décision portant sur plusieurs options de produits et procédés du domaine de bioraffinage à différents niveaux de développement. Bien que certaines technologies étaient très différentes, l'application de la méthode LBA a tout de même été possible grâce aux

nombreux éléments du coût de la balance des installations qui étaient présents dans tous les projets. Notons que la méthode LBA a été appliquée à des projets du domaine des pâtes et papiers lors de ce projet de recherche, mais que son potentiel d'utilité ne se limite pas à ce secteur. Il serait envisageable que celle-ci soit bénéfique pour l'évaluation d'autres types de nouvelles technologies.

RÉFÉRENCES

- Albuquerque, T. L. d., da Silva, I. J., de Macedo, G. R., & Rocha, M. V. P. (2014). Biotechnological production of xylitol from lignocellulosic wastes: A review. *Process Biochemistry*, 49(11), 1779-1789. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.procbio.2014.07.010>
- Allen, L., Arato, C., Brix, T., Clarke, P. A., Davies, J., Gene, B., . . . Sugden, D. (2019). *Processes to create multiple value streams from biomass sources*.
- ASTM International. (2019). *Standard Classification for Cost Estimate Classification System* (
- Bailey, M. P. (2017). Bio-based xylitol lowers production costs. *CHEMICAL ENGINEERING*, 124(8), 8.
- Benali, M. (2015). I-BIOREF Software – Modeling and Analysis for Technical, Economic, and Environmental Assessment of Biorefinery Processes.
- Benali, M., Jeaidi, J., Mansoornejad, B., Ajao, O., Gilani, B., & Ghavidel Mehr, N. (2018). Decision support systems for assessment of biorefinery transformation strategies. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 96(10), 2155-2175. <https://doi.org/10.1002/cjce.23301>
- Bowen, B. (2020). Caustic soda. *ICIS Chemical Business*, 298(2), 62. <https://search.proquest.com/docview/2436362306?accountid=40695>
- Brownlee, H. J., & Miner, C. S. (1948). Industrial Development of Furfural. *Industrial & Engineering Chemistry*, 40(2), 201-204.
- Buchner, G. A., Zimmermann, A. W., Hohgräve, A. E., & Schomaäcker, R. (2018). Techno-economic Assessment Framework for the Chemical Industry-Based on Technology Readiness Levels. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 57, 8502-8517. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b01248>
- Cai, C. M., Zhang, T., Kumar, R., & Wyman, C. E. (2014). Integrated furfural production as a renewable fuel and chemical platform from lignocellulosic biomass. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 89(1), 2-10. <https://doi.org/10.1002/jctb.4168>. <https://doi.org/https://doi.org/10.1002/jctb.4168>
- Canada Energy Regulator. (2020). *Commodity Prices and Trade Updates*. <https://www.cer-rec.gc.ca/en/data-analysis/energy-commodities/commodity-prices-trade-updates/>
- Carvalho, F., Duarte, L. s. C., & Gírio, F. M. (2008). Hemicellulose biorefineries: a review on biomass pretreatments. *Journal of Scientific & Industrial Research*, 67, 849-864.
- Cheng, H., & Wang, L. (2012). Lignocelluloses Feedstock Biorefinery as Petrorefinery Substitutes. Dans *Biomass Now – Sustainable Growth and Use*. INTECH.
- Christensen, P., & Dysert, L. R. (2005). *COST ESTIMATE CLASSIFICATION SYSTEM – AS APPLIED IN ENGINEERING, PROCUREMENT, AND CONSTRUCTION FOR THE PROCESS INDUSTRIES*.
- Christensen, P., Dysert, L. R., Bates, J., Borowicz, J. J., Bredehoeft, P. R. J., Brown, R. B., . . . Plumery, R. C. (2019). *AACE International Recommended Practice No. 18R-97 COST ESTIMATE CLASSIFICATION SYSTEM – AS APPLIED IN ENGINEERING*,

PROCUREMENT, AND CONSTRUCTION FOR THE PROCESS INDUSTRIES (AACE International).

- Claypool, J. T., & Raman, D. R. (2013). Development and validation of a technoeconomic analysis tool for early-stage evaluation of bio-based chemical production processes. *Bioresour Technol*, 150, 486-495. <https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.08.094>
- Code of Federal Regulations. (2020). <https://www.accessdata.fda.gov/scripts/cdrh/cfdocs/cfCFR/CFRSearch.cfm?fr=573.520>
- Collins, L. (2020). 'Green hydrogen' on sale in open market at 80% higher price than grey H₂. <https://www.rechargenews.com/transition/green-hydrogen-on-sale-in-open-market-at-80-higher-price-than-grey-h2/2-1-743348>
- Cortes-Peña, Y., Kumar, D., Singh, V., & Guest, J. S. (2020). BioSTEAM: A Fast and Flexible Platform for the Design, Simulation, and Techno-Economic Analysis of Biorefineries under Uncertainty. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 8(8), 3302–3310. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.9b07040>
- Dashtban, M., Gilbert, A., & Fatehi, P. (2012). Production of furfural: overview and challenges. *Journal of Science & Technologie for Forest Products Processes*, 2(4), 44-53.
- Delgado Arcaño, Y., Valmaña García, O. D., Mandelli, D., Carvalho, W. A., & Magalhães Pontes, L. A. (2018). Xylitol: A review on the progress and challenges of its production by chemical route. *Catalysis Today*, 344, 2-14. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.cattod.2018.07.060>
- Direction de l'analyse du marché du travail. (2020). *Portrait sectoriel du Québec 2018-2020 : Fabrication du papier*. Gouvernement du Canada. https://www.guichetemplois.gc.ca/content_pieces-eng.do?cid=11268
- Duan, C., Li, J., Ma, X., Chen, C., Liu, Y., Stavik, J., & Ni, Y. (2015). Comparison of acid sulfite (AS)- and prehydrolysis kraft (PHK)-based dissolving pulps. *Cellulose*, 22(6), 4017-4026. <https://doi.org/10.1007/s10570-015-0781-1>
- Dysert, L. R. (2003). Sharpen Your Cost Estimating Skills. *Cost Engineering*, 45(6).
- E4tech, RE-CORD, & WUR. (2015). *From the Sugar Platform to biofuels and biochemicals : Final report for the European Commission Directorate-General Energy*.
- ECHEMI. (2020). *Market Price & Insight*. <https://www.echemi.com/productsInformation/pd20150901061-phosphoric-acid.html>
- Ereev, S. Y., & Patel, M. K. (2012). Practitioner's Section Standardized cost estimation for new technologies (SCENT) - methodology and tool. *Journal of Business Chemistry* 9(1), 31-48.
- Felipe Hernández-Pérez, A., de Arruda, P. V., Sene, L., da Silva, S. S., Kumar Chandel, A., & de Almeida Felipe, M. d. G. (2019). Xylitol bioproduction: state-of-the-art, industrial paradigm shift, and opportunities for integrated biorefineries. *Critical Reviews in Biotechnology*, 39(7), 924-943. <https://doi.org/10.1080/07388551.2019.1640658>
- Forest Products Association of Canada. (2015). *BIO ECONOMY*. <https://www.fpac.ca/bio-economy/>

- Gavrilescu, M. (2002). Engineering concerns and new developments in anaerobic waste-water treatment. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 3(4), 346-362. <https://doi.org/10.1007/s10098-001-0123-x>
- Gerbrandt, K. (2014). *The Impacts of Xylitol Production from Hemicellulose Residues: Process Design, Life Cycle, and Techno-economic Assessment* [Ph.D. thesis, University of Toronto].
- Gilani, B. (2014). *SUSTAINABILITY ASSESSMENT OF THE HOT WATER EXTRACTION BIOREFINERY PROCESS USING A PHASED IMPLEMENTATION APPROACH*, École Polytechnique de Montréal].
- Hemanathan, K., & Lew P., C. (2017). Recent trends and developments in dissolving pulp production and application. *Cellulose*, 24(6), 2347-2365. <https://doi.org/10.1007/s10570-017-1285-y>
- Hollmann, J. K. (2014). Improve your contingency estimates for more realistic project budgets: reliable risk-analysis and contingency-estimation practices help to better manage costs in CPI projects of all sizes. *CHEMICAL ENGINEERING*, 121(12), 36-44.
- Hong, Y., Nizami, A.-S., Pour Bafrani, M., Saville, B. A., & MacLean, H. L. (2013). Impact of cellulase production on environmental and financial metrics for lignocellulosic ethanol. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 7(3), 303-313. <https://doi.org/10.1002/bbb.1393>
- Hou-Rui, Z. (2012). Key Drivers Influencing the Large Scale Production of Xylitol. Dans S. S. da Silva & A. K. Chandel (édit.), *D-Xylitol* (p. 267-289). Springer, Berlin, Heidelberg.
- Hueber, C., Horejsi, K., & Schledjewski, R. (2016). Review of cost estimation: methods and models for aerospace composite manufacturing. *Advanced Manufacturing: Polymer & Composites Science*, 2(1), 1-13. <https://doi.org/10.1080/20550340.2016.1154642>
- Hytönen, E., & Stuart, P. R. (2010). Biofuel Production in an Integrated Forest Biorefinery-Technology Identification Under Uncertainty. *Journal of Biobased Materials and Bioenergy*, 4(1). <https://doi.org/10.1166/jbmb.2010.1066>
- Intratec. (2007a). *Cooling water operating cost* <https://www.intratec.us/chemical-markets/cooling-water-cost>
- Intratec. (2007b). *Process water generation cost*. <https://www.intratec.us/chemical-markets/process-water-cost>
- Iroegbu, A. O., & Hlangothi, S. P. (2019). Furfuryl Alcohol a Versatile, Eco-Sustainable Compound in Perspective. *Chemistry Africa*, 2(2), 223-239. <https://doi.org/10.1007/s42250-018-00036-9>
- Janssen, M., Cornejo, F., Riemer, K., Lavalley, H. C., & Stuart, P. R. (2006). Techno-economic considerations for DIP production increase and implementation of cogeneration at an integrated newsprint mill. *Pulp and Paper Canada*, 107(9), 33-37.
- Krishna, S. H., Huang, K. F., Barnett, K. J., He, J. Y., Maravelias, C. T., Dumesic, J. A., . . . Weckhuysen, B. M. (2018). Oxygenated commodity chemicals from chemo-catalytic conversion of biomass derived heterocycles. *Aiche Journal*, 64(6), 1910-1922. <https://doi.org/10.1002/aic.16172>. <https://doi.org/10.1002/aic.16172>

- Krotscheck, A. W. (2006). Pulp Washing. Dans H. Sixta (édit.), *Handbook of Pulp* (p. 539-587). WILEY-VCH.
- Lane, J. (2015). *API Announces First Commercial Implementation of GreenBox+ Technology* Biofuels Digest. <https://www.biofuelsdigest.com/bdigest/2015/06/22/api-announces-first-commercial-implementation-of-greenbox-technology/>
- Li, H., Saeed, A., Jahan, M. S., Ni, Y., & van Heiningen, A. (2010). Hemicellulose Removal from Hardwood Chips in the Pre-Hydrolysis Step of the Kraft-Based Dissolving Pulp Production Process. *Journal of Wood Chemistry and Technology*, 30(1), 48-60. <https://doi.org/10.1080/02773810903419227>
- Liu, S., He, H., Fu, X., Yuan, T., Wang, Q., Yang, G., . . . Liao, C. (2019). Xylitol production from prehydrolysis liquor of kraft-based dissolving pulp by *Candida tropicalis*. *BioResources*, 14(1), 21-30.
- Markets and Markets. (2019). *Furfural Market by Raw Material (Sugarcane Bagasse, Corncob, Rice Husk and Others), Application (Derivatives (Furfural Alcohol and Other Derivatives), solvent) and Region (Asia-Pacific, Americas, Europe, Middle East and Africa) - Global Forecast to 2024*. <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/furfural-market-101056456.html>
- Mateos-Espejel, E., Radiotis, T., & Jemaa, N. (2013). Implications of Converting a Kraft Pulp Mill to a Dissolving Pulp Operation with a Hemicellulose Extraction Stage. *Tappi Journal*, 12(2), 29-38.
- Mazar, A., Ajao, O., Benali, M., Jemaa, N., Wafa Al-Dajani, W., & Paleologou, M. (2020). Integrated Multiproduct Biorefinery for Furfural Production with Acetic Acid and Lignin Recovery: Design, Scale-Up Evaluation, and Technoeconomic Analysis. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 8(47), 17345-17358. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.0c04871>
- Menon, V., & Rao, M. (2012). Trends in bioconversion of lignocellulose: Biofuels, platform chemicals & biorefinery concept. *Progress in Energy and Combustion Science*, 38(4), 522-550. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.pecs.2012.02.002>
- Ministère des Forêts, de la Faune et des Parcs. (2020). *Enquête sur les pertes d'emplois dans l'industrie de la transformation du bois et du papier*. https://mffp.gouv.qc.ca/wp-content/uploads/EnquetePertesEmplois_202002.pdf
- Ministère des Forêts, de la Faune et des Parcs. (2021). *Plan stratégique 2019-2023 du ministère des Forêts de la Faune et des Parc*
- Ministère du Développement durable, de l'Environnement, de la Faune et des Parcs. (2012). *Les fabriques de pâtes et papiers au Québec Procédés, rejets et réglementation*. Gouvernement du Québec.
- Moran, S. (2015). Competitive Pricing of Process Plants. *Chemical Engineering*, 122(12), 38-42.
- Motor Intelligence. (2019). *Xylitol market*. <https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/xylitol-market>

- Mpabanga, T. P., Chandel, A. K., da Silva, S. S., & Singh, O. V. (2012). Detoxification Strategies Applied to Lignocellulosic Hydrolysates for Improved Xylitol Production. Dans S. S. da Silva & A. K. Chandel (édit.), *D-Xylitol* (p. 63-82). Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., West, R. E., West, R. E., & Timmerhaus, K. D. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers* (5th ed. /^e éd.). McGraw-Hill.
- Petley, G. J. (1997). *A Method for Estimating the Capital Cost of Chemical Process Plants: Fuzzy Matching*, Loughborough University of Technology].
- Pigeon, S., Fortier, C., Coderre, F., & Drolet, J.-Y. (2012). *Biométhanisation Fiche détaillée*. Gouvernement du Québec.
- Pulp & Paper Canada. (2008). *The Case for Brazil*. <https://www.pulpandpapercanada.com/the-case-for-brazil-1000225895/>
- Quinn, R. (2020). *DTN Retail Fertilizer Trends*. Progressive Farmer DTN. <https://www.dtnpf.com/agriculture/web/ag/crops/article/2020/09/02/fertilizer-prices-decline-dap-map>
- Rafiqul, I. S. M., & Sakinah, A. M. M. (2013). Processes for the Production of Xylitol—A Review. *Food Reviews International*, 29(2), 127-156. <https://doi.org/10.1080/87559129.2012.714434>
- Remer, D. S., & Chai, L. H. (1990). Estimate Costs Of Scaled-Up Process Plants. *Chemical Engineering*, 97(4), 138. <https://www.proquest.com/trade-journals/estimate-costs-scaled-up-process-plants/docview/194484772/se-2?accountid=40695>
- Retsina, T., & Pylkkanen, V. (2014). *PROCESSES FOR PRODUCING FERMENTABLE SUGARS AND LOW-ASH BOMASS FOR COMBUSTION OR PELLETS*. U. S. Patent.
- Rosales-Calderon, O., & Arantes, V. (2019). A review on commercial-scale high-value products that can be produced alongside cellulosic ethanol. *Biotechnol Biofuels*, 12, 240. <https://doi.org/10.1186/s13068-019-1529-1>
- Saeed, A., Jahan, M. S., Li, H., Liu, Z., Ni, Y., & van Heiningen, A. (2012). Mass balances of components dissolved in the pre-hydrolysis liquor of kraft-based dissolving pulp production process from Canadian hardwoods. *Biomass and Bioenergy*, 39, 14-19. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2010.08.039>
- Santos, R. B., & Hart, W. P. (2014). Brownstock washing – A review of the literature. *Tappi Journal*, 13(1), 9-17.
- Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R., & Widagdo, S. (2009). *Product and process design principles : synthesis, analysis, and evaluation* (3^e éd.). John Wiley.
- Sinnott, R. K. (2005). *Chemical Engineering Design* (4^e éd., vol. 6). Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Sixta, H. (2006a). Chemical Pulping Prozesse: Sections 4.2.6–4.2.7. Dans H. Sixta (édit.), *Handbook of Pulp* (p. 229-365). WILEY-VCH Verlag GmbH & Co.
- Sixta, H. (2006b). *Handbook of Pulp*. WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. <https://doi.org/10.1002/9783527619887>

- Sixta, H. (2006c). Pulp Properties and Applications. Dans H. Sixta (édit.), *Handbook of Pulp* (p. 1009-1067). WILEY-VCH Verlag GmbH & Co.
- Tan, J. P., Jahim, J. M., Wu, T., Harun, S., & Mumtaz, T. (2016). Use of corn steep liquor as an economical nitrogen source for biosuccinic acid production by *Actinobacillus succinogenes*. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, 36, 012058. <https://doi.org/10.1088/1755-1315/36/1/012058>
- Téguia, C. D., Chambost, V., Sanaei, S., D'Amours, S., & Stuart, P. (2016). Strategic Transformation of the Forest Industry Value Chain. Dans *Forest Value Chain Optimization and Sustainability* (1er éd., p. 358). CRC Press.
- Towler, G. P., & Sinnott, R. K. (2013). *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design ; Gavin Towler, Ray Sinnott* (2^e éd.). Elsevier.
- Trottier, É., Myers, C., & Stuart, P. R. (2021). Comparing biorefinery alternatives with Large Block Analysis—Hemicelluloses Case Study Application.
- Trottier, É., Stuart, P. R., & Martin, G. (2021). *Large Block Analysis: A Costing Approach to Facilitate the Comparison of New Process Alternatives at the Early Design Stage*.
- Tsagkari, M., Couturier, J., Kokossis, A., & Dubois, J. (2016). Early-Stage capital cost estimation of biorefinery processes: A comparative study of heuristic techniques. *Chemsuschem*, 9(17), 2284-2297. <https://doi.org/doi:10.1002/essc.2016003>
- Tsagkari, M., Kokossis, A., & Dubois, J. L. (2020). A method for quick capital cost estimation of biorefineries beyond the state of the art. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 14(5), 1061-1088. <https://doi.org/10.1002/bbb.2114>
- Ur-Rehman, S., Mushtaq, Z., Zahoor, T., Jamil, A., & Murtaza, M. A. (2015). Xylitol: A Review on Bioproduction, Application, Health Benefits, and Related Safety Issues. *Critical Reviews in Food Science and Nutrition*, 55(11), 1514-1528. <https://doi.org/10.1080/10408398.2012.702288>
- van Amsterdam, M. F. (2018). *Factorial Techniques applied in Chemical Plant Cost Estimation: A Comparative Study based on Literature and Cases*, [Delft University of Technology].
- Wasilenkoff, C. (2018). *Fortress Advanced Bioproducts*.
- Wu, C. (2016). The Potential of pre-hydrolysis liquor from the dissolving pulp process as recovery source of xylooligosaccharide-A Mini-Review. *BioResources*, 11(3), 7917-7927. <https://doi.org/7917-7927>.
- zuChem. (2013). *Xylitol Production Process Partnering Opportunity*. <https://www.zuchem.com/wp-content/uploads/2013/05/Xylitol-Process-Opportunity-05222013.pdf>

ANNEXE A ARTICLE 1 : LARGE BLOCK ANALYSIS: COSTING APPROACH TO FACILITATE THE COMPARISON OF PROCESS ALTERNATIVES AT THE EARLY DESIGN STAGE

Émanuelle Trottier¹, Guy Martin² and Paul Stuart¹

¹ Department of Chemical Engineering – Polytechnique Montréal

² KSH Consulting – Montréal

Submitted to Tappi Journal

Abstract

Investment and operating costs are key elements of the main decision factors used to triage process alternatives early in the design process. However, there are large uncertainties in cost estimates at this stage and also, there can be different engineering bases and scopes of supply used to establish the preliminary costs typically obtained from equipment providers. The large block analysis (LBA) methodology described here addresses these high uncertainties in a manner suitable for triage at the early design stage, by systemically assessing capital and operating cost estimates submitted by technology providers to place them on a comparable basis. In this study, pre-feasibility cost estimates are adjusted using LBA for two “conventional technology” projects – (1) Pulp Washer Replacement, and (2) Brownstock Washing Upgrade and Oxygen Delignification. The pre-feasibility results were compared with those developed by an engineering consultant at the Definition stage of engineering. The Case Study results confirm the usefulness of the LBA methodology. An improvement of the costs on a relative basis is obtained when comparing the preliminary estimates (original and modified using LBA) to the appropriation-grade estimates. It is expected that this improvement would be even more dramatic for innovative technologies at different TRLs, such as companies are concerned with when evaluating biorefinery options.

Application: The Large Block Analysis (LBA) method is intended to improve the comparability of cost estimates for different process options made early in the design process and based on technology supplier information, so that improved triage of process options is possible.

Challenges in Comparing Projects Early in the Decision-Making Process

In the early decision-making stages of the engineering process, it is difficult to choose amongst the various combinations of throughput, products and processes that meet a given design basis. At the same time to remain competitive, companies should identify the most economically viable option as early as possible in the design process (Bakker, 2015). Estimates of investment and operating costs, especially at the early design stage, are subject to a number of uncertainties. Technology developer experience (competency and capability) and level of optimism are important contributors to these uncertainties, and we rely on their estimates to a large extent in the early design stage. Especially, cost estimates provided by new technology companies who have never implemented their technology at scale can be low, compared to estimates made by more experienced companies relative to well-demonstrated technology. This may be due to a number of reasons, such as an optimism bias, and/or because the project may be essential relative to the desire to advance the technology (Hollmann, 2014). A lack of experience in the design process may also affect the ability to estimate adequately the costs and services required for a project (Moran, 2015). The maturity level of technologies (laboratory, pilot, or demonstration scale) influences the type and quality of information available. Moreover, changes in design, technical metrics, and development time scales are inevitable as the technology develops. These elements, as well as the rigor with which the project is executed and the estimation method used, influence the quality and accuracy of the estimates (Hollmann, 2014).

Conventional cost estimation methods do not take systematically these uncertainties into account, ie how to manage cost estimates provided by technology developers. However, without considering these elements, it is difficult to compare projects adequately with each other on a common basis. When comparable costs are obtained, economic indicators such as NPV or IRR, will not be biased when used for triage decision-making (Bennouna et al., 2010; Rigopoulos, 2015). The calculation of this type of indicator is discussed in Anderson et Fennell (2013).

This article presents and assesses two case studies using a new methodology (called “Large Block Analysis”, or LBA) to determine investment and operating costs for new technologies at the early design stage, in such a manner as to mitigate the uncertainties mentioned above and to compare projects based on cost estimates from technology developers.

Adapting the Cost Estimation Method

Various cost estimating methods can be used to obtain investment and operating costs at different design stages. Estimates at the early decision-making stage typically have high uncertainty, and are used to compare alternative project designs. Figure 1 shows the elimination of process options (the grey bubbles) as engineering progresses. From order-of magnitude to budget-estimate cost estimates to appropriation-grade cost estimates, technology alternatives are eliminated (Fig. A.1).

Classical cost estimation methods used in the early design stage can be divided into three main categories: power factor and ratio estimates, multiplicative factor estimates, and functional unit estimates (Peters et al., 2003; Petley, 1997; Seider, Widagdo, et al., 2009; Towler & Sinnott, 2013). These methods are based upon historical cost data that can be scarce or non-existent depending on the project. In addition, these methods have typically been developed for specific process types or industry sectors (eg chemical or petroleum), and therefore the suggested basic factors, ranges, or parameters are not necessarily transferable to different technologies or industries. These estimation methods calculate each process alternative independently and do not take into account uncertainties specific to new technologies, such as the developers' level of experience or the level of maturity of a technology.

At the more advanced design stage, estimates are used for capital appropriation and must have a higher level of precision for this purpose. Appropriation-grade estimate provides further detail on costs by using for a cost structure that includes each major piece of equipment and considers also balance-of-plant requirements. Due to the higher level of engineering, cost detail - and therefore lower uncertainty - the investment of time is much higher and thus inappropriate for an early-stage estimate (Ebert, 2016; Peters et al., 2003; Petley, 1997). When data or estimates are provided by technology developers, using this type of structure may be advantageous to compare projects, taking into account all costs without redundancy or omissions due to similarity in industry practices.

Advances in Costing Methods

New techniques have been developed to better estimate the cost of new technologies. Buchner et al. (2018) proposed a techno-economic framework for the chemical industry based on Technology Readiness Levels (TRLs). It identifies, among other things, the estimation methods that can be used based on the information available. The method chosen should use existing data to obtain the best possible estimate. For instance, to estimate a material mass balance at the Concept stage (TRL2), stoichiometry can be used. At the Proof-of-Concept (laboratory) stage (TRL3), the actual mass flows obtained in the laboratory should be used. However, this framework does not address the comparison of projects with each other at different levels of maturity (TRL2 vs. TRL6), nor the case where the mass balance and cost estimate information is provided by a technology developer.

The Standardized Cost Estimation for New Technologies (SCENT) methodology developed by Ereev et Patel (2012) uses multiplicative factors in the classic cost method to estimate production costs. To facilitate estimation, they developed a database for the cost of equipment, utilities, labor force, and chemical products. This approach has the advantage of facilitating cost estimation with very little information and obtaining relative costs, because the basic values for capacity factors are provided by the SCENT tool and the various costs are provided by the database. The standardized cost structure does not consider the uncertainty related to the experience level of the technology developer because each alternative is evaluated with the same cost objects.

The Biorenewables Process Evaluation Tool (BioPet - Claypool, Joshua T. et Raman, D. Raj (2013)) has been developed to calculate the costs of chemical and biological production processes at the early development stage. By using cost correlations, classic scale factors, and multiplicative factors, this tool proposes several unit operations including fermentation, separation, catalytic processes, and purification steps. Each of these steps can be enabled or disabled to reproduce the steps of a process to obtain a cost estimate. However, this method is limited to specific applications and does not consider the technology developer context. Similarly, BioSTEAM (Cortes-Peña et al., 2020) is a simulation program that enables, among other things, techno-economic analysis of biorefinery processes at an early stage. BioSTEAM considers uncertainty by assessing the sensitivity of uncertain parameters, which provides avenues for improvement, but the unique sources of uncertainty in the foundation cost estimates are not addressed.

Janssen et al. (2006) refers to LBA to determine mass and energy balances, and then estimate the relative costs of 18 cogeneration options for a retrofit case study to a TMP-newsprint mill. Hytönen, E. et Stuart (2010) were the first to use LBA systematically for a biorefinery application. They proposed the methodology shown in Figure A.2 for the techno-economic analysis that they carried out, which included an early version of LBA. Although Hytönen, E. et Stuart (2010) referred to the methodology as LBA, the concept was still general at that time. Gilani (2014) used a more evolved version of LBA to calculate investment and operating costs. Tégua et al. (2016) summarize LBA as a cost estimating approach where “alternatives are compared to the greatest extent possible to obtain relative cost estimates for different options. By using this approach, the costs between processes are rendered comparable for decision-making.” The LBA methodology is interesting because it uses similarities between cost estimates provided by technology developers as a source of redundancy to improve and facilitate estimates at the early design stage.

LBA relies upon a cost structure similar to that used for appropriation-grade estimates, to manage and complete information provided by technology developers. This structure enables a systematic comparison of costs between options, including balance-of-plant costs which are often comparable between project alternatives, and indirect capital costs. LBA considers uncertainties by using one or more “base case” alternative(s), and relies on up-to-date cost data provided by technology developers and vendors. The objective of this paper is to formalize and illustrate the LBA method for use early in the design process, to obtain relative investment costs that enable innovative processes to be compared.

Large Block Analysis (LBA) Methodology

LBA is used to determine investment and operating costs for different processes at the early design stage. Its objective is to express cost estimates for different options on a relative basis for decision-making and the triage of process options. It relies on defining a base case process option, and the differences with other process options enabling an independent estimate. The independently-derived cost estimates are compared with the technology developer estimates and adjusted accordingly. In this way, LBA enables uncertainties to be taken into account and comparable cost estimates can be obtained.

Figure A.3 summarizes the general sequence of steps incorporating LBA, and Table A.1 details the activities to be carried out. The steps in blue represent what is specific to the LBA method whereas the steps in white are found in conventional techno-economic analysis.

The first step objective is to define the design basis and the various options that meet the design basis, which are to be compared. During the Technical and Commercial Proposal Gathering from Supplier & Analysis step, information about technology, technology costs and scope of supply are obtained. An appreciation is gathered in this step regarding the technology risk, TRL, and quality of cost estimates provided. The cost structure is built by addressing differences in major equipment items, balance-of-plant, and project complexity as well as other factors that influence indirect capital costs. A “base case” is selected, and the operating and investment cost estimation of other technology options performed relative to the base case. Then, the cost estimates are refined by comparing results with supplier cost and other data, and calculations are reiterated following discussions with technology suppliers until consensus is reached. Finally, the Profitability and Risk Assessment step is performed to identify the most preferred options.

Methodology Employed to Assess LBA Effectiveness

From a fundamental perspective, the systematic approach presented should result in better cost estimates on a relative basis. However, the question remains whether the method is practical, and the degree to which adjustment are required.

To assess the effectiveness of LBA, the method was applied to process options considered for two case studies incorporating conventional pulping equipment. The projects had been addressed by an engineering firm including cost estimates at different design stages comparing equipment and process options by best-in-class technology providers. The difference between the two case studies was the process complexity (defined as the number of major equipment items) of the projects being considered.

To assess the effectiveness of LBA (Fig A.4), pre-feasibility or $\pm 30\%$ (AACE Class 4) estimates for different process technologies, with and without the application of LBA, were compared with appropriation-grade cost estimates made by an engineering firm having a nominal accuracy of $\pm 10\%$ (AACE Class 2). For these two case studies, the major process options were considered from pre-feasibility to feasibility to definition engineering, ie were not triaged-out. The assumption is

that as a result of LBA applied at the pre-feasibility stage, the order-of-magnitude costs will be rendered more accurate on a relative cost basis. The case studies considered were particularly challenging because they considered mature technologies, for which the preliminary estimate would be expected to be better than the case of lower TRL technologies. Therefore, if the cost ratio is more comparable when using the LBA methodology in these case studies, then the method can be expected to be more even effective when considering innovative technologies.

Projects

The first project – **Pulp Washer Replacement** – considered one major piece of equipment, a pulp diffuser. Two designs from distinct suppliers were analyzed (although three technology providers were considered at the beginning). The first proposal included a diffuser with an up-flow tower and a filtrate tank, whereas the second proposed a larger down-flow tower with a through-pipe configuration (no filtrate tank was needed). The down-flow tower required more piping at the diffuser feed and discharge. Both case studies involved the demolition of existing equipment. The down-flow tower impacted the location of an existing oil accumulator.

The second project – **Brownstock Washing Upgrade and Oxygen Delignification** – was more complex; this was a larger project consisting of several pieces of equipment. The project included the addition of a washing stage and an oxygen delignification plant. The first option proposed the addition of a DD-type washer, whereas the second option proposed the addition of two washing presses, which implied additional tanks and pumps. Although the second process option implied more equipment, the building size requirements could be minimized by placing part of the tank outside the structure.

The following section presents the application of the LBA methodology to the two projects including examples of the LBA activities carried out.

Case Study 1 – Pulp Washer Replacement – Design Basis and Options Definition (Fig A.5)

The objective of this project was to replace the pulp washer at the end of its useful life with a new unit. For this case study, there is no product context to consider. Pressure diffuser technology was considered because the efficiency is higher than for atmospheric diffusion, the enclosed system emits no gas emissions, and a higher blow temperature from the digester can be used. Three

suppliers were contacted for submissions. This case study context was particularly suitable the LBA methodology because the elements of the cost structure were relatively comparable between technologies. Reference data were assembled, and important quantities such as the desired production rate and the process conditions were determined. The block flow diagram (Fig. A.6) included only one major piece of equipment and its auxiliaries, the pulp washer, inside the project battery limits. Because this was a retrofit project, the mass and energy balances of the current operation were initially completed based on operating data.

Case Study 1- Technical and Commercial Proposal Gathering from Supplier & Analysis (Fig A.7)

At this step, each of the suppliers was contacted to obtain a project scope and quotation. Each proposal provided by the technology suppliers was analyzed, and follow-up clarifications were requested to gain a better understanding of certain technical aspects. Following the analysis, one supplier was excluded because the proposal did not meet the design specifications.

Case Study 1- Structure Large Block Analysis (Fig A.8)

To structure the LBA, the bids provided by the remaining two suppliers were analyzed and compared, and the most detailed structure was selected (the “cost structure base case”) as a starting point for defining the cost structure based to be used for the LBA. The scope of estimates were compared, and missing cost elements were identified based on the problem requirements and the detailed cost structure. For example, one supplier had not included the cost of a filter cooler, and depending on the proposal, the costs of some tanks and pumps were missing. The second supplier cost structure was harmonized to the base case.

Case Study 1- Select Base Case for Most Reliable Cost Estimate (Fig A.9)

A “reliable cost base case” was selected considering the supplier bids, the engineering detail, and supplier experience in similar industrial implementations. The first supplier was chosen as the base case, who offered the most complete solution for which the costs were reliable, and who had solid experience. The cost differences were identified between the first supplier and the second.

Case Study 1- Investment & Operating Cost Estimation with Base Case (Fig A.10)

The estimate of the second supplier’s investment cost was calculated based on the first supplier’s data (base case). The adjustments made between the base case process option and the second

process option (estimated) can be separated into three categories, (1) major equipment items, (2) engineering disciplines, and (3) indirect costs. In this first case study, the equipment cost was adjusted to account for the larger size proposed by the second vendor and the absence of a filtrate tank, which was not required in the second vendor's configuration. For engineering disciplines, e.g. piping, the second supplier's configuration requires more length, so an addition was applied to the base case cost. Finally, for the indirect costs, the same percentage of the FCI was used since the nature of the two projects is very similar and the level of development of both options is at the same level.

Case Study 1- Refine Cost Estimate with Technology Supplier (Fig A.11)

Finally, costs were improved by targeting the differences between the LBA estimate and the costs of the second technology supplier. As an illustration, piping costs had been under-estimated by the second supplier. The proposal required more piping due to the down-flow configuration. Conversely, the mechanical cost estimate was initially over-estimated by the LBA methodology because the second supplier's pulp washer specifications were more demanding. After verification, it was found that the second supplier's proposal did not require a filtrate tank due to a through-pipe configuration, which reduced costs.

Case Study 2 – Brownstock Washing Upgrade and Oxygen Delignification

The objective of the second project was to add a new washing stage to improve washing efficiency and reduce the amount of chemicals used in the bleach plant. Figure A.12 shows a simplified diagram of part of the mill process; the project battery limits are indicated by the dotted line. This project involved the implementation of an oxygen delignification plant, including the addition of a pump, two oxygen pressurized reactors, an oxygen and steam mixer, and a blow tube. Adding pulp washer(s) was necessary, as well as implementing a white liquor oxidation system that included an oxidation reactor with an integrated heat exchanger and a white liquor booster pump. Moreover, all the other elements in the cost structure, such as civil works, piping, and electricity, were considered. This project was evaluated similarly to case Study 1 to evaluate the effectiveness of the LBA methodology for a more complex project in retrofit.

Results and Discussion

Tables A.2 and A.3 provide details of the investment cost estimates, and adjustments made to the order-of-magnitude cost estimates using the LBA methodology. These were done by comparing the designs submitted by the two technology suppliers to estimate the cost impact of the differences between the proposals. The column entitled “Estimated Costs for the Technology provider #2” indicates the independently-established costs for the second estimate, that were then compared with the supplier estimates and iterated. The “basis of adjustment” shows the main outcome from this systematic process.

Although the major equipment items were unique between the two alternatives, other costs related to the balance of the plants (electrical, civil work, and instrumentation) and indirect costs could be compared. When there was a gap between the LBA estimate and the original supplier estimate, discussions with the latter enabled the estimates to be refined. The cost adjustments were performed based on experience, a good understanding of the problem physics, and the judgment of the engineering consultant on the project. The cost structure was made to be the same for both case studies. For the first project, the main differences in estimating the second process option included (1) an increase in cost due to a larger design, (2) the different piping configuration, as well as (3) impact on civil works due to the different location of the accumulators. For the second project, the increase in cost for the second technology supplier was mainly explained by the use of two pieces of pulp washing equipment instead of only one.

Relative Investment Cost Estimates – Effectiveness of the LBA Methodology

To validate the LBA method and establish whether costs were more comparable on a relative basis at the pre-feasibility engineering level, the cost ratio between the two technology providers was calculated for both case studies, as summarized in Tables A.4 and A.5. The first column shows the TIC estimated by suppliers, the second column shows the relative TIC estimated by LBA, and the third column shows the appropriation-grade TIC estimated by the engineering firm during Definition Engineering – considered to be the most accurate.

The ratio obtained by the LBA methodology was closer to the appropriation-grade estimate cost ratio than the ratio obtained by the suppliers' preliminary estimate for both case studies. This result was significant, especially because the case where the technologies being evaluated are well-known with many at-scale implementations, and the cost estimates were supplied by best-in-class technology providers. Based on this result, LBA methodology has been demonstrated to be a practical method to obtain relative cost estimates for process options, that are appropriate for comparing and triaging alternatives at the early design stage.

Absolute Investment Cost Estimates – Better or Worse?

At the early design stage when process options are triaged away, it isn't as critical that absolute cost estimates are improved for the appropriate decision. However this was explored for the two case studies.

Figures A.13 & A.14 show a comparison of the TIC estimates obtained by the LBA methodology to those from the supplier and the appropriation-grade estimates, estimated by the engineering firm that provided the information required to carry out these two case studies. The cost for the two process alternatives is shown resulting from each estimate:

- Cost estimates made at the pre-feasibility engineering stage
- Estimates using LBA (note that Option 1, the base case, remains unchanged), and
- Cost estimates made at the definition engineering stage

- The error bars shown for the “Definitive grade estimate” represent the nominal $\pm 10\%$ accuracy.

In general, due to the mature nature of the technologies, it can be seen that all 3 cost estimates were of the same magnitude (which would not be expected to be the case should the process options be more dissimilar or if they would implicate more innovative and/or less mature technologies). For both Case Studies, there was no significant scope change between the order-of-magnitude and appropriation-grade estimates.

For the first project, the initial estimate of the first supplier was higher than that of the second supplier; however, the opposite was found considering the LBA results and the appropriation-grade results, with LBA in this case better reflecting reality.

The increase in costs at the appropriation-grade for Case Study 2 can largely be explained by demolition costs, special safety measures, or geotechnical studies that generated costs more difficult to predict early in the design process.

Limitations

It is necessary to underline some weaknesses of the LBA methodology and the case studies. First of all, to apply this method, the alternatives evaluated must have similarities. In addition, this method must be applied by people with experience in cost estimation and knowledge of the evaluated processes to be able to adequately estimate all scenarios from the base case. The LBA methodology makes it possible to nuance the costs of less mature technologies with those more advanced in the development process by discovering mistakes or missing elements; however, this method does not consider the learning curve specific to each technology. Finally, less mature technologies have more uncertainty and variability than the technologies in the case studies, but as previously mentioned, the results should be better with new technologies.

Closing Thoughts

At the early design stage, uncertain cost estimates are used to compare alternatives and eliminate those that are less promising. However to do this, comparable costs are needed. In contrast, at an advanced design stage, estimates are used for project appropriation, and absolute costs with lower uncertainty are needed. Some cost estimating methodologies and tools have been developed to

facilitate cost estimation at the early design stage such as SCENT, BioPet, and BioSTEAM, but these methods are not well adapted to cost estimate comparison when data are provided from different technology developers. LBA considers uncertainty by comparing the cost structure of the different alternatives and by using the best cost data available.

In this study, the LBA approach was detailed and assessed using two case studies.

The first case study is about the replacement of a diffusion washer at the end of its useful life. The second case study involves upgrading the brownstock washing and implementing an oxygen delignification plant. Both case studies led to a result that confirmed that improved relative costs were obtained using the LBA methodology at the pre-feasibility design stage.

The cost ratios obtained by LBA, comparing the cost for the first process option and the second, were similar to the ratios obtained by an engineering firm using appropriation-grade estimates. The cost ratio was improved by 9% for the first project and by 3% for the second project. The results suggest that through the systematic application of LBA, the relative cost estimates were similar or better than those estimated by the design consultant using conventional methods. Should LBA be applied to dissimilar projects involving emerging technologies, such as for the case of biorefineries, this method is expected to be even more effective and addressing higher levels of uncertainty from different suppliers, at different technology readiness levels.

Literature cited

- Anderson, J., & Fennell, A. Y. (2013). *Calculate Financial Indicators to Guide Investments*, American Institute of Chemical Engineers]. Chemical Engineering Progress. <https://search.proquest.com/docview/1434863906?accountid=40695>
- Bakker, S. (2015). Optimizing the Design-to-cost cycle. *Chemical Engineering*, 122(12), 34-37.
- Bennouna, K., Meredith, G. G., & Marchant, T. (2010). Improved capital budgeting decision making: evidence from Canada. *Management Decision*, 48(2), 225-247. <https://doi.org/10.1108/00251741011022590>
- Buchner, G. A., Zimmermann, A. W., Hohgräve, A. E., & Schomaäcker, R. (2018). Techno-economic Assessment Framework for the Chemical Industry-Based on Technology Readiness Levels. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 57, 8502-8517. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b01248>
- Claypool, J. T., & Raman, D. R. (2013). Development and validation of a technoeconomic analysis tool for early-stage evaluation of bio-based chemical production processes. *Bioresource Technology*, 150, 486-495. <https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.08.094>

- Cortes-Peña, Y., Kumar, D., Singh, V., & Guest, J. S. (2020). BioSTEAM: A Fast and Flexible Platform for the Design, Simulation, and Techno-Economic Analysis of Biorefineries under Uncertainty. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 8(8), 3302–3310. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.9b07040>
- Ebert, J. (2016). Front-End Loading for a Successful Capital Project. *INFORM*, 27(6), 21.
- Ereev, S. Y., & Patel, M. K. (2012). Practitioner's Section Standardized cost estimation for new technologies (SCENT) - methodology and tool. *Journal of Business Chemistry* 9(1), 31-48.
- Gilani, B. (2014). *SUSTAINABILITY ASSESSMENT OF THE HOT WATER EXTRACTION BIOREFINERY PROCESS USING A PHASED IMPLEMENTATION APPROACH*, École Polytechnique de Montréal].
- Hollmann, J. K. (2014). Improve your contingency estimates for more realistic project budgets: reliable risk-analysis and contingency-estimation practices help to better manage costs in CPI projects of all sizes. *Chemical Engineering* 121(12), 36-44.
- Hytönen, E., & Stuart, P. R. (2010). Biofuel Production in an Integrated Forest Biorefinery-Technology Identification Under Uncertainty. *Journal of Biobased Materials and Bioenergy*, 4(1). <https://doi.org/10.1166/jbmb.2010.1066>
- Janssen, M., Cornejo, F., Riemer, K., Lavallee, H. C., & Stuart, P. R. (2006). Techno-economic considerations for DIP production increase and implementation of cogeneration at an integrated newsprint mill. *Pulp and Paper Canada*, 107(9), 33-37.
- Moran, S. (2015). Competitive Pricing of Process Plants. *Chemical Engineering*, 122(12), 38-42.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., West, R. E., West, R. E., & Timmerhaus, K. D. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers* (5th ed. /^e éd.). McGraw-Hill.
- Petley, G. J. (1997). *A Method for Estimating the Capital Cost of Chemical Process Plants: Fuzzy Matching*, Loughborough University of Technology].
- Rigopoulos, G. (2015). A review on Real Options utilization in Capital Budgeting practice. *International Journal of Information*, 7(2).
- Seider, W. D., Widagdo, S., Seader, J. D., & Lewin, D. R. (2009). Perspectives on chemical product and process design. *Computers and Chemical Engineering*, 33(5), 930-935. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2008.10.019>
- Téguia, C. D., Chambost, V., Sanaei, S., D'Amours, S., & Stuart, P. (2016). Strategic Transformation of the Forest Industry Value Chain. Dans *Forest Value Chain Optimization and Sustainability* (1er^e éd., p. 358). CRC Press.
- Towler, G. P., & Sinnott, R. K. (2013). *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design ; Gavin Towler, Ray Sinnott* (2^e éd.). Elsevier.

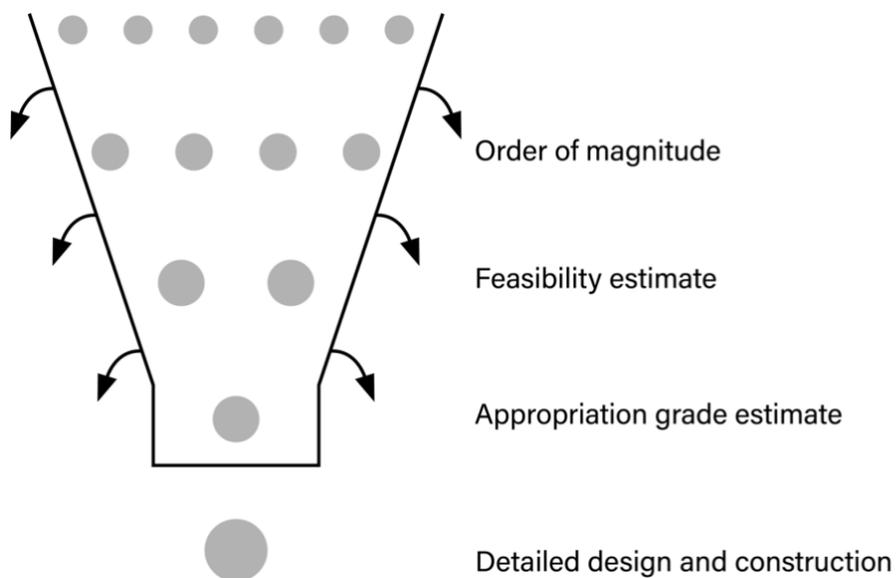


Figure A.1 Design Process and Triage of Process Options

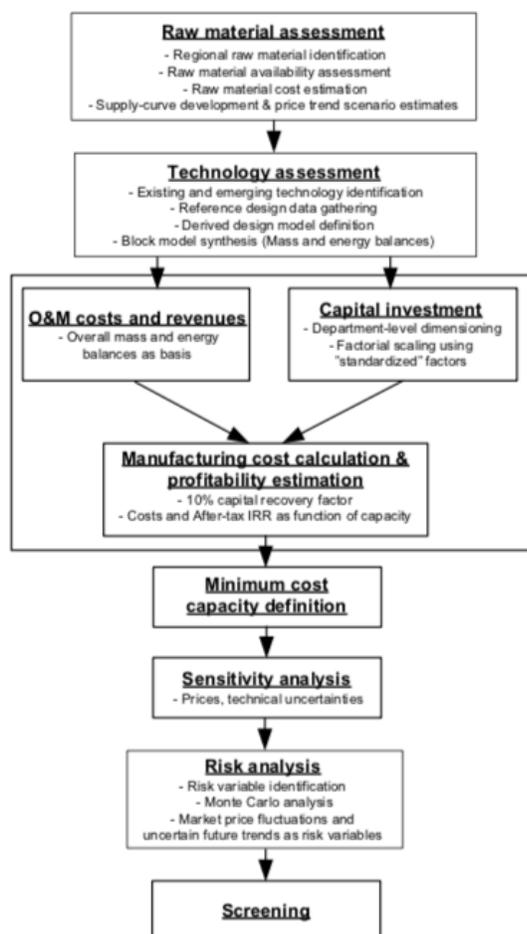


Figure A.2 Techno-economic analysis methodology (Hytönen & Stuart, 2010).

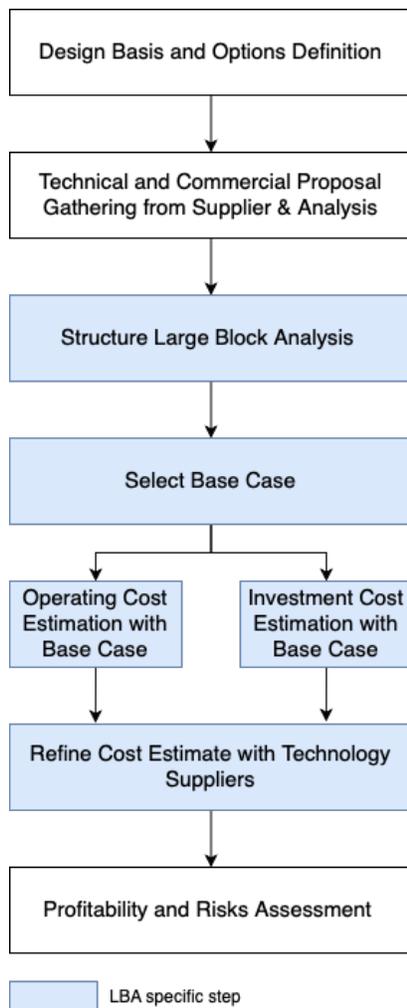


Figure A.3 Techno-economic analysis including LBA methodology.

Table A.1 Key step and activities in LBA leading to final estimate and recommendation

Step	Activities
Design Basis and Options Definition	<ul style="list-style-type: none"> • Define the project objectives and design basis • Identify existing and emerging technology and product combinations that meet the project objectives • Identify technology providers for each component of each process option • Data gathering from technology providers • Scenario definition (product-technology combination), block diagram synthesis • Estimate existing mill mass and energy balances (retrofit context)
Technical and Commercial Proposal Gathering from Suppliers	<ul style="list-style-type: none"> • Establish specification requirements for price inquiries • Contact technology suppliers • Perform an analysis for each inquiry to understand the technology proposition • Identify the similarities and differences between process options • Calculate preliminary mass and energy balances for all options
Structure Large Block Analysis	<ul style="list-style-type: none"> • Analyse cost structures of supplier information and select the most detailed as a starting point to define the cost structure • Perform an analysis for each inquiry to understand the cost basis (scope of estimate, basis for cost estimate...) • Cost estimate basis adaptation (put all the cost on the same basis e.g., capacity scale and year indexation, add missing cost(s)...)) • Harmonize each estimate to the defined cost structure to calculate estimates in a representative manner
Select Base Case	<ul style="list-style-type: none"> • Select the base case(s) for which data are considered to be the most reliable and accessible. The base case must have a “reasonable” similarity with the other options assessed. • Identify cost differences (in term of major equipment cost, support discipline cost and indirect cost) between the base case and the other processes options.

Operating Cost Estimation with Base Case	<ul style="list-style-type: none"> Estimate the investment and operating costs of all options using the base case as a reference (without considering the supplier cost estimates)
Investment Cost Estimation with Base Case	
Refine Cost Estimate with Technology Suppliers	<ul style="list-style-type: none"> Compare independently-derived estimates with supplier information Reiterate calculation after targeting gaps via consultations with technology suppliers
Profitability and Risks Assessment	<ul style="list-style-type: none"> Perform a profitability assessment by using the refined cost estimate Perform market and technology risk assessments for each process option Identify the most preferred process alternative(s) considering profitability and risk

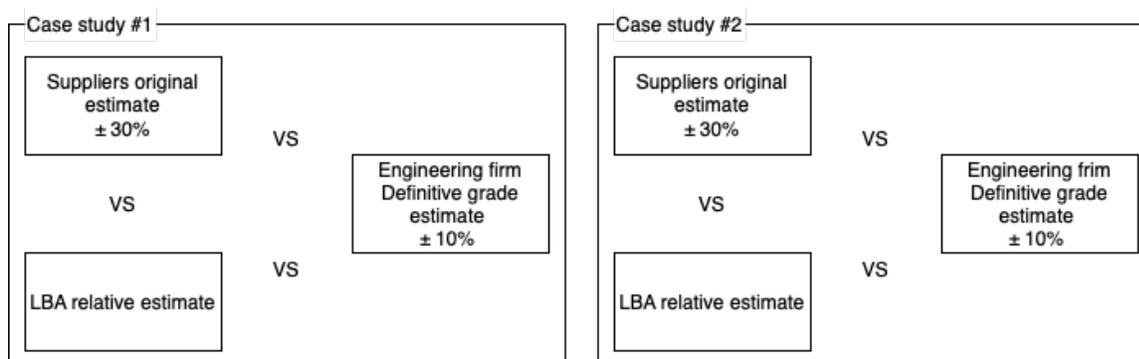


Figure A.4 Methodology to validate LBA method

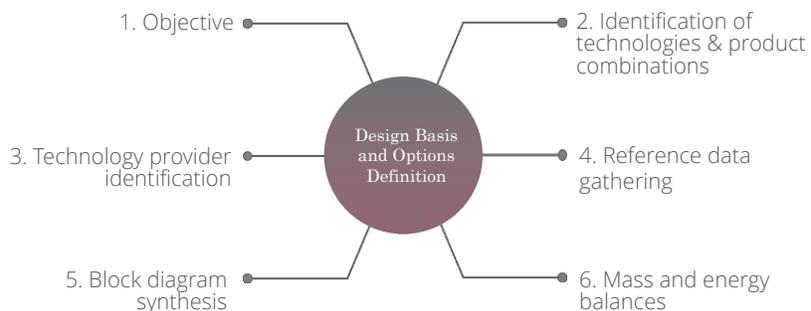


Figure A.5 Project 1- Design Basis and Options Definition Activities.

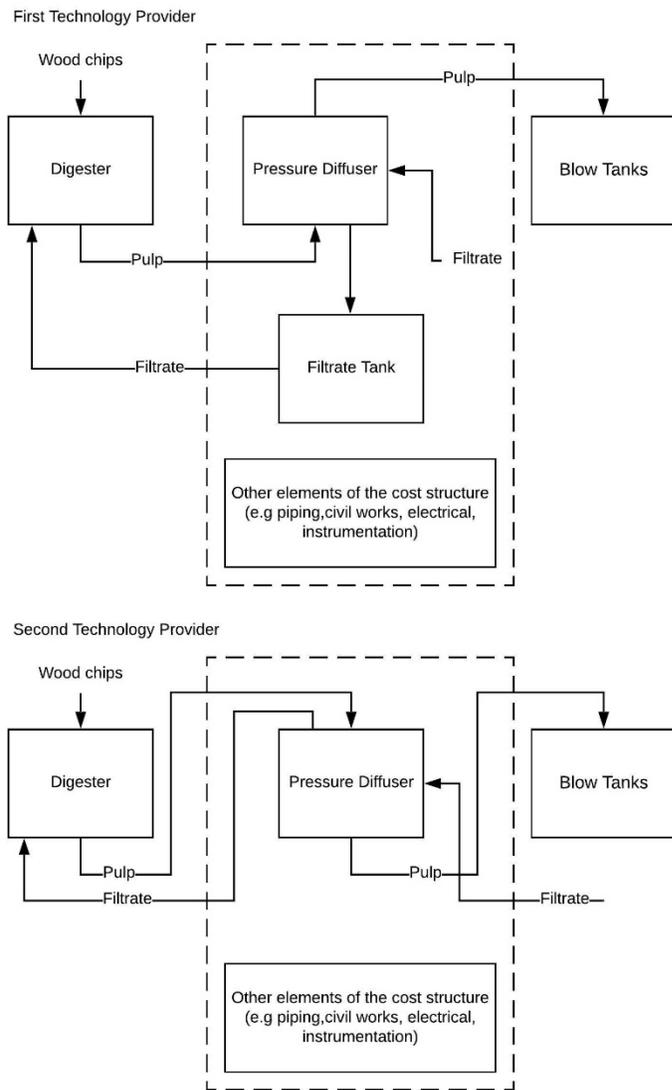


Figure A.6 Case Study 1 – Pulp Washer Replacement - Block Flow Diagram for Each Process

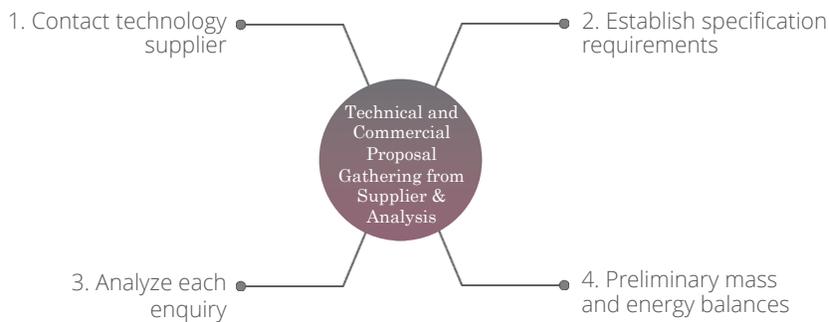


Figure A.7 Project 1- Technical and Commercial Proposal Gathering from Supplier & Analysis.

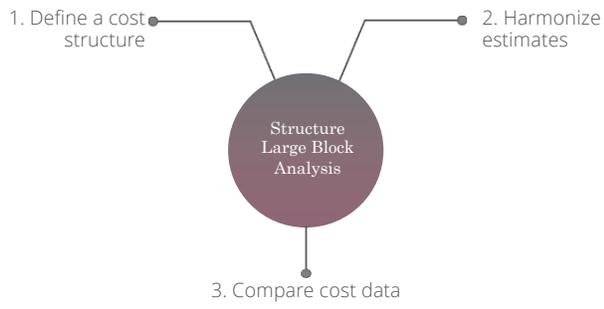


Figure A.8 Project 1- Structure Large Block Analysis.

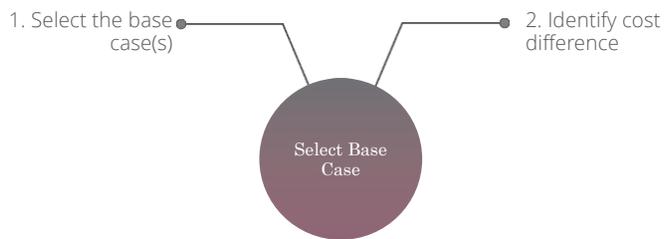


Figure A.9 Project 1 - Select Base Case.



Figure A.10 Project 1- Investment & Operating Cost Estimation with Base Case.

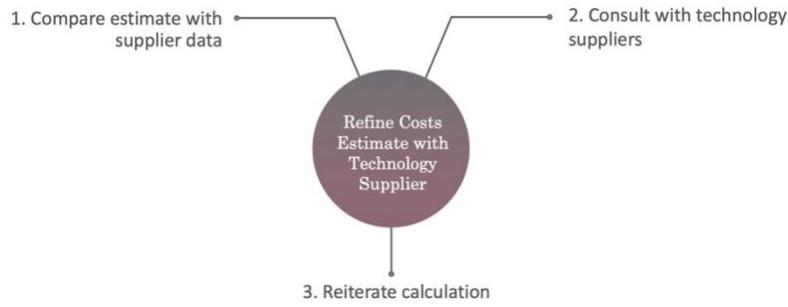


Figure A.11 Project 1- Refine Costs Estimate with

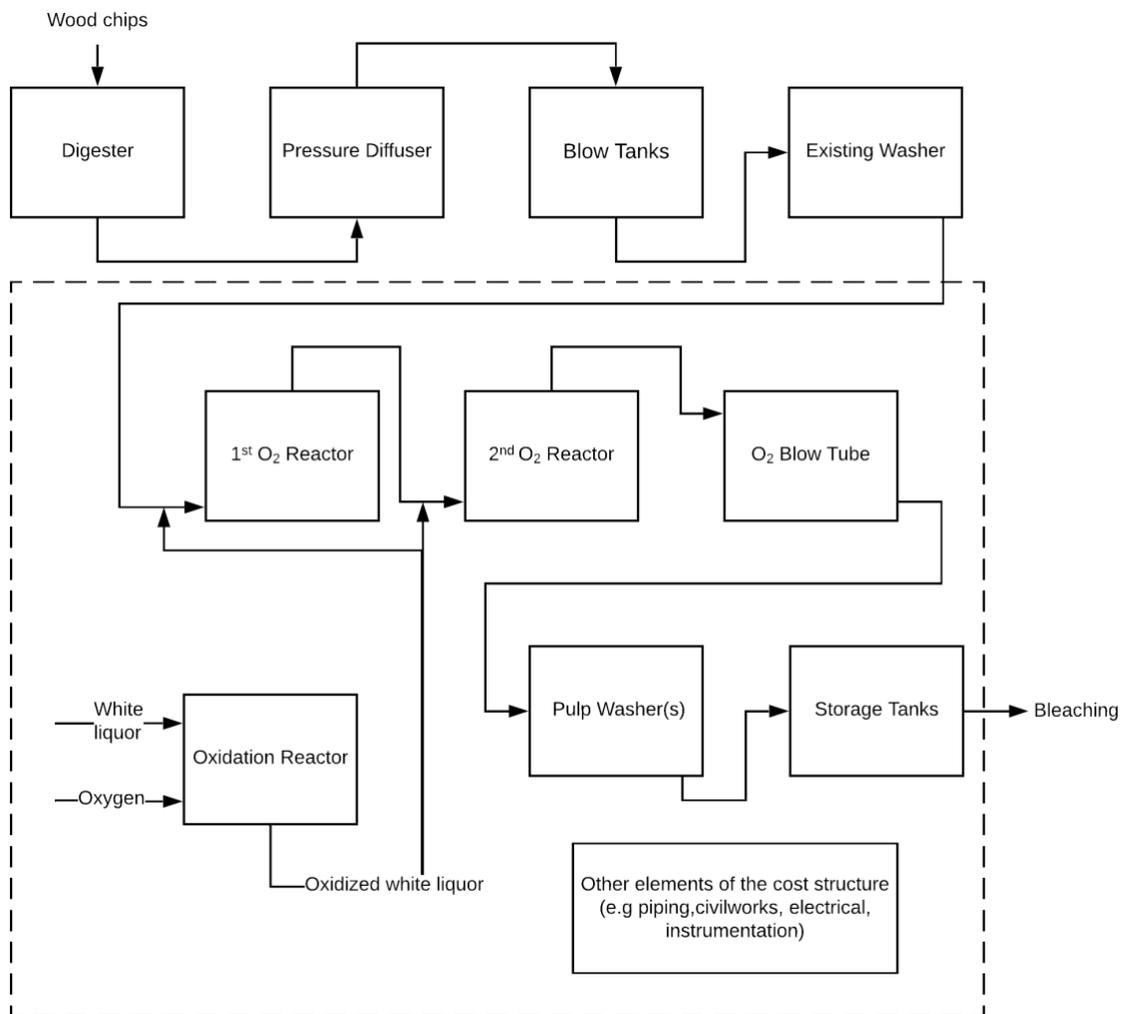


Figure A.12 Case Study 2 – Brownstock Washing Upgrade and Oxygen Delignification- Block Flow

Table A.2 Case Study 1 – Pulp Washer Replacement – Second Supplier Capital Investment Estimate Using LBA

CAPEX – Project 1 - Pulp Washer Replacement				
	Costs Technology provider #1	Adjustment with LBA	Estimated Costs for the Technology provider #2	Basis for Adjustment
Direct Costs				
Mechanical				
Pulp washer	\$7 600 000	\$400 000	\$8 000 000	Despite the fact that the second supplier suggested in its proposal to use a larger diffuser, it was a through-pipe configuration, unlike the first supplier proposal that required a filtrate tank.
Auxiliary equipment, materials, relocation, modification	\$300 000	\$0	\$300 000	Includes the cost of auxiliary equipment such as cranes, hoists, elevators, pumps, agitators, mixers, and bin activators. The costs were considered similar because both suppliers offered similar technology.
Civil Works	\$1 300 000	\$100 000	\$1 400 000	Includes site, concrete, and architectural works. The design from the second technology provider implied an accumulator located at the top of the diffuser, which involved a more complex installation. The larger dimensions of the design proposed by the second supplier should have little impact on demolition and construction because in both cases, old equipment would have to be demolished.
Piping	\$700 000	\$100 000	\$800 000	Includes pipes and fitting, valves, and insulation. The second technology provider proposed a downflow configuration which implied more pipes.
Electrical	\$100 000	\$0	\$100 000	Includes motors, controls, and cables. The electrical cost was considered similar because the total connected power was almost the same.
Instrumentation	\$100 000	\$0	\$100 000	Includes field instruments, instrumentation installation materials, and control valves. The instrumentation was considered similar because the technologies from both suppliers were diffusers.
Total direct costs	\$10 100 000		\$10 700 000	
Indirect Costs				
Engineering & Supervision	\$900 000	-	\$1 000 000	Engineering & Supervision costs include all tasks related to engineering services required to complete the project (detail design, project management, and outside services such as geotechnical study). The FCI (6%) used was considered similar because the technologies in both scenarios were comparable.
Indirect Construction Expenses	\$1 700 000	-	\$1 900 000	Indirect Construction Expenses include costs related to the site management team, construction indirect (office trailer, temporary barriers, site security), and vendors' services for assistance during equipment erection. The FCI (12%) used was considered similar because both projects involved comparable construction work.
Start-Up Expenses	\$100 000	\$0	\$100 000	Start-Up Expenses include the cost to hire trainers from the various technology suppliers and the start-up and commissioning team. This cost was considered similar because the same number of personnel was needed.
Total Indirect costs	\$2 700 000		\$2 900 000	
Contingency	\$1 600 000	-	\$1 700 000	This allowance was made to cover escalation, minor scope changes, and unexpected problems. The FCI (11%) used was considered similar, and both technologies were well-proven.
Total Investment Cost (TIC)	\$14 400 000		\$15 400 000	

Table A.3 Case Study 2 – Brownstock Washing Upgrade and Oxygen Delignification – Second Supplier Capital Investment Estimate Using LBA

CAPEX Project 2- Washing Upgrades				
	Costs Technology provider #1	Adjustment with LBA	Estimated Costs of the Technology provider #2	Basis for Adjustment
Direct Costs				
Mechanical				
Pulp washing technology	\$6 000 000	\$300 000	\$6 300 000	The first design proposed the use of one DD-washer, whereas the second design proposed the use of two washing presses. Although the second design involved the use of two pieces of equipment instead of one, the cost was considered only slightly higher because the DD-washer is a more complex and costly equipment.
Oxygen delignification plant & white liquor oxidation system	\$7 300 000	\$0	\$7 300 000	These costs were considered similar because the same design was proposed.
Auxiliary equipment, materials, relocation, modification	\$1 600 000	\$100 000	\$1 700 000	The first design involved fewer pieces of auxiliary equipment and fewer miscellaneous components such as pumps and filtrate tanks. Both designs involved similar relocation and modification.
Total Mechanical	\$14 900 000		\$15 300 000	
Civil Works	\$3 600 000	\$400 000	\$4 000 000	Despite the fact that the second concept involved two washing presses, the additional space required compared to the first design could be minimized by placing part of the filtrate tanks outside the building.
Piping	\$5 700 000	\$600 000	\$6 300 000	The piping cost for the second concept was higher due to the larger number of pieces of equipment.
Electrical	\$4 300 000	\$600 000	\$4 900 000	The electrical requirements of the second design were higher than the ones for the first design.
Instrumentation	\$1 300 000	\$0	\$1 300 000	Instrumentation was considered similar because both suppliers proposed pulp washing and oxygen delignification technologies.
Total direct costs	\$29 800 000		\$31 800 000	
Indirect Costs				
Engineering & Supervision	\$2 600 000	-	\$2 700 000	The FCI (6%) used to calculate was considered similar because the technologies in both scenarios were well-known and comparable.
Indirect Construction Expenses	\$5 200 000	-	\$5 500 000	The FCI (12%) used was considered similar because both projects involved comparable construction work.
Start-Up Expenses	\$200 000	\$0	\$200 000	This cost was considered similar because the same number of personnel was needed.
Total Indirect costs	\$8 000 000		\$8 400 000	
Contingency	\$5 300 000	-	\$5 500 000	The FCI (12%) was considered similar because both technologies were well-proven.
Total Investment Cost (TIC)	\$43 100 000		\$45 700 000	

Table A.4 Case Study 1 – Pulp Washer Replacement – Cost Ratio Between Technology Providers 1 and 2

	Original TIC estimate by suppliers	TIC estimate by LBA	Appropriation-grade estimate
Supplier 1	14 400 000 \$	14 400 000 \$	14 200 000 \$
Supplier 2	14 000 000 \$	15 400 000 \$	15 700 000 \$
Cost Ratio	103%	94%	90%

Table A.5 Case Study 2 – Brownstock Washing Upgrade and Oxygen Delignification – Cost Ratio between Technology Providers 1 and 2.

	Original TIC estimate by suppliers	TIC estimate by LBA	Appropriation-grade estimate
Supplier 1	43 100 000 \$	43 100 000 \$	54 600 000 \$
Supplier 2	47 600 000 \$	45 700 000 \$	56 100 000 \$
Cost Ratio	91%	94%	97%

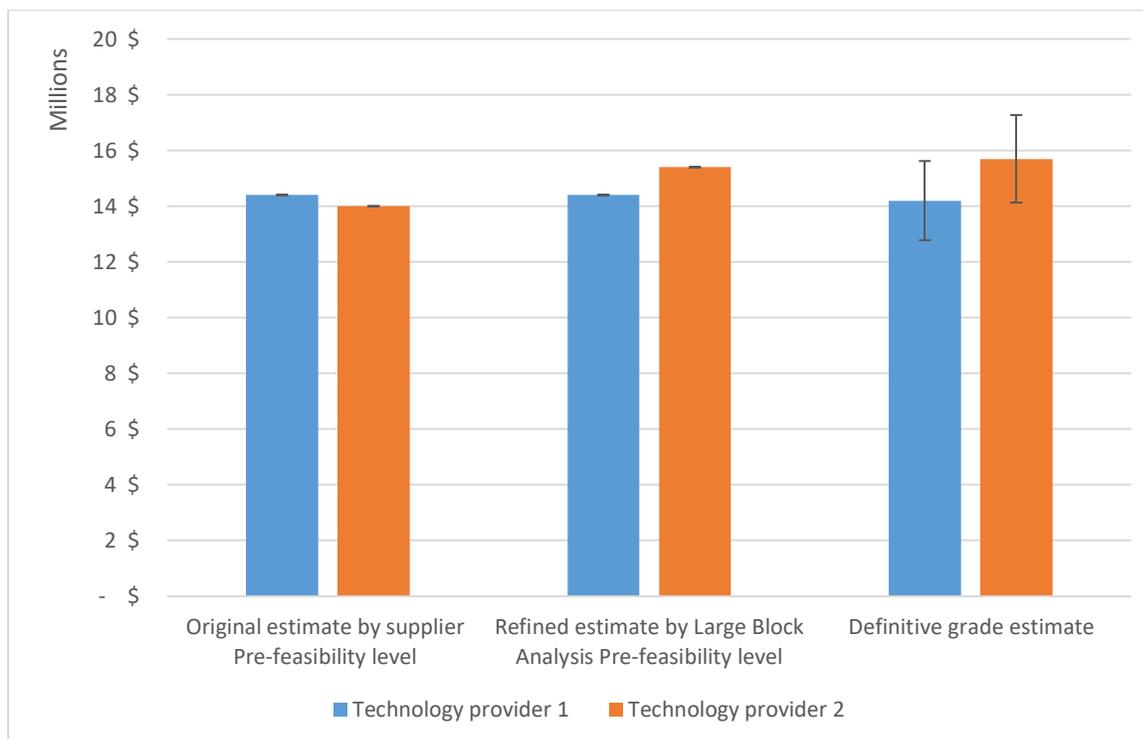


Figure A.13 Case Study 1 – Pulp Washer Replacement – Comparison of Investment Cost Estimates.

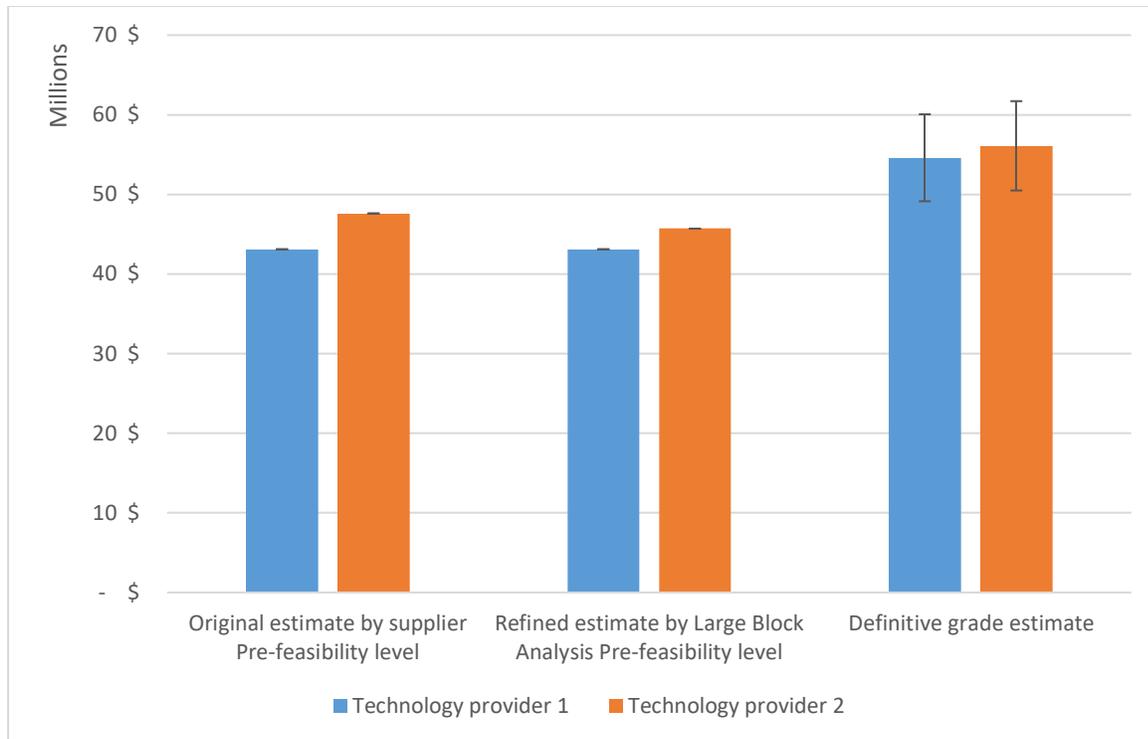


Figure A.14 Case Study 2 – Brownstock Washing Upgrade and Oxygen Delignification – Comparison of Investment Cost Estimates.

ANNEXE B ARTICLE 2 : COMPARING BIOREFINERY PROCESSES AT THE EARLY DESIGN STAGE USING LARGE BLOCK ANALYSIS

Émanuelle Trottier¹, Craig Myers², Paul Stuart^{1*}

¹Laboratory X, Institute X, Department of Chemical Engineering, Polytechnique Montréal, Montréal, Québec, Canada

² Myers Consulting LLC, USA

* **Correspondence:** Paul Stuart
Corresponding Author
paul.stuart @polymtl.ca

Keywords: biorefinery, cost estimate, CAPEX, process economics, investment.

Submitted to *Frontiers in Sustainability*

Abstract

The transformation and the diversification of pulp and paper mills through the integration of biorefineries is increasingly considered essential to the future of many sites, however evaluating the risk and return of different process alternatives at the early design stage is challenging. There are many strategies and technologies that should be considered, each of which is typically accompanied by unique risks, as well as high uncertainties in capital and operating costs. The methodology presented in this study called Large Block Analysis (LBA) comprises a systematic approach for addressing these challenges. We describe how LBA is used to obtain relative cost estimates for different technologies having different Technology Readiness Levels (TRLs), and evaluate 6 process/product combinations for adding value to a wood-extracted hemicellulose stream. The cost estimates obtained by the Large Block Analysis method differ from initial estimates (mainly from technology developers) by between 121% and -19% for the fixed capital cost, and between 117% and -17% for the operating cost. The results show that the production of animal feed additives, of xylitol by a variation of the classical chemical process and of furfural were most promising with an internal rate of return above 15% and accompanied by reasonable risk.

1 Introduction

Integrating a biorefinery to an existing pulp and paper plant is an increasingly attractive strategy being considered by forest product companies to diversify their products and markets, as the sector struggles to adjust to decreasing demand for certain of their core products. If planned and executed well, biorefinery integration can result in co-products that change the competitiveness of sites. Building from existing assets, biorefinery feed streams can be made available including for example hemicellulose and/or lignin, which can in turn be used to produce biofuels, biochemicals and/or biomaterials.

At the early stage of design decision-making related to biorefinery strategy development, where the goal is to eliminate less-preferred options amongst processes vastly distinct in their risk and economics, it is challenging to compare new technologies. This is due to many reasons, including the difficulty to obtain cost estimates that are on a comparable basis (scope of cost estimate, estimate completeness, implicit and explicit assumptions...), related especially to the level of technology development and uncertainty (optimism bias, reference data quality, technology risks, experience level of the estimator, cost estimation technique...) (Christensen et al., 2019; Hollmann, 2014).

When evaluating and comparing the economic performance of different biorefinery process options at the early design stage capital costs, operating costs and revenues must be estimated, where certain critical information is typically provided by technology developers. Depending on the Technology Readiness Level (TRL) of the constituent technologies comprising potential biorefinery strategies, the uncertainty of available information on integrated process performance and scale-up, technology developer optimism bias, and the degree to which engineering has been detailed, the information from technology developers can be highly uncertain. To assemble costs for well-proven technologies, different well-known cost estimate methods can be used, and in some cases these have been adapted for early-stage cost estimating (ASTM International, 2019; Benali, 2015; Claypool, J. T. & Raman, D. R., 2013; Cortes-Peña et al., 2020; Ereev & Patel, 2012; Peters et al., 2003; Tsagkari, Mirela et al., 2020).

Systematic methods for cost estimation early in the design process for biorefinery projects are critical, in order to obtain relative costs and make proper comparisons for process options triage. The Large Block Analysis (LBA) method has been developed by Trottier et al. (2021), which aims

to reduce uncertainty and develop comparable costs suitable for triage decision-making. The LBA method is used to compare different process alternatives by identifying the most reliable cost estimate amongst the options to estimate and improve the initial capital and/or operating cost estimate provided by all technologies. This method was demonstrated in two pulp and paper case study engineering projects, in which technologies proven at commercial scale were considered (Trottier et al., 2021). Despite the high stage of development of these technologies and the associated reliable cost estimates, the Large Block Analysis method was still as good as or superior to conventional estimation techniques (Trottier et al., 2021). Therefore, the application of LBA to biorefinery projects is expected to be even more pertinent, as the level of uncertainty of emerging and innovative technologies is much higher.

Dissolving pulp mills are particularly suitable for biorefinery integration since they employ a pre-hydrolysis step to remove most of hemicelluloses prior to cooking. This step is used for the dissolving pulp process because of the need for a high cellulose content in the final pulp (>90%) (Hemanathan & Lew P., 2017). One of the emerging pre-hydrolysis technologies for removing hemicelluloses is hot water extraction (HWE). It has the advantages of limiting undesirable conversions, and minimizing environmental impact since it does not employ chemicals or catalyst, and is not being corrosive and enhancing cellulose accessibility for the pulping process (Cheng & Wang, 2012; Hemanathan & Lew P., 2017; Wu, 2016). The resulting pre-hydrolysis liquor (PHL) is composed of hexose and pentose sugars in oligomeric and monomeric forms, acetic acid, lignin, furfural, and ash (Li et al., 2010; Saeed et al., 2012). In the classic pulp and paper process, the PHL is typically burned with the black liquor or sent to the wastewater treatment plant. However, water-extracted PHL can be recovered and used as a raw material for several biorefinery processes that can produce added-value products (Wu, 2016). This is due to the high sugar content of the PHL that can be converted to multiple products, and the absence of residual pulping chemicals when water is the extraction medium. An example of the use of HWE is by American Process Inc. for extracting hemicelluloses from hardwoods (Retsina & Pylkkanen, 2014), which has been commercialized and implemented industrially by Cascades (Lane, 2015).

The use of PHL as a raw material and its various possibilities for valorization are well covered by the literature (Cavani et al., 2016; Cheng & Wang, 2012; E4tech et al., 2015; Menon & Rao, 2012; Tao & Aden, 2009). Many possibilities of products and processes exist and their evaluation is

notably complicated by different levels of technological maturity as well as a variable level of market risks depending on the targeted products.

In this article the LBA method will be applied considering the PHL from hot water extracted hardwood, and options for its valorization.

Process/Product Options Considered for the Valorization of Water-Extracted Hemicellulose Stream

Xylitol, a sweetener that can be produced from a hardwood hemicellulose stream, is a promising alternative to regular sugar for various reasons including lower calories than sucrose, comparable sweetness to sucrose, beneficial oral health effect by decreasing dental care requirements, and potential to be certified organic (zuChem, 2013). It has applications in chewing gum, confectionery, food, personal care, pharmaceuticals, and nutraceuticals (Wasilenkoff, 2018). The market is expected to grow at a compound annual growth rate (CAGR) of over 7%, driven by health-related concerns such as childhood obesity and Type II diabetes (Motor Intelligence, 2019; Wasilenkoff, 2018). The market price for xylitol was between 3,500 and 4,500 USD/t in 2018 (Wasilenkoff, 2018). The market is quite fragmented. In 2016, 35% of the volume was attributable to various small producers. Danisco stood out with 23.1% of the volume and Futaste Pharmaceutical with 15.2% of the market. The largest market is in North America, followed by Europe and Russia, and finally a small market demand is growing in South America, Africa, and Asia (Motor Intelligence, 2020).

Xylitol can be produced from PHL chemically (this route has been commercialized), or via fermentation. First, a post-hydrolysis is needed in both pathways to make available monomeric sugars in the PHL, which contains oligomers after the initial HWE step. The pre-hydrolysis can be done by acid or enzymatic hydrolysis. The enzymatic hydrolysis has the advantage of employing milder operating conditions, and fewer inhibitors are likely to be produced (Ur-Rehman, et al., 2015). About 70% to 90% of the xylan hemicellulose is converted to xylose using this technique (Gerbrandt, 2014).

For the classic chemical process, a purification step is required to obtain a pure xylose (>99%). This can be achieved by multiple techniques including filtration, simulated moving bed (SMB) chromatography, activated carbon columns, ion-exchange columns, and xylose crystallization. The xylose solution is hydrogenated to xylitol at high pressure (4-7 MPa) and moderate temperatures

(80-140°C) with hydrogen gas and a metal catalysis e.g., Raney-Nickel (Delgado Arcaño et al., 2018; Gerbrandt, 2014; Rafiqul & Sakinah, 2013). The xylitol solution is crystallized and the mother liquor containing the remaining contaminants is separated from the xylitol crystals, which are then dried before packaging (Hou-Rui, 2012; Rafiqul & Sakinah, 2013).

An interesting variation of the classic chemical pathway involves hydrogenizing a solution of mixed sugars instead of the pure xylose solution. A purification step is necessary to remove contaminants such as lignin, remaining oligomers, acetic acid, and non-organic components. All the sugars are converted to their respective alditols (90% to 99% xylose to xylitol conversion) by the hydrogenation at high pressure (4-14 MPa) and temperature (120-140°C) with hydrogen gas and a metal catalyst (Allen et al., 2019; Bailey, 2017). After the conversion, purification by SMB chromatography is used to separate the xylitol from the other alditols and improve the recovery (Allen et al., 2019; Bailey, 2017; Rafiqul & Sakinah, 2013; Wasilenkoff, 2018).

Bioprocesses involving enzymatic fermentation can be used to produce xylitol, although the technology is to our knowledge only at the pilot scale (Rafiqul & Sakinah, 2013; zuChem, 2013). The bioprocess does not require a purified xylose solution because the sugar conversion to xylitol is more selective (Hou-Rui, 2012). After the PHL post-hydrolysis, the hydrolyzate is detoxified to remove inhibitors such as phenolic compounds, furfural, HMF, organic acids and non-organic components (Mpabanga et al., 2012). The mixed sugar solution is then fermented by yeast or directly converted by enzymes to xylitol. Fermentation takes place at 28-30°C for 48-96 hours, and about 81% of the xylose is converted to xylitol (Gerbrandt, 2014; Rafiqul & Sakinah, 2013). A purification step is needed to recover the xylitol from the mixed solution that also includes unconverted sugars (arabinose and galactose), this is done by SMB chromatography (Hou-Rui, 2012; Rafiqul & Sakinah, 2013).

Furfural is another attractive valorization option for the hardwood-extracted hemicellulose stream. It can be used directly as a solvent as well as in some agrochemical applications such as insecticide and fungicide. It is also an important renewable chemical building block; furfural can be converted to added-value chemicals like furfuryl alcohol and tetrahydrofurfuryl alcohol, and chemical intermediates with many industrial applications (E4tech et al., 2015) (ENER, 2015). The majority of the world's furfural production (60-80%) is converted to furfuryl alcohol (Iroegbu & Hlangothi,

2019; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). Most of the global production (80-90%) of furfuryl alcohol is used to make foundry resins (furan - (Krishna et al., 2018; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). The market price for furfural is between 800-1,600 USD/t while the market price of furfuryl alcohol is approximately 1,300 USD/t (E4tech et al., 2015; Krishna et al., 2018; Mazar et al., 2020; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). Fossil-based product alternatives are limiting the growth of the furfural and furfuryl alcohol markets. For example, phenolic resins from crude oil are cheaper than using furan resins produced with furfuryl alcohol (Krishna et al., 2018; Rosales-Calderon & Arantes, 2019)(Rosales Calderon, Arantes, 2019; Siddarth H. et al., 2018; Ofondu Iroegbu, P. Hlangothi, 2018).

A CAGR of 4.5% between 2019-2024 is expected for furfural, mainly driven by the Asia-Pacific region, as furfural production and consumption is largest in China (Markets and Markets, 2019). No significant near-term market growth is expected in the United States for furfural (Markets and Markets, 2019; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). A potential opportunity that could drive demand would be the production of diesel and aviation fuel blends, and the pharmaceutical grade of furfural (Gilani, 2014; Rosales-Calderon & Arantes, 2019).

Furfural is produced industrially in one or two steps to hydrolyze the pentosans and convert the pentoses into furfural by dehydration (Brownlee & Miner, 1948; Dashtban et al., 2012). The classical industrial processes have not been improved in recent years and have various disadvantages including long residence time requirement, significant steam requirements, and a low yield (~ 50%) due to many side reactions (Cai et al., 2014; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). Furfural production plants in the United States and European have almost all ceased operations; 90% of production is now in China, South Africa, and the Dominican Republic, with the former alone producing 70% of the world's production (Cai et al., 2014; Rosales-Calderon & Arantes, 2019). In order to improve the efficiency of the process, Mazar et al. (2020) proposed adding the acid to the reactor only when the optimal temperature is reached and/or, depending on the configuration, to recover the furfural from the liquid phase as soon as it is formed and to send it to the vapour phase to limit the formation of other components. Considering industrial feasibility and integration with paper mills, the preferred configuration considered in this study to minimize capital cost and energy demand starts with a concentration step followed by an acidification step to precipitate the lignin to avoid plugging problems, and during the conversion furfural is directly

condensed then recovered and purified by distillation. A cumulative yield of 56% is obtained at 170°C with this configuration (Mazar et al., 2020).

The hemicelluloses contained in PHL can also be concentrated and sold as animal feed additives in the same way as beet sugar and cane sugar molasses. Feed additives are a large and highly-volatile global market. The price for hemicellulose as animal feed is estimated at 80 to 117 USD/t, but this depends on the sugar concentration of the hemicellulose solution and the outcome of price negotiations with partners and buyers (Gilani, 2014).

PHL can be concentrated with a multi-effect evaporator to obtain a solids content of 55% and as high as 70%, which allows it to be used in the formulation of animal feed since this sugar concentration is sufficient to meet caloric needs (Gilani, 2014). The concentration of carbohydrate must be between 55% and 84% to qualify as feed additive (Code of Federal Regulations, 2020).

The production of biogas from PHL with anaerobic treatment is possible, where the biogas would be used by the pulp and paper mill as a substitute for natural gas. First, the PHL is conditioned to meet the target pH and nutrients concentration for anaerobic treatment. Then, in an anaerobic reactor the PHL is degraded and converted into biogas by anaerobic bacteria and microorganisms. The biogas produced is sent to a scrubber to remove hydrogen sulfide, and then used in the mill steam boilers (Gavrilescu, 2002; Gilani, 2014). The methane content is typically between 50 and 75%, carbon dioxide between 25-45% and other elements having less than 2% such as water, nitrogen, hydrogen sulfide, hydrogen, oxygen and ammonia (Pigeon et al., 2012).

2 Materials and Methods

In order to compare different biorefinery options, the processes and cost estimates for 6 options were compared, then the LBA method was applied to render the estimates to be on a comparative basis, as well as reduce their uncertainty. Figure B.1 presents the Large Block Analysis steps.

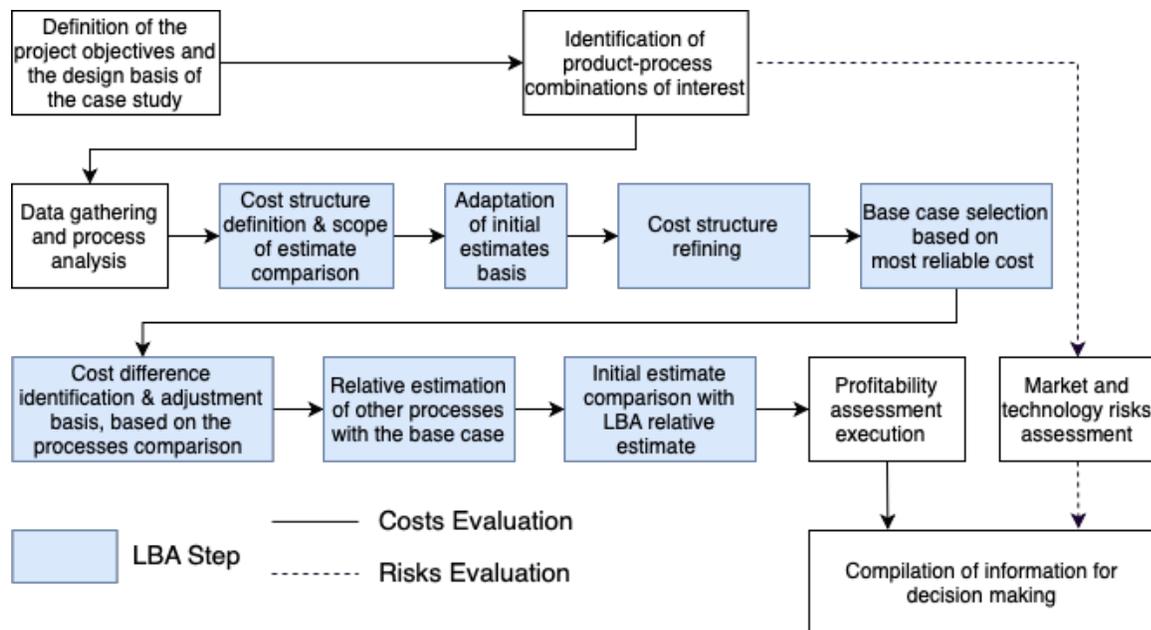


Figure B.11 Large Block Analysis (LBA) Methodology

First the project objectives and the design basis of the case study were defined, and product-process combinations satisfying these were identified.

Reference and cost data were gathered from several sources depending on the best sources available, e.g. supplier technical and commercial proposals, discussion with experts, literature and public information. The different process pathways were analyzed at the block flow diagram level, and processes were divided into functional areas so that they could be compared using this basis. For each functional area, the major equipment items were defined as well as approximate mass and energy balances. The cost estimates for each process option were analyzed by comparing the scope of supply, to identify missing cost(s) and understand the cost basis for the different estimates. The initial cost estimates were standardized to bring all unit costs to the same basis, and adapted to the design basis e.g., capacity and year indexation, and in some cases, missing cost(s) were added. A cost structure considering the different functional areas, the level of detail, and industry practice was defined to facilitate cost comparisons, and assumptions were made so that the cost estimates were reflected in the cost structure.

Next the Large Block Analysis was conducted. Among the different options, the most thorough cost estimate was selected as a “base case”. The cost estimate for this base case was used to independently estimate the other process options based on the analysis of the functional areas. The main differences between the initial and LBA cost estimates were identified and examined more closely to arrive at an appropriate representation of cost.

In conjunction with the cost analysis, much was learned about each process and a risk assessment could be conducted to identify the key market and technology risks. These cost and risk assessments were then used to compare the different pathways, and identify the most preferred options for further analysis.

3 Results and Discussion

3.1 Design basis for the case study

The mill in the case study is seeking to valorize the PHL obtained from a hot water extraction step, and is considering producing xylitol using an innovative chemical process. Aware that there are several other products and technologies that could be implemented having different risks and returns, they wished to compare the production of xylitol by the innovative chemical process with other possibilities.

The mill kraft dissolving pulp process consumes 790 bone-dry metric tonnes per day (bdt/d) of hardwood chips. A new pre-hydrolysis step done with hot water extraction (HWE) has recently been implemented to extract hemicelluloses, currently burned in the boiler along with the black liquor. If sent to a biorefinery process, 95 bdt/d of pre-hydrolysis liquor or PHL (1900 m³/hr at 5% DS) could be converted into added-value products. The liquor is composed of 56.5% oligomers (43% xylan), 12.7% monomers, 16.6% lignin, 11.1% acetic acid, 0.1% furfural & HMF and 3% ash.

The fixed capital investment (FCI) was estimated for transforming the PHL into xylitol with the innovative chemical process, including the equipment costs to purify, convert, and recover the

product, as well as the installation and balance of plant requirements, indirect costs and contingency.

The total production cost (TPC) was estimated including variable costs i.e., raw materials, utilities, labour including supervision, maintenance, supplies and laboratory charge), fixed charges (property taxes and insurance) and general expenses (application & sale). Certain cost elements were excluded in this study since they were deemed not relevant including administration, plant overhead, rent and research & development. The raw materials cost and utilities cost estimates were based on preliminary mass and energy balances (see additional information for the unit prices assumed.) The labour cost was estimated based on the number of operators required for each process considering an hourly rate (including indirect costs) of 65 \$/hour, and supervision is considered to represent 15% of the labour cost.

Further assumptions for the cost estimates include:

- The hot water extraction (HWE) step is already implemented and not considered.
- No cost was assumed for the PHL since its valorization allows an increase in the dissolving pulp production by creating space in the boiler, however the cost to concentrate the PHL is included in the project scope.
- The capacity of the existing mill utilities (waste treatment, steam, etc.) was deemed sufficient for the biorefinery needs.
- 345 operating days per year.
- Costs related to the hydrogenation catalyst, chromatography resin and yeast cells have been neglected.
- Patent and royalty costs were not considered.
- Accelerated depreciation, 6% discount rate, 26.6% tax rate were considered.

6 product-process combinations were compared in the study:

1. Xylitol production via the classical chemical process with acetic acid as a co-product
2. Xylitol production via the fermentation process with acetic acid as a co-product

3. Xylitol production via a variation of the chemical process (the innovative chemical process considered by the mill) with acetic acid as a co-product
4. Furfural with acetic acid as a co-product
5. Additive for animal feed with acetic acid as a co-product
6. Biogas production

3.2 Data gathering and Process Analysis

Cost data used for the initial estimates are based on literature work (Gerbrandt, 2014; Mazar et al., 2020; Gilani, 2014; NREL report), public information (Wasilenkoff, 2018) as well as partner information and vendor quotations.

Figure B.2 shows a simplified process diagram of the different options. In terms of major equipment, an initial concentration step is similar for several processes, and multiple similarities are noticeable between xylitol processes. However, the furfural and biogas processes have little in common with the xylitol processes in terms of major equipment.

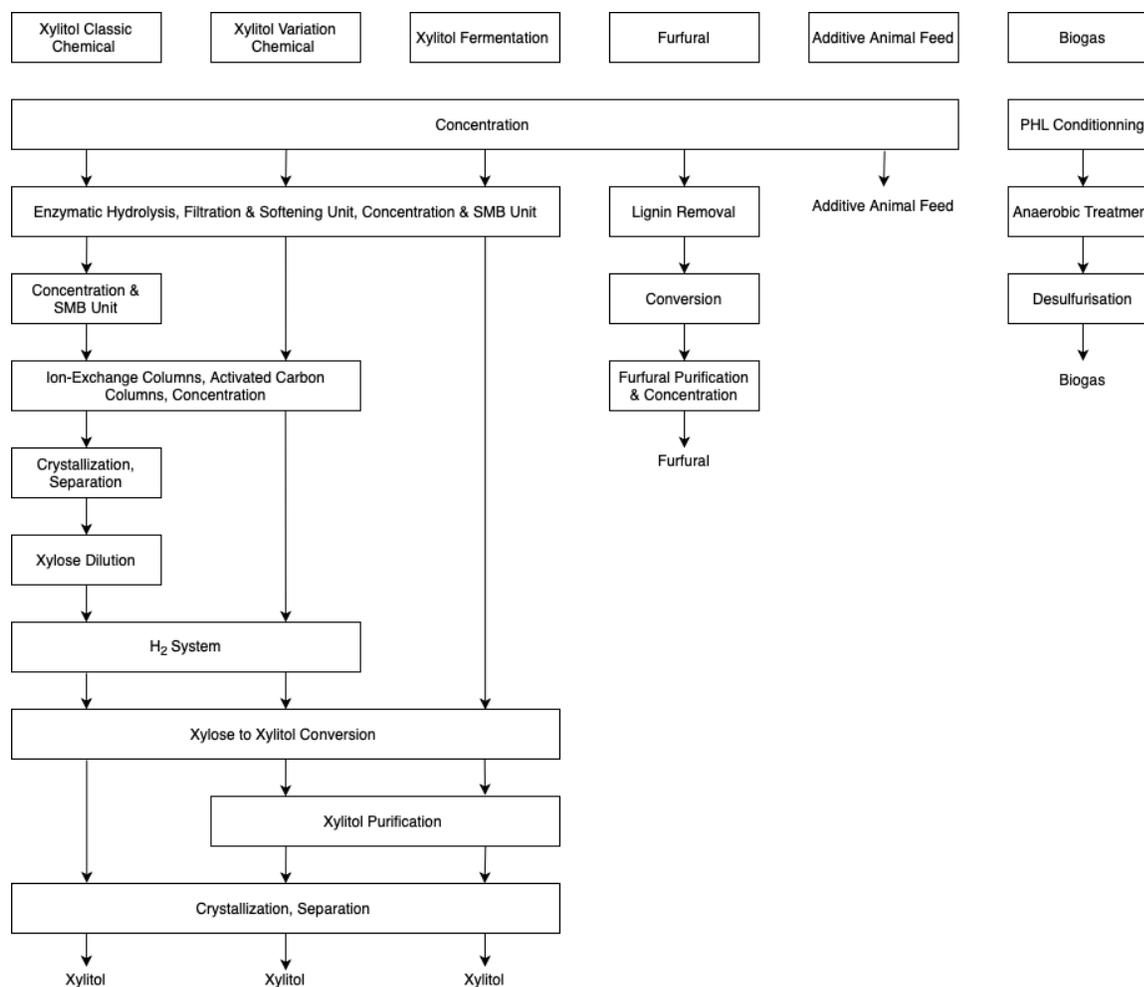


Figure B.12 Block Flow Overview of Process Options for Valorization of Hemicellulose Stream

A first concentration step by multiple effect falling film evaporator is necessary for the first four processes. For the production of xylitol and furfural, this step is done to reduce the volume to be treated subsequently, thus reducing the investment cost. As for the production of animal feed additive, the PHL must be concentrated in order to meet the calorific requirement and to reduce transportation costs.

A conditioning step is present for all xylitol processes involving enzymatic hydrolysis, filtration and softening, and an SMB chromatography unit. Filtration is required to avoid suspended solids accumulation in the resin beds and prevent plugging of the SMB columns. Solid contaminants can be removed by a basket centrifuge which removes most of the solids, and by a membrane filtration unit to remove the fine residual solids. An ion exchange softening unit removes the calcium and

magnesium ions that hinder process performance. In order to obtain a better separation, the liquor must be concentrated before being purified by a SMB chromatography system. The fermentation process does not require further purification before conversion, as the bioconversion is more selective and the tolerance of microorganisms to inhibitors allows the use of a less purified solution. However, depending on the level of purification needed by the chemical processes, further purification steps are necessary. For the classical xylitol route, a second concentration and SMB chromatography system is necessary to further separate the xylose from the oligomers and other monomers. The next step, which is necessary in both the conventional and the variation chemical routes, includes ion exchange columns, activated carbon columns for colour removal, and concentration. To obtain a pure xylose solution, the classical process requires a final conditioning step including xylose crystallization and separation of the other monomers still present. For all xylitol processes, the reaction is carried out in one or more reactors, however, the operating conditions differ (see additional information for more detail).

Once the xylitol is produced, the variation chemical process and the fermentation process require a purification step to separate the xylitol from other polyols or unconverted sugars. Finally, all xylitol processes involve a xylitol crystallization and a separation step.

3.3 Structure Definition & Scope of Estimate Comparison

In order to understand the basis of the costs, a comparison of the scope of supply considered in each of the estimates was made. Then, the most detailed cost estimate is used as the starting point for structuring the costs, and additional relevant cost categories were added. The first column of Table B.1 shows the cost structure used for the study, and the other columns show how each of the direct costs of the estimates were estimated on the basis of the initial cost estimate. In the commercial proposals, some costs were included while others were defined as being outside the scope of supply. In some cases, it was not ambiguous whether certain costs were included in the estimate. This is particularly the case for less precise estimates that do not have a well-defined scope. These ambiguities make it difficult to compare estimates, and the technology provider was contacted to clarify whether these costs are included or not.

Table B.1 Scope of Cost Estimate Comparison: Direct Costs

	Main Estimate of Each Process					
	Xylitol Classic Chemical	Xylitol Variation Chemical	Xylitol Fermentation	Furfural	Additive Animal Feed	Biogas
Process Equipment	✓	✓	✓	✓	X ¹	✓
Spare parts	✓	✓	UNS	✓	X ¹	✓
Freight	✓	✓		UNS	X ¹	✓
Taxes, duties	UNS	X		UNS	X ¹	X
Equipment Inst. & Erection	✓	✓		✓	✓	✓
Piping	✓	✓		✓	✓	✓
Electrical	✓	✓		✓	✓	✓
I&C	✓	✓		✓	✓	✓
Buildings						
Foundation	✓	X		✓	UNS	✓
Structure/ Building	✓	✓				UNS
HVAC	✓	✓				UNS
Site work	✓	X		✓	✓	✓
Service facilities						X
Utilities	UNS	✓			UNS	X
Waste Treatment Modification	UNS	X			✓	X
Fire Protection	✓	✓			UNS	X
Storage	✓	✓				X
Distribution and packaging	UNS	✓				X
Land	X	X			X	X

Legend: ✓: Explicitly included, X: Explicitly not included, UNS: Unspecified.

¹ Not needed, equipment was being relocated

3.4 Adjustments to the Base Case Cost Estimate

Once the cost basis has been defined for each option, the initial estimates were adjusted to the case study specifics.

Some adaptations were necessary to make the estimates obtained consistent with the design basis of the case study, for example:

- The addition of a concentration step after the HWE for the three xylitol processes was necessary, as the resulting PHL is more dilute than the one considered in the technology developer estimates.
- The cost of an evaporator was estimated and added (2,9M\$).

- The initial estimate for the classical chemical xylitol process was missing certain process steps.
 - The cost of the conversion step was added based on the installed cost of the hydrogenation step of a process having the same capacity (7,2M\$), provided by one of our partners.
 - The xylitol crystallization equipment cost (1,4M\$) was added to the estimate based on data from literature.
- The initial estimate for the animal feed additive production required the addition of an evaporator, as the equipment had been considered relocated in a previous study that the estimate was based on. The cost of an evaporator (4,3M\$) was added.
- A desulphurization step was added to the estimate received for the biogas process, to utilize the biogas produced internally by the mill. The cost of a venturi scrubber and blower (0,1\$) was added.
- Adjustment for the case study capacity (using scale factor between 0.5 - 0.7)
- Certain additional costs had to be added for missing equipment items:
 - A factor of 15% of equipment cost (2,5M\$) was added to the xylitol variation chemical estimate to account for foundation, site work and waste treatment modification.
 - A factor of 6%, 15% and 10% of FCI was added the biogas estimate in consideration of service facilities (0,9M\$), missing indirect costs (2,3M\$), and contingency (1,6M\$) respectively.

3.5 Cost Structure Refining

The estimates were placed into the same cost structure for comparison purposes. The structure considered the highest level of detail possible based on the cost data received, and then aggregated. Table B.2 shows the initial cost estimates aggregated into functional areas i.e., conditioning, conversion and product recovery.

Table B.2 Adjusted Capital Cost Estimates Prior to Large Block Analysis

	Xylitol Classic Chemical ¹	Xylitol Variation Chemical ¹	Xylitol Fermentation ²	Furfural ³	Additive for Animal Feed ⁴	Biogas ¹
Direct Cost						
Process Equipment Cost by Area						
Conditioning	35.3M\$	10.7M\$	24.1M\$	2.7M\$	4.3M\$	Included
Conversion	4.8M\$	1.7M\$	3.9M\$	0.1M\$	-	Included
Product Recovery	1.4M\$	4.4M\$	8.8M\$	0.2M\$	-	0.1M\$
Total Process Equipment Cost	41.5M\$	16.9M\$	36.8M\$	3.1M\$	4.3M\$	
Installation & Support Disciplines						
Installation	11.2M\$	5.3M\$	22.6M\$	1.1M\$	2.1M\$	10.4M\$
Piping	8.3M\$	1.7M\$		0.6M\$		
Electrical, I&C	6.2M\$	2.5M\$		1.1M\$		
Construction	10.9M\$	6.7M\$		0.6M\$	0.3M\$	0.4M\$
Service facilities, Site Preparation				1.2M\$		0.9M\$
Total Installation & Support Disciplines	36.7M\$	19.7M\$		4.6M\$	2.4M\$	-
Indirect cost						
Engineering	7.8M\$	Included		0.4M\$	Included	Included
Construction & Contractor's fee	3.9M\$	Included		0.5M\$	Included	2.3M\$
Owner's Costs	4.2M\$	Included		0.1M\$	Included	
Start Up & Commissioning	0.4M\$	Included		0.8M\$	Included	Included
Total Indirect Cost	16.3M\$	8.8M\$		1.7M\$	0.3M\$	Included
Contingency	10.5M\$	13.6M\$	7.6M\$	1.2M\$		1.6M\$
Fixed Capital Investment	105.0M\$	58.9M\$	67.0M\$	10.6M\$	7.0M\$	15.5M\$

Main sources: ¹ Partner information and vendor quotations ²(Gerbrandt, 2014) ³(Mazar et al., 2020) ⁴(Gilani, 2014)

3.6 Base Case Selection

A “most reliable cost” base case estimate was selected among the 6 considered, and used to estimate all other process options. Table B.3 presents the comparison of the different cost estimates according to assessment criteria, used to identify the best cost to use as a base case.

Table B.3 Selection of “Reliable” Base Case Cost

	Xylitol Classic Chemical	Xylitol Variation Chemical	Xylitol Fermentation	Furfural	Additive Animal Feed	Biogas
Completeness of the estimate	●	●	●	●	●	●
Level of accuracy of the main estimate	Feasibility ¹	Order-of-Magnitude ¹	Order-of-Magnitude ²	Order-of-Magnitude ²	Order-of-Magnitude ²	Budget ³
Number of sources needed for adaptation	3	1	1	0	1	1
Level of definition	High	High	Low	Medium	Medium	High

Cost estimates were available from various sources: ¹engineering firms; ²literature; ³technology developer

The most reliable cost is reflected in the accuracy of the initial estimate, while the number of sources used to adjust or adapt the initial estimate is likely to reduce the level of precision. The level of definition refers to the number of cost elements specified by the estimate. For instance, the initial cost estimate of the xylitol fermentation process had a low level of definition since most of the costs were aggregated in one category that was not defined.

As a result of this analysis, the xylitol classic chemical process estimate was considered the most reliable cost for the following reasons:

- It is the most accurate estimate and among the most complete estimates.
- Although the initial estimate of this process included several information sources, most of the cost is based on a feasibility level estimate ($\pm 20\%$).
- It is one of the most mature processes considered, and it is the one for which the most information is available.

3.7 Cost Difference Identification

To estimate the other processes using the base case, the differences in costs were identified based on the process option comparisons previously performed, and the basis of adjustment was determined. For the purposes of early stage design cost comparisons, some costs could be considered the same as the base case, some needed adjustment according to flow rate, operating conditions, or equipment differences, and some costs were added when the process or an area was not comparable to the base case. For the hemicellulose conditioning, Table B.4 summarizes the cost differences considered, and Table B.5 shows the LBA adjustment made.

Table B.4 Process Differences Identification: Example of Hemicellulose Conditioning

Box #	Base Case: Xylitol (Classic Chemical)	Xylitol (Variation Chemical)	Xylitol (Fermentation)	Furfural	AAF	Biogas
Conditioning						
1	Concentration	Idem	Idem	Greater capacity	Greater capacity	N/A
2	Enzymatic hydrolysis	Idem	Idem	N/A	N/A	N/A
	Filtration					
	Softening					
	Concentration # 2					
	SMB#1					
3	Concentration # 3	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
	SMB#2					
4	I-EX Columns	Reduced Capacity	N/A	N/A	N/A	N/A
	AC Columns					
	Concentration # 4					
5	Crystallization	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
	Separation					
6	-	N/A	N/A	Lignin recovery Unit Added	N/A	N/A
7	-	N/A	N/A	N/A	N/A	Conditioning biogas unit added

Idem: No adjustment needed; N/A: Not applicable in the cost estimate (the considered process does not require this step)

TableB.5 Cost Differences Identification: Example of Hemicellulose Conditioning

Box #		Base Case Xylitol Classic Chemical	Xylitol Variation Chemical	Xylitol Fermentation	Furfural	AAF	Biogas
Conditioning							
1	Concentration	2.9M\$	Idem	Idem	+ 0.9M\$	+ 1.4M\$	N/A
2	Enzymatic hydrolysis	3.7M\$	Idem	Idem	N/A	N/A	N/A
	Filtration	0.6M\$					
	Softening	4.3M\$					
	Concentration # 2	2.1M\$					
	SMB#1	6.4M\$					
3	Concentration # 3	1.1M\$	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
	SMB#2	5.4M\$					
4	I-EX Columns	1.9M\$	- 0,3M\$	N/A	N/A	N/A	N/A
	AC Columns	1.1M\$					
	Concentration # 4	1.1M\$					
5	Crystallization	3.7M\$	N/A	N/A	N/A	N/A	N/A
	Separation	0.9M\$					
6	Lignin recovery	-	N/A	N/A	+ 0,8M\$	N/A	N/A
7	Conditioning biogas	-	N/A	N/A	N/A	N/A	+ 0.5M\$

Idem: No adjustment needed; N/A: Not applicable in the cost estimate (the process does not require such step)

Tables B.4 and B.5 addressed the equipment costs. The other costs including installation & support disciplines and indirect cost were evaluated as a percentage of the purchased equipment cost, the direct cost or the FCI. The percentage used by the base case (xylitol classic chemical) was adjusted based on process analytics and Good Engineering Judgement. Table B.6 overviews the adjustment basis considered for each cost element.

Table B.6 Major Equipment Installation and Indirect Costs: Adjustment Basis

Cost	Base Case Value	Adjustment Basis for Other Cases
Installation & Support Disciplines		
Installation		
Conditioning	23% of equipment cost	Equipment type, number of equipment that are different
Conversion & Recovery	50% of equipment cost	
Piping	30% of equipment cost *	Number of connections per equipment, type of process
Electrical, I&C	15% of equipment cost	Equipment type, equipment complexity
Construction, Service facilities, Site Preparation	26% of equipment cost	Number of services needed, process type
Indirect cost		
Engineering	20% of direct cost*	Number of capital-intensive equipment, project cost
Construction indirect & Contractor's fee	5% of direct costs	Number of construction trades, number of equipment type, Retrofit (no or min cost for temporary site services and facilities, camp and housing facilities)
Owner's cost	4% of FCI	Same location, legal fee and permits and insurance should be similar
Start Up & Commissioning	0,4% of FCI	Number of major equipment to reflect the number of start-up and commissioning crew including vendor assistance and training. The cost of production loss is excluded
Contingency	15% of FCI*	Level of detail (mechanical) level
Working Capital		Raw material and product stock for a week

*Best Case modification necessary in order to be comparable with the other process

To further illustrate this approach, for the fermentation process the following adjustments were considered:

- The installation percentage related to the conversion was increased compared to the most reliable cost estimate, since the reactors are significantly larger.
- The cost of services was reduced for the fermentation process since it did not use hydrogen gas.
- The start-up & commissioning percentage was reduced since there is lower process complexity (number of major equipment items).

Table B.7 shows the specific percentages established for each process to estimate the installation, balance of plant and indirect costs using the most reliable base case.

Table B.7 Major Equipment Installation and Indirect Costs: Large Block Analysis Adjustments

	Base Case Xylitol Classic Chemical	Xylitol Variation Chemical	Xylitol Fermentation	Furfural	AAF	Biogas
Other direct costs						
Installation						
Conditioning	23%	23%	23%	39%	25%	23%
Conversion & Recovery	50%	50%	52%	59%	-	50%
Piping	30%	33%	31%	28%	15%	2%
Electrical						
Control & Instrumentation	15%	15%	15%	15%	10%	20%
Construction						
Service facilities, Site Preparation	26%	26%	25%	25%	7%	22%
Indirect costs						
Engineering	20%	20%	20%	25%	10%	10%
Contractor Fee						
Construction indirect	5%	5%	5%	5%	5%	5%
Owner's cost	4%	4%	4%	4%	4%	4%
Start Up & Commissioning	0,4%	0,3%	0,3%	0,2%	0,2%	0,3%
Contingency	15%	15%	15%	15%	15%	15%

3.8 Large Block Analysis (LBA) Cost Estimates

On the basis of the above systematic methodology, it is possible to obtain a relative estimate (Table B.8) based on the most reliable base case for all other process options.

Table B.8 Summary of Large Block Analysis Methodology Leading to Relative Cost Estimates

	Xylitol Classic Chemical	Xylitol Variation Chemical	Xylitol Fermentation	Furfural	Additive for Animal Feed	Biogas
Direct Cost						
Process Equipment Cost by Area						
Conditioning	35.3M\$	23.9M\$	20.1M\$	4.6M\$	4.3M\$	0.5M\$
Conversion	4.8M\$	12.2M\$	7.8M\$	0.1M\$	-	4.1M\$
Product Recovery	1.4M\$	4.3M\$	7.6M\$	0.2M\$	-	0.09M\$
Total Process Equipment Cost	41.5M\$	40.4M\$	35.5M\$	4.9M\$	4.3M\$	4.6M\$
Installation & Support Disciplines						
Installation	11.2M\$	13.7M\$	12.6M\$	2.0M\$	1.1M\$	2.2M\$
Piping	12.5M\$	13.2M\$	11.0M\$	1.4M\$	0.6M\$	0.1M\$
Electrical, I&C	6.2M\$	6.1M\$	5.3M\$	0.8M\$	0.4M\$	0.9M\$
Construction	10.9M\$	10.6M\$	8.9M\$	1.2M\$	0.3M\$	1.0M\$
Service facilities, Site Preparation						
Total Installation & Support Disciplines	40.8M\$	43.5M\$	37.9M\$	5.4M\$	2.4M\$	4.2M\$
Indirect cost						
Engineering	16.5M\$	16.8M\$	16.8M\$	2.6M\$	0.7M\$	0.9M\$
Construction & Contractor's fee	4.1M\$	4.2M\$	3.7M\$	0.5M\$	0.3M\$	0.4M\$
Owner's Costs	5.1M\$	5.1M\$	4.5M\$	0.7M\$	0.4M\$	0.5M\$
Start Up & Commissioning	0.5M\$	0.4M\$	0.3M\$	0.04M\$	0.0M\$	0.04M\$
Total Indirect Cost	26.2M\$	26.5M\$	23.2M\$	3.8M\$	1.4M\$	1.9M\$
Contingency	19.1M\$	19.4M\$	17.0M\$	2.5M\$	1.4M\$	1.9M\$

3.9 Capital Cost Estimates Comparison with Large Block Analysis Relative Estimates

The initial estimates from engineers and technology developers were compared to those obtained using LBA, and the differences quantified for discussion with those who completed the initial estimates. This step is critical, to understand if the justification for the differences between the initial and relative estimates are appropriate, and make final adjustments accordingly. Table B.9 compares the initial estimate for the xylitol fermentation process with the LBA estimate.

Table B.6 – Example of Initial and LBA Cost Estimates for the Xylitol Fermentation Process

	<i>Initial</i>	<i>LBA Relative</i>	<i>Comment</i>
Direct Cost			
Equipment Cost by Area			
Conditioning	24.1M\$	20.1M\$	Most data used by LBA is extrapolated from demo scale to the commercial scale
Conversion	3.9M\$	7.8M\$	
Product Recovery	8.8M\$	7.6M\$	
Total Equipment Cost	36.8M\$	35.5M\$	
Installation & Support Disciplines			
Installation	22.6M\$	12.6M\$	LBA systematically considers the different cost elements, which results in higher costs than those proposed by technology developers which are typically in aggregated form.
Piping		11.0M\$	
Electrical, I&C		5.3M\$	
Construction		8.9M\$	
Service facilities, Site Preparation			
Total Installation & Support Disciplines		37.9M\$	
Indirect cost			
Engineering		14.7M\$	
Construction & Contractor's fee		3.7M\$	
Owner's Costs		4.5M\$	
Start Up & Commissioning		0.3M\$	
Total Indirect Cost		23.2M\$	
Contingency	7.6M\$	17.0M\$	Standardized for all process options
Fixed Capital Investment	67.0M\$	113.6M\$	

In this example, a significant difference between the xylitol fermentation process estimates is noticeable for the cost of equipment related to the conditioning of the extracted hemicelluloses. The initial estimate was based on academic work using the ICARUS cost estimation module within Aspen. On the other hand, the LBA-based relative estimate is based on more precise data derived largely from a demo scale estimate extrapolated systematically to the industrial scale. Following a discussion with experts in the field and the developer of the initial cost estimate, it was accepted that the relative cost obtained with LBA was more realistic. Most significantly, the reactor material

and fabrication costs were expected to be higher than the classic chemical process. Other major differences are related to installation & support discipline and indirect cost. As per common practice in early stage design work, the contingency has been standardized between the different processes compared.

Based on discussions with providers of the LBA-based estimates, few changes were made to the information in Table B.8. Some examples of differences can be described using examples.

It was found that the classical chemical xylitol process required the greatest adjustment. Amongst other things, this could be attributed to a lack of industrial scale experience and a high level of optimism implicit in the initial estimates. The largest difference between the estimates for the animal feed additive comes from the estimate of indirect costs. It can be explained, for example, by the use of a general factor that underestimated these costs. As a final example, the difference between the initial estimate of the biogas process (mature technology) and the LBA-based estimate comes from changes in the assumptions of certain costs resulted in a relatively smaller adjustment.

3.10 Operating Cost Estimates

In a similar manner, the LBA method was applied to the operating cost estimates. Operating costs depend to a greater degree on certain assumptions such as process integration. The approach is otherwise quite analogous to that of capital cost estimation, and leads to similar adjustments. The results are presented in Table B.10.

Table B.7 Comparison of Estimated Production Costs

	<i>Initial Estimate</i> \$/ t product	<i>LBA Estimate</i> \$/ t product
Xylitol Classic	1,212-2,462	2,054
Xylitol Variation	1,465	1,415
Xylitol Fermentation	1,039-1,887	2,254
Furfural	564	985
Animal Feed	186	47
Biogas (\$/GJ)	N/A	9

For the xylitol classic chemical, xylitol fermentation process and the xylitol variation chemical, the biggest difference is related to labour cost. The initial cost assumed of 39 \$/hour in the lowest estimate is not representative of the case study cost of labour including wages and payroll taxes (employer contributions to government plans, vacation pay, etc.). The biggest difference between the initial estimate and the LBA-based estimate for the furfural process is also due to labour cost, which was initially estimated as a percentage of the production cost, whereas it was systematically estimated by evaluating the number of operators/unit operations in the LBA-based estimate.

3.11 Market and Technology Risk Assessment

Based on literature, purchased studies, as well as discussion with suppliers and other experts, market and technology risks were identified as summarized in Table B.11.

Table B.8 Summary of Market and Technology Risks for the Process Options

Product	Market risks	Qualitative score	Technology risks	Qualitative score
Xylitol classic chemical process	Strong competition with China Growing demand Accreditation time Price drop	Medium	Complex process: 1.Enzymatic hydrolysis 2.Separation and purification (Two crystallisation stages)	Medium
Xylitol variation chemical	Idem	Medium	Complex process: 1.Enzymatic hydrolysis 2.Xylitol purification & recovery Low conversion yield	High
Xylitol fermentation	Idem	Medium	Complex process: 1.Enzymatic hydrolysis 2.Xylitol bioconversion 3.Xylitol purification & recovery Low micro-organism inhibitor tolerance	High
Furfural	Strong competition with China Growing demand in North America Accreditation time	High	Low process yield Complex recovery process	Medium
Additive for animal feed	Large and volatile market Accreditation time	Medium	Potential handling problem due to high viscosity, shelf life	Low-Medium

Biogas	Minimum risk if replacing natural gas in boilers at mill site	Low	Mature technology Few applications using hemicellulose	Low
--------	---	-----	---	-----

We note that the market and (especially) technology risks were more clearly identified as a consequence of conducting Large Block Analysis, through exchanges with the technology developers and experts consulted to resolve cost differences. Certainly at early-stage design, a classification into three classes (high/medium/low) or at most 5 classes is adequate for triage decision-making.

While a systematic assessment of risks was conducted for the 6 product-process options, we focus on the findings of xylitol in this discussion as an example.

Xylitol: Market Risks

The market risk for xylitol in the first 3 process options was assessed as medium.

The pharmaceutical segment for xylitol is currently small, while the food market is growing in North America. It is expected that there may be a drop in prices for xylitol, currently considered a specialty sweetener. However it is a supply-driven market, and eventually the price could drop if it becomes a commodity with increased supply from extracted hemicellulose as raw material. Swings in Chinese production could also significantly impact market price and this was considered a significant concern, although it was felt that a consistent quality and reliable source of xylitol would address this concern to a large extent. For certain xylitol applications, a long accreditation time could delay access to the food or (especially) the pharmaceutical markets. For example, accreditation for pharmaceutical grade xylitol can take as much as 5 years, and any changes to the production process requires re-validation.

Xylitol: Technology Risks

At its current level of development, the production of xylitol by enzymatic hydrolysis involves some important uncertainty in terms of the amount of enzyme required, due to their cost and the

conversion rate. For the classical chemical process, xylose separation and purification are more complex, requiring an additional crystallization step and the associated complexity/risk. Depending on the yield, an additional step may be necessary to recover some of the xylose lost during the centrifugation of the xylose crystals. For the variation of the chemical process and the fermentation process, an additional step of purification is necessary to separate for the first one the xylitol from the other alditols. Discussions with experts highlighted the risk associated with obtaining a low conversion yield for the chemical variation process, the yield predicted by the technology developer for hydrogenation of a sugar solution may be optimistic compared to that obtained industrially for a pure xylose solution. As for the fermentation process, the conversion of xylose to xylitol by fermentation implies a certain risk due to the uncertainty of the performance of the microorganisms, which depends on their tolerance to inhibitors. This step is also challenging, and implies a complex management between batches including a sanitization step imperative to avoid the growth of undesirable bacteria and considerable downtime. This is especially a concern if the process is not designed to avoid areas where material can accumulate due to the presence of porosity, edges, or poor design of pipes or reactors.

3.12 Profitability Assessment and Implication of Results

The 6 process options were evaluated using the LBA method and risk assessment approach described. Figure B.3 summarizes the results obtained for the internal rate of return (IRR) and the risk associated with each option. The risk shown is the greater of market risk or technology risk for each of the options presented in Table B.13. Figure B.4 summarizes the net present value (NPV).

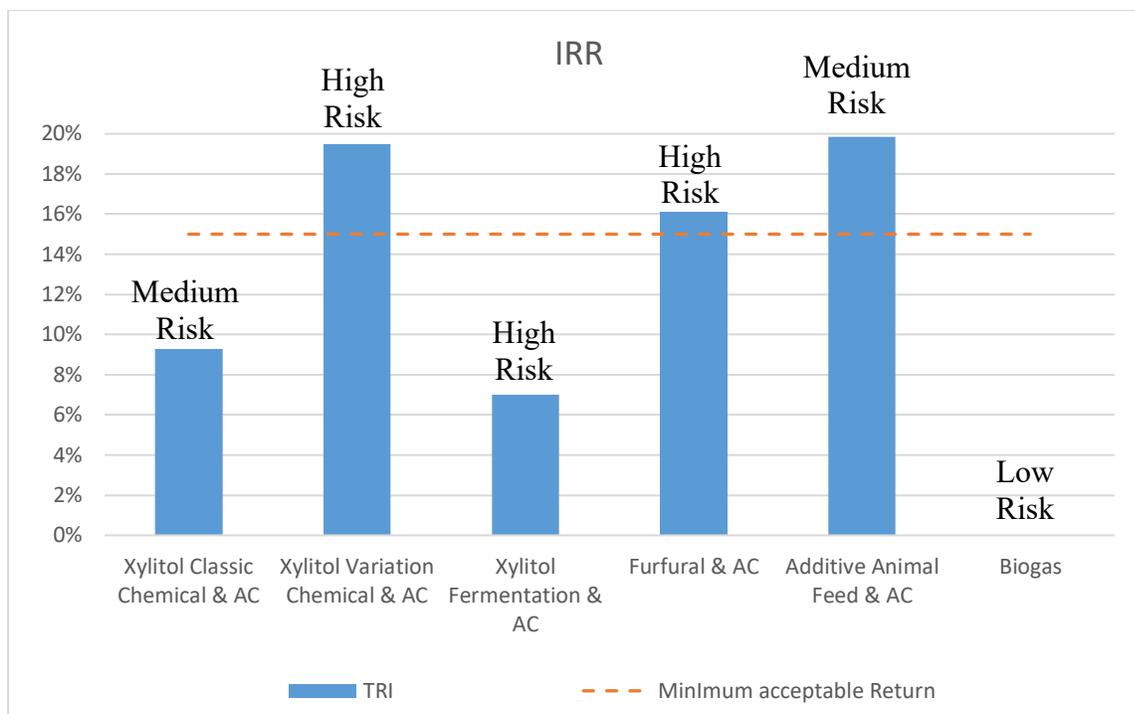


Figure B.3 Internal Rate of Return (IRR) Estimated for the Process Options

According to these results, the production of xylitol by the classic chemical process, by the fermentation process and as well as the production of biogas to replace part of the natural gas consumed by the plant are not interesting alternatives considering the (nominal) minimum acceptable return. The production of xylitol by variation of the chemical process and the production of furfural offer interesting returns and should continue to be examined, however strategies (and costs) to mitigate their risks should be elaborated. For example, for the xylitol process, a phased implementation could help to reduce the technological risk. As for furfural, the market risk can for example be reduced should the possibility of long-term contracts with partners be available.

The feed additive offers an interesting return at lower risk, however this low capital cost option does not offer a significantly increased cash flow as shown by the low NPV in Figure B.4. From a net present value perspective, xylitol produced by the variation of the chemical process offers the greatest gain due to a high yield and the selling price of the xylitol, but it also implies a higher capital investment.

In light of the results obtained, the production of xylitol through variation of the chemical process, the production of furfural as well as the production of animal additive might be retained for further analysis and engineering.

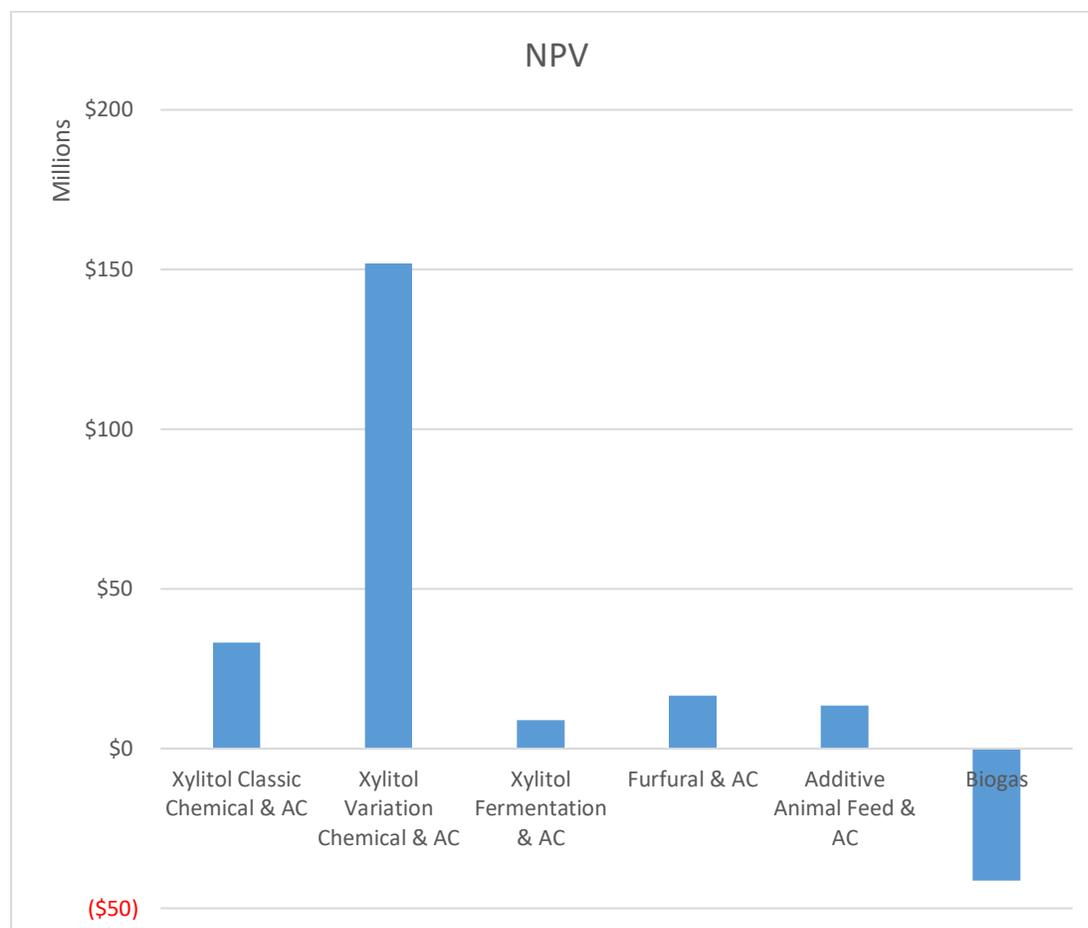


Figure B.4 Net Present Value (NPV) Estimated for the Process Options

4 Conclusions

Choosing between process and product options at the early design stage is difficult, especially when technologies and their cost data are accompanied by high levels of uncertainty and risk. The Large Block Analysis (LBA) method has been identified as having the potential to facilitate such comparisons (Trottier et al, 2021).

In this study, the LBA method was used to compare the production of xylitol produced by a variation of the conventional chemical process with other biorefinery options, including xylitol production by the conventional chemical process, xylitol production by fermentation, furfural

production, animal feed additive production and biogas production. Through the LBA analysis of highly-uncertain cost data provided by engineers and technology developers, and a systematic market and technology risk analysis, it was found that although the production of xylitol by variation of the classical chemical process remains interesting, the capital investment was initially under-estimated by over 100%. A higher level of technology risk was identified in the course of the LBA, notably due to a potentially over-estimated conversion efficiency. Future trials should be conducted with the PHL of the mill to validate yield.

Furfural has been identified as an attractive alternative, associated with a high market risk. Identification of off-takers ahead of the project implementation would limit this risk. Animal feed additive production is an option with less risk and significantly less capital investment, but also less profit.

It has been found that application of the Large Block Analysis significantly clarified the relative costs and risks for the process options considered at the early design stage, underlining the importance of:

- Understanding the physical and construction aspects of the processes considered to be able to identify how they differ;
- Have experience in cost estimation to be able to quantify the differences between the processes in approximate monetary terms;
- Have good communication with technology developers, engineers and experts in order to make a fair comparison of the process options, including an understanding how initial costs were estimated.

The decision to progress with the 3 preferred process options at the early design stage was clarified, and in this case, 3 process options distinct in character and having different engineering emphases going forward to determine whether they would be the preferred option for implementation

5 Conflict of Interest

Author Craig Myers is the owner of Myers Consulting LLC. The remaining authors declare that the research was conducted in the absence of any commercial or financial relationships that could be construed as a potential conflict of interest.

6 Author Contributions

ET and PS: methodology. ET: redaction, original draft. PS: Review

References

- Albuquerque, T. L. d., da Silva, I. J., de Macedo, G. R., & Rocha, M. V. P. (2014). Biotechnological production of xylitol from lignocellulosic wastes: A review. *Process Biochemistry*, 49(11), 1779-1789. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.procbio.2014.07.010>
- Allen, L., Arato, C., Brix, T., Clarke, P. A., Davies, J., Gene, B., . . . Sugden, D. (2019). *Processes to create multiple value streams from biomass sources*.
- Anderson, J., & Fennell, A. Y. (2013). *Calculate Financial Indicators to Guide Investments*, American Institute of Chemical Engineers]. Chemical Engineering Progress. <https://search.proquest.com/docview/1434863906?accountid=40695>
- ASTM International. (2019). *Standard Classification for Cost Estimate Classification System* (
- Bailey, M. P. (2017). Bio-based xylitol lowers production costs. *CHEMICAL ENGINEERING*, 124(8), 8.
- Bakker, S. (2015). Optimizing the Design-to-cost cycle. *Chemical Engineering*, 122(12), 34-37.
- Benali, M. (2015). I-BIOREF Software – Modeling and Analysis for Technical, Economic, and Environmental Assessment of Biorefinery Processes.
- Benali, M., Jeaidi, J., Mansoornejad, B., Ajao, O., Gilani, B., & Ghavidel Mehr, N. (2018). Decision support systems for assessment of biorefinery transformation strategies. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 96(10), 2155-2175. <https://doi.org/10.1002/cjce.23301>
- Bennouna, K., Meredith, G. G., & Marchant, T. (2010). Improved capital budgeting decision making: evidence from Canada. *Management Decision*, 48(2), 225-247. <https://doi.org/10.1108/00251741011022590>
- Bhandalkar, S., & Roy, A. (2019). *Animal Feed Additives Market by Additive Type (Amino Acids, Antioxidants, Feed Enzymes, Feed Acidifiers, Vitamins, Minerals, Binders, Antibiotics, and Others), Livestock (Swine, Ruminants, Poultry, Aquatic Animals, and Others), Form (Dry, Liquid, and Others), and Function (Single Function and Multifunction): Global Opportunity Analysis and Industry Forecast, 2018 - 2025*. <https://www.alliedmarketresearch.com/animal-feed-additives-market>
- Bowen, B. (2020). Caustic soda. *ICIS Chemical Business*, 298(2), 62. <https://search.proquest.com/docview/2436362306?accountid=40695>
- Brownlee, H. J., & Miner, C. S. (1948). Industrial Development of Furfural. *Industrial & Engineering Chemistry*, 40(2), 201-204.
- Buchner, G. A., Zimmermann, A. W., Hohgräve, A. E., & Schomaäcker, R. (2018). Techno-economic Assessment Framework for the Chemical Industry-Based on Technology Readiness Levels. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 57, 8502-8517. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b01248>
- Cai, C. M., Zhang, T., Kumar, R., & Wyman, C. E. (2014). Integrated furfural production as a renewable fuel and chemical platform from lignocellulosic biomass. *Journal of Chemical*

- Technology & Biotechnology*, 89(1), 2-10. <https://doi.org/10.1002/jctb.4168>.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1002/jctb.4168>
- Canada Energy Regulator. (2020). *Commodity Prices and Trade Updates*. <https://www.cer-rec.gc.ca/en/data-analysis/energy-commodities/commodity-prices-trade-updates/>
- Carvalho, F., Duarte, L. S. C., & Gírio, F. M. (2008). Hemicellulose biorefineries: a review on biomass pretreatments. *Journal of Scientific & Industrial Research*, 67, 849-864.
- Cavani, F., Albonetti, S., Basile, F., & Gandini, A. (2016). *Chemicals and Fuels from Bio-Based Building Blocks*. John Wiley & Sons, Incorporated.
- Cheng, H., & Wang, L. (2012). Lignocelluloses Feedstock Biorefinery as Petrorefinery Substitutes. *Dans Biomass Now – Sustainable Growth and Use*. INTECH.
- Christensen, P., & Dysert, L. R. (2005). *COST ESTIMATE CLASSIFICATION SYSTEM – AS APPLIED IN ENGINEERING, PROCUREMENT, AND CONSTRUCTION FOR THE PROCESS INDUSTRIES*.
- Christensen, P., Dysert, L. R., Bates, J., Borowicz, J. J., Bredehoeft, P. R. J., Brown, R. B., . . . Plumery, R. C. (2019). *AACE International Recommended Practice No. 18R-97 COST ESTIMATE CLASSIFICATION SYSTEM – AS APPLIED IN ENGINEERING, PROCUREMENT, AND CONSTRUCTION FOR THE PROCESS INDUSTRIES* (AACE International).
- Claypool, J. T., & Raman, D. R. (2013). Development and validation of a technoeconomic analysis tool for early-stage evaluation of bio-based chemical production processes. *Bioresource Technol*, 150, 486-495. <https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.08.094>
- Claypool, J. T., & Raman, D. R. (2013). Development and validation of a technoeconomic analysis tool for early-stage evaluation of bio-based chemical production processes. *Bioresource Technology*, 150, 486-495. <https://doi.org/https://doi.org/http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.08.094>
- Code of Federal Regulations. (2020). <https://www.accessdata.fda.gov/scripts/cdrh/cfdocs/cfCFR/CFRSearch.cfm?fr=573.520>
- Collins, L. (2020). 'Green hydrogen' on sale in open market at 80% higher price than grey H2. <https://www.rechargenews.com/transition/green-hydrogen-on-sale-in-open-market-at-80-higher-price-than-grey-h2/2-1-743348>
- Cortes-Peña, Y., Kumar, D., Singh, V., & Guest, J. S. (2020). BioSTEAM: A Fast and Flexible Platform for the Design, Simulation, and Techno-Economic Analysis of Biorefineries under Uncertainty. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 8(8), 3302–3310. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.9b07040>
- Dashtban, M., Gilbert, A., & Fatehi, P. (2012). Production of furfural: overview and challenges. *Journal of Science & Technologie for Forest Products Processes*, 2(4), 44-53.
- Delgado Arcaño, Y., Valmaña García, O. D., Mandelli, D., Carvalho, W. A., & Magalhães Pontes, L. A. (2018). Xylitol: A review on the progress and challenges of its production by chemical route. *Catalysis Today*, 344, 2-14. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.cattod.2018.07.060>

- Direction de l'analyse du marché du travail. (2020). *Portrait sectoriel du Québec 2018-2020 : Fabrication du papier*. Gouvernement du Canada. https://www.guichetemplois.gc.ca/content_pieces-eng.do?cid=11268
- Duan, C., Li, J., Ma, X., Chen, C., Liu, Y., Stavik, J., & Ni, Y. (2015). Comparison of acid sulfite (AS)- and prehydrolysis kraft (PHK)-based dissolving pulps. *Cellulose*, 22(6), 4017-4026. <https://doi.org/10.1007/s10570-015-0781-1>
- Dysert, L. R. (2003). Sharpen Your Cost Estimating Skills. *Cost Engineering*, 45(6).
- E4tech, RE-CORD, & WUR. (2015). *From the Sugar Platform to biofuels and biochemicals : Final report for the European Commission Directorate-General Energy*.
- Ebert, J. (2016). Front-End Loading for a Successful Capital Project. *INFORM*, 27(6), 21.
- ECHEMI. (2020). *Market Price & Insight*. <https://www.echemi.com/productsInformation/pd20150901061-phosphoric-acid.html>
- Ereev, S. Y., & Patel, M. K. (2012). Practitioner's Section Standardized cost estimation for new technologies (SCENT) - methodology and tool. *Journal of Business Chemistry* 9(1), 31-48.
- Felipe Hernández-Pérez, A., de Arruda, P. V., Sene, L., da Silva, S. S., Kumar Chandel, A., & de Almeida Felipe, M. d. G. (2019). Xylitol bioproduction: state-of-the-art, industrial paradigm shift, and opportunities for integrated biorefineries. *Critical Reviews in Biotechnology*, 39(7), 924-943. <https://doi.org/10.1080/07388551.2019.1640658>
- Forest Products Association of Canada. (2015). *BIO ECONOMY*. <https://www.fpac.ca/bio-economy/>
- Gavrilescu, M. (2002). Engineering concerns and new developments in anaerobic waste-water treatment. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 3(4), 346-362. <https://doi.org/10.1007/s10098-001-0123-x>
- Gerbrandt, K. (2014). *The Impacts of Xylitol Production from Hemicellulose Residues: Process Design, Life Cycle, and Techno-economic Assessment*, University of Toronto].
- Gilani, B. (2014). *SUSTAINABILITY ASSESSMENT OF THE HOT WATER EXTRACTION BIOREFINERY PROCESS USING A PHASED IMPLEMENTATION APPROACH*, École Polytechnique de Montréal].
- Hemanathan, K., & Lew P., C. (2017). Recent trends and developments in dissolving pulp production and application. *Cellulose*, 24(6), 2347-2365. <https://doi.org/10.1007/s10570-017-1285-y>
- Hollmann, J. K. (2014). Improve your contingency estimates for more realistic project budgets: reliable risk-analysis and contingency-estimation practices help to better manage costs in CPI projects of all sizes. *Chemical Engineering* 121(12), 36-44.
- Hong, Y., Nizami, A.-S., Pour Bafrani, M., Saville, B. A., & MacLean, H. L. (2013). Impact of cellulase production on environmental and financial metrics for lignocellulosic ethanol. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 7(3), 303-313. <https://doi.org/https://doi.org/10.1002/bbb.1393>
- Hou-Rui, Z. (2012). Key Drivers Influencing the Large Scale Production of Xylitol. Dans S. S. da Silva & A. K. Chandel (édit.), *D-Xylitol* (p. 267-289). Springer, Berlin, Heidelberg.

- Hueber, C., Horejsi, K., & Schledjewski, R. (2016). Review of cost estimation: methods and models for aerospace composite manufacturing. *Advanced Manufacturing: Polymer & Composites Science*, 2(1), 1-13. <https://doi.org/10.1080/20550340.2016.1154642>
- Hytönen, E., & Stuart, P. R. (2010). Biofuel Production in an Integrated Forest Biorefinery-Technology Identification Under Uncertainty. *Journal of Biobased Materials and Bioenergy*, 4(1). <https://doi.org/10.1166/jbmb.2010.1066>
- Hytönen, V. E. (2011). *Methodology for identifying promising retrofit integrated forest biorefinery strategies - design decision making under uncertainty: Ville Eemeli Hytönen, École polytechnique*.
http://polymtl.summon.serialssolutions.com/2.0.0/link/0/eLvHCXMwhV1LS8NAEB7UXgQPikp97x-INGnMo-DFYPGiB_EgXkKS2UCgrTXdgrn6y52ZZItVihDy2mUJM2F2dna--QCG3vXA-WUTUEe0LtBxHkVFnJHiMxd5B6nwNeZFKXCLVy95i-8kydJSA9oQk7WSYro7WikumPhH3f9qaH2XWY9SWlffftbVaP7BTTLA-qvR03NENjvchh4XKuG0sSBM7D9L7owbklskYPfYI56-Lexjn8m3nr9PmqmZ_Ji7xvvQ0wXoOIAtPTuEr0ehjJZguiKHVVWC1BW0kyIBkNr5rtaGybyNWpWTQO5Nwlf5xdwkjBlS1MLYShPKUSjJIHRpWXvUVIiuFKPUajoXbfKBaY7ganz_kjw43demXQgpdVOvLe1-DHsZZ97PjCD0sA8qLDEMsMhuYvJMQgzyoMzRK4c073mI7uAE-puGO93cdAa7bfSWj3PYMfVSX6zEeCk6-AY14b5U
- Intratec. (2007a). *Cooling water operating cost* <https://www.intratec.us/chemical-markets/cooling-water-cost>
- Intratec. (2007b). *Process water generation cost*. <https://www.intratec.us/chemical-markets/process-water-cost>
- Iroegbu, A. O., & Hlangothi, S. P. (2019). Furfuryl Alcohol a Versatile, Eco-Sustainable Compound in Perspective. *Chemistry Africa*, 2(2), 223-239. <https://doi.org/10.1007/s42250-018-00036-9>
- Janssen, M., Cornejo, F., Riemer, K., Lavallee, H. C., & Stuart, P. R. (2006). Techno-economic considerations for DIP production increase and implementation of cogeneration at an integrated newsprint mill. *Pulp and Paper Canada*, 107(9), 33-37.
- Krishna, S. H., Huang, K. F., Barnett, K. J., He, J. Y., Maravelias, C. T., Dumesic, J. A., . . . Weckhuysen, B. M. (2018). Oxygenated commodity chemicals from chemo-catalytic conversion of biomass derived heterocycles. *Aiche Journal*, 64(6), 1910-1922. <https://doi.org/10.1002/aic.16172>. <https://doi.org/10.1002/aic.16172>
- Krotscheck, A. W. (2006). Pulp Washing. Dans H. Sixta (édit.), *Handbook of Pulp* (p. 539-587). WILEY-VCH.
- Lane, J. (2015). *API Announces First Commercial Implementation of GreenBox+ Technology Biofuels Digest*. <https://www.biofuelsdigest.com/bdigest/2015/06/22/api-announces-first-commercial-implementation-of-greenbox-technology/>
- Li, H., Saeed, A., Jahan, M. S., Ni, Y., & van Heiningen, A. (2010). Hemicellulose Removal from Hardwood Chips in the Pre-Hydrolysis Step of the Kraft-Based Dissolving Pulp Production

- Process. *Journal of Wood Chemistry and Technology*, 30(1), 48-60. <https://doi.org/10.1080/02773810903419227>
- Liu, S., He, H., Fu, X., Yuan, T., Wang, Q., Yang, G., . . . Liao, C. (2019). Xylitol production from prehydrolysis liquor of kraft-based dissolving pulp by *Candida tropicalis*. *BioResources*, 14(1), 21-30.
- Markets and Markets. (2019). *Furfural Market by Raw Material (Sugarcane Bagasse, Corncob, Rice Husk and Others), Application (Derivatives (Furfural Alcohol and Other Derivatives), solvent) and Region (Asia-Pacific, Americas, Europe, Middle East and Africa) - Global Forecast to 2024*. <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/furfural-market-101056456.html>
- Mateos-Espejel, E., Radiotis, T., & Jemaa, N. (2013). Implications of Converting a Kraft Pulp Mill to a Dissolving Pulp Operation with a Hemicellulose Extraction Stage. *Tappi Journal*, 12(2), 29-38.
- Mazar, A., Ajao, O., Benali, M., Jemaa, N., Wafa Al-Dajani, W., & Paleologou, M. (2020). Integrated Multiproduct Biorefinery for Furfural Production with Acetic Acid and Lignin Recovery: Design, Scale-Up Evaluation, and Technoeconomic Analysis. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 8(47), 17345-17358. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.0c04871>
- Menon, V., & Rao, M. (2012). Trends in bioconversion of lignocellulose: Biofuels, platform chemicals & biorefinery concept. *Progress in Energy and Combustion Science*, 38(4), 522-550. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.pecs.2012.02.002>
- Ministère des Forêts de la Faune et des Parcs. (2020). *Enquête sur les pertes d'emplois dans l'industrie de la transformation du bois et du papier*. https://mffp.gouv.qc.ca/wp-content/uploads/EnquetePertesEmplois_202002.pdf
- Ministère des Forêts de la Faune et des Parcs. (2021). *Plan stratégique 2019-2023 du ministère des Forêts de la Faune et des Parcs*
- Moran, S. (2015). Competitive Pricing of Process Plants. *Chemical Engineering*, 122(12), 38-42.
- Motor Intelligence. (2019). *Xylitol market*. <https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/xylitol-market>
- Mpabanga, T. P., Chandel, A. K., da Silva, S. S., & Singh, O. V. (2012). Detoxification Strategies Applied to Lignocellulosic Hydrolysates for Improved Xylitol Production. Dans S. S. da Silva & A. K. Chandel (édit.), *D-Xylitol* (p. 63-82). Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., West, R. E., West, R. E., & Timmerhaus, K. D. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers* (5th ed. /^e éd.). McGraw-Hill.
- Petley, G. J. (1997). *A Method for Estimating the Capital Cost of Chemical Process Plants: Fuzzy Matching*, [Loughborough University of Technology].
- Pigeon, S., Fortier, C., Coderre, F., & Drolet, J.-Y. (2012). *Biométhanisation Fiche détaillée*. Gouvernement du Québec.
- Pulp & Paper Canada. (2008). *The Case for Brazil*. <https://www.pulpandpapercanada.com/the-case-for-brazil-1000225895/>

- Quinn, R. (2020). *DTN Retail Fertilizer Trends*. Progressive Farmer DTN. <https://www.dtnpf.com/agriculture/web/ag/crops/article/2020/09/02/fertilizer-prices-decline-dap-map>
- Rafiqul, I. S. M., & Sakinah, A. M. M. (2013). Processes for the Production of Xylitol—A Review. *Food Reviews International*, 29(2), 127-156. <https://doi.org/10.1080/87559129.2012.714434>
- Remer, D. S., & Chai, L. H. (1990). Estimate Costs Of Scaled-Up Process Plants. *Chemical Engineering*, 97(4), 138. <https://www.proquest.com/trade-journals/estimate-costs-scaled-up-process-plants/docview/194484772/se-2?accountid=40695>
- Retsina, T., & Pylkkanen, V. (2014). *PROCESSES FOR PRODUCING FERMENTABLE SUGARS AND LOW-ASH BOMASS FOR COMBUSTION OR PELLETS*. U. S. Patent.
- Rigopoulos, G. (2015). A review on Real Options utilization in Capital Budgeting practice. *International Journal of Information*, 7(2).
- Rosales-Calderon, O., & Arantes, V. (2019). A review on commercial-scale high-value products that can be produced alongside cellulosic ethanol. *Biotechnol Biofuels*, 12, 240. <https://doi.org/10.1186/s13068-019-1529-1>
- Saeed, A., Jahan, M. S., Li, H., Liu, Z., Ni, Y., & van Heiningen, A. (2012). Mass balances of components dissolved in the pre-hydrolysis liquor of kraft-based dissolving pulp production process from Canadian hardwoods. *Biomass and Bioenergy*, 39, 14-19. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2010.08.039>
- Santos, R. B., & Hart, W. P. (2014). Brownstock washing – A review of the literature. *Tappi Journal*, 13(1), 9-17.
- Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R., & Widagdo, S. (2009). *Product and process design principles : synthesis, analysis, and evaluation* (3^e éd.). John Wiley.
- Seider, W. D., Widagdo, S., Seader, J. D., & Lewin, D. R. (2009). Perspectives on chemical product and process design. *Computers and Chemical Engineering*, 33(5), 930-935. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2008.10.019>
- Sinnott, R. K. (2005). *Chemical Engineering Design* (4^e éd., vol. 6). Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Sixta, H. (2006a). Chemical Pulping Prozesse: Sections 4.2.6–4.2.7. Dans H. Sixta (édit.), *Handbook of Pulp* (p. 229-365). WILEY-VCH Verlag GmbH & Co.
- Sixta, H. (2006b). *Handbook of Pulp*. WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. <https://doi.org/10.1002/9783527619887>
- Sixta, H. (2006c). Pulp Properties and Applications. Dans H. Sixta (édit.), *Handbook of Pulp* (p. 1009-1067). WILEY-VCH Verlag GmbH & Co.
- Tan, J. P., Jahim, J. M., Wu, T., Harun, S., & Mumtaz, T. (2016). Use of corn steep liquor as an economical nitrogen source for biosuccinic acid production by *Actinobacillus succinogenes*. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, 36, 012058. <https://doi.org/10.1088/1755-1315/36/1/012058>

- Tao, L., & Aden, A. (2009). The economics of current and future biofuels. *In Vitro Cellular & Developmental Biology - Plant*, 45(3), 199-217. <https://doi.org/10.1007/s11627-009-9216-8>
- Téguia, C. D., Chambost, V., Sanaei, S., D'Amours, S., & Stuart, P. (2016). Strategic Transformation of the Forest Industry Value Chain. Dans *Forest Value Chain Optimization and Sustainability* (1er^e éd., p. 358). CRC Press.
- Towler, G. P., & Sinnott, R. K. (2013). *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design ; Gavin Towler, Ray Sinnott* (2^e éd.). Elsevier.
- Trottier, É., Myers, C., & Stuart, P. R. (2021). Comparing biorefinery alternatives with Large Block Analysis—Hemicelluloses Case Study Application.
- Trottier, É., Stuart, P. R., & Martin, G. (2021). *Large Block Analysis: A Costing Approach to Facilitate the Comparison of New Process Alternatives at the Early Design Stage*.
- Tsagkari, M., Couturier, J., Kokossis, A., & Dubois, J. (2016). Early-Stage capital cost estimation of biorefinery processes: A comparative study of heuristic techniques. *Chemsuschem*, 9(17), 2284-2297. <https://doi.org/doi:10.1002/cssc.2016003>
- Tsagkari, M., Kokossis, A., & Dubois, J. L. (2020). A method for quick capital cost estimation of biorefineries beyond the state of the art. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 14(5), 1061-1088. <https://doi.org/10.1002/bbb.2114>
- Ur-Rehman, S., Mushtaq, Z., Zahoor, T., Jamil, A., & Murtaza, M. A. (2015). Xylitol: A Review on Bioproduction, Application, Health Benefits, and Related Safety Issues. *Critical Reviews in Food Science and Nutrition*, 55(11), 1514-1528. <https://doi.org/10.1080/10408398.2012.702288>
- van Amsterdam, M. F. (2018). *Factorial Techniques applied in Chemical Plant Cost Estimation: A Comparative Study based on Literature and Cases*, Delft University of Technology].
- Wasilenkoff, C. (2018). *Fortress Advanced Bioproducts*.
- Wu, C. (2016). The Potential of pre-hydrolysis liquor from the dissolving pulp process as recovery source of xylooligosaccharide-A Mini-Review. *BioResources*, 11(3), 7917-7927. <https://doi.org/7917-7927>.
- zuChem. (2013). *Xylitol Production Process Partnering Opportunity*. <https://www.zuchem.com/wp-content/uploads/2013/05/Xylitol-Process-Opportunity-05222013.pdf>

Additional information

Unit Costs Assumed for Raw Materials and Utilities

	Price (\$/t)	Reference
NaOH	386	(Bowen, 2020)
Enzyme	4,700	(Hong et al., 2013)
Hydrogen	1,500	(Collins, 2020)
Nutriments (DAP)	430	(Quinn, 2020)
Nitrogen source (CSL)	200	(Tan et al., 2016)
H ₂ SO ₄	150	(Mazar et al., 2020)
Urea (13% N)	357	(Quinn, 2020)
H ₃ PO ₄ (75%)	200	(ECHEMI, 2020)
Steam	12.40	(Seider, Seader, et al., 2009)
Process Water	0.24	(Intratec, 2007b)
Cooling Water	0.06	(Intratec, 2007a)
Electricity ¹	0.05	(Mazar et al., 2020)

¹ Price per kWh

Reactor Operating Conditions for Xylitol Production

	Classic Chemical	Variation Chemical	Fermentation
Temperature (°C)	130	130	30
Pressure (MPa)	7	12	0,1
Reaction time (hrs)	2	0.5	72

ANNEXE C ÉTUDE DE CAS #2 : DÉTAIL DE L'APPLICATION DE LBA

Tableau C.5.1 Identification des différences de procédés entre le cas de base et les autres procédés – aire de conditionnement

Bloc #	Cas de base xylitol classique chimique	Xylitol variation chimique	Xylitol fermentation	Furfural	Additif alim. animal	Biogaz
Conditionnement						
1	Concentration	Idem	Idem	Capacité plus grande	Capacité plus grande	S. O.
2	Hydrolyse enzymatique	Idem	Idem	S. O.	S. O.	S. O.
	Filtration					
	Adoucissement					
	Concentration # 2					
	LMS # 1					
3	Concentration # 3	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.
	LMS # 2					
4	Colonnes I-EX	Capacité plus faible	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.
	Colonnes CA					
	Concentration # 4					
5	Cristallisation	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.

	Séparation					
6	-	S. O.	S. O.	Unité de récupération de la lignine ajoutée	S. O.	S. O.
7	-	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	Unité de conditionnement du biogaz ajoutée

Idem: Aucun ajustement nécessaire; S. O.: non applicable à l'estimation des coûts (le procédé ne nécessite pas cette étape)

Tableau C.2 Identification des différences de procédés entre le cas de base et les autres procédés - aire de conversion

Bloc #	Cas de base xylitol classique chimique	Xylitol variation chimique	Xylitol fermentation	Furfural	Additif alim. animal	Biogaz
Conversion						
1	Dilution du xylose	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.
2	Pompes et HEX	S. O.	Capacité plus grande	S. O.	S. O.	S. O.
	Réacteur	Capacité plus grande Pression plus faible	Pression plus élevée	S. O.		
	Filtre	Capacité plus grande	S. O.	S. O.		
3	Système d'hydrogène	S. O.	Capacité plus grande	S. O.	S. O.	S. O.
4	S. O.	S. O.	S. O.	Unité de conversion du furfural ajoutée	S. O.	S. O.
5	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	Unité de traitement anaérobique ajoutée

Idem: Aucun ajustement nécessaire; S. O.: non applicable à l'estimation des coûts (le procédé ne nécessite pas cette étape)

Tableau C.3 Identification de la différence de procédés entre le cas de base et les autres procédés - aire de purification et de récupération

Bloc #	Cas de base xylitol classique chimique	Xylitol variation chimique	Xylitol fermentation	Furfural	Additif alim. animal	Biogaz
Purification et récupération						
1	Concentration	Capacité plus faible	Capacité plus grande	S. O.	S. O.	S. O.
	Cristalliseur					
	Centrifuge					
	Séchoir					
2	S. O.	Unité de concentration ajoutée	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.
	S. O.	Unité de LMS ajoutée	Unité de LMS ajoutée			
	S. O.	Colonnes de charbon activé ajoutées	S. O.			
3	S. O.	S. O.	S. O.	Unité de distillation ajoutée	S. O.	S. O.
4	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	Unité de désulfuration ajoutée

Idem: Aucun ajustement nécessaire; S. O.: non applicable à l'estimation des coûts (le procédé ne nécessite pas cette étape)

Tableau C.4 Identification de la différence de coûts entre le cas de base et les autres procédés - aire de conditionnement

Bloc #		Cas de base xylitol classique chimique	Xylitol variation chimique	Xylitol fermentation	Furfural	Additif alim. animal	Biogaz
Conditionnement							
1	Concentration	2,9 M\$	Idem	Idem	+ 0,9 M\$	+ 1,4 M\$	S. O.
2	Hydrolyses enzymatique	3,7 M\$	Idem	Idem	S. O.	S. O.	S. O.
	Filtration	0,6 M\$					
	Adoucissement	4,3 M\$					
	Concentration # 2	2,1 M\$					
	LMS # 1	6,4 M\$					
3	Concentration # 3	1,1 M\$	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.
	LMS # 2	5,4 M\$					
4	Colonne d'échange d'ions	1,9 M\$	- 0,3 M\$	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.
	Colonne de charbon activé	1,1 M\$					
	Concentration # 4	1,1 M\$					
5	Cristallisation	3,7 M\$	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.

	Séparation	0,9 M\$					
6	Récupération de la lignine	-	S. O.	S. O.	+ 0,8 M\$	S. O.	S. O.
7	Conditionnement du biogaz	-	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	+0,5 M\$
Conversion							
1	Dilution du xylose	0,4 M\$	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.
2	Pompes et HEX	0,3 M\$	+ 0,3 M\$	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.
	Réacteur	3,0 M\$	+ 6,4 M\$	+ 4,2 M\$			
	Filtre	0,2 M\$	S. O.	+ 0,5 M\$			
3	Système d'hydrogène	1,0 M\$	+ 1,2 M\$	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.
4	Conversion du furfural	S. O.	S. O.	S. O.	+0,1 M\$	S. O.	S. O.
5	Traitement anaérobique	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	+ 4,1 M\$
Purification et récupération							
1	Concentration # 1	1,4 M\$	+ 3,4 M\$	+ 1,4 M\$	S. O.	S. O.	S. O.
	Cristalliseur						
	Centrifuge						
	Séchoir						
2	Concentration # 2	S. O.	S. O.	+ 5,9 M\$	S. O.	S. O.	S. O.
	LMS		+ 0,9 M\$				
	Colonnes de charbon activé		S. O.				
3	Distillation	S. O.	S. O.	S. O.	+ 0,2 M\$	S. O.	S. O.
4	Désulfuration	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	S. O.	+ 0,1 M\$

S. O.: non applicable à l'estimation des coûts (le procédé ne nécessite pas cette étape)

Tableau C.5 Base d'ajustement Installation et disciplines de support et coûts indirects.

Coût	Valeur du scénario de base	Base d'ajustement
Installation et disciplines de support		
Installation		
Conditionnement	23 % du coût de l'équipement	Type d'équipement, nombre d'équipements qui sont différents du cas de base
Conversion et récupération	50 % du coût de l'équipement	
Tuyauterie	30 % du coût de l'équipement*	Nombre de connexions par équipement, type de procédé
Électricité, I&C	15 % du coût de l'équipement	Type et complexité de l'équipement
Construction, infrastructures de service, préparation du site	26 % du coût de l'équipement	Nombre de services nécessaires, type de procédé
Coûts indirects		
Ingénierie	20 % du coût direct*	Nombre d'équipements à forte intensité de capital, coût du projet
Construction et honoraires de l'entrepreneur	5 % du coût direct	Nombre de corps de métiers, nombre de types d'équipements, rétro fit (coût nul ou minime pour les services et les installations temporaires du site)
Frais du propriétaire	4 % du IFC	Même emplacement, les frais juridiques, les permis et les assurances devraient être similaires
Mise en service	0,4 % du IFC	Nombre d'équipements majeurs pour refléter le nombre d'équipes de démarrage et de mises en service, y compris l'assistance du fournisseur et la formation. Le coût de la perte de production est exclu
Contingence	15 % du IFC*	Niveau de détail (mécanique)
Fonds de roulement		Stock de matières premières et de produits pour une semaine

ANNEXE D ÉTUDE DE CAS # 2 : ANALYSE DE LA PROFITABILITÉ

Tableau D.1 Flux monétaires totaux

Année	Xylitol classique chimique et AC	Xylitol variation chimique et AC	Xylitol fermentation et AC	Furfural et AC	Additif alim. animale et AC	Biogaz
0	(130,26) M\$	(132,88) M\$	(116,16) M\$	(19,71) M\$	(11,49) M\$	(12,64) M\$
1	16,20 M\$	30,22 M\$	12,12 M\$	3,79 M\$	2,66 M\$	(2,51) M\$
2	16,20 M\$	30,22 M\$	12,12 M\$	3,79 M\$	2,66 M\$	(2,51) M\$
3	16,20 M\$	30,22 M\$	12,12 M\$	3,79 M\$	2,66 M\$	(2,51) M\$
4	16,20 M\$	30,22 M\$	12,12 M\$	3,79 M\$	2,66 M\$	(2,51) M\$
5	16,20 M\$	25,07 M\$	12,12 M\$	3,79 M\$	2,11 M\$	(2,51) M\$
6	16,20 M\$	22,18 M\$	12,12 M\$	2,86 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
7	16,20 M\$	22,18 M\$	12,12 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
8	16,14 M\$	22,18 M\$	12,12 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
9	11,89 M\$	22,18 M\$	12,12 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
10	11,89 M\$	22,18 M\$	10,54 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
12	11,89 M\$	22,18 M\$	8,89 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
11	11,89 M\$	22,18 M\$	8,89 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
13	11,89 M\$	22,18 M\$	8,89 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
14	11,89 M\$	22,18 M\$	8,89 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
15	11,89 M\$	22,18 M\$	8,89 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
16	11,89 M\$	22,18 M\$	8,89 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
17	11,89 M\$	22,18 M\$	8,89 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
18	11,89 M\$	22,18 M\$	8,89 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
19	11,89 M\$	22,18 M\$	8,89 M\$	2,78 M\$	1,95 M\$	(2,51) M\$
20	12,75 M\$	23,33 M\$	9,62 M\$	3,26 M\$	2,22 M\$	(2,49) M\$

Tableau D.2 Exemple du calcul des flux monétaires pour le procédé de xylitol chimique classique

	Période							
	0	1	2	3	4	5	6	7
Revenus								
Xylitol	-	30,54 M\$	30,54 M\$	30,54 M\$	30,54 M\$	30,54 M\$	30,54 M\$	30,54 M\$
Acide acétique	-	1,90 M\$	1,90 M\$	1,90 M\$	1,90 M\$	1,90 M\$	1,90 M\$	1,90 M\$
Coût de production								
Xylitol	-	(15,68) M\$	(15,68) M\$	(15,68) M\$	(15,68) M\$	(15,68) M\$	(15,68) M\$	(15,68) M\$
Acide acétique	-	(0,56) M\$	(0,56) M\$	(0,56) M\$	(0,56) M\$	(0,56) M\$	(0,56) M\$	(0,56) M\$
Total amortissement fiscal	-	129,41 M\$	-	-	-	-	-	-
Bénéfice imposable (perte déductible)	-	(113,21) M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$
Perte (PAQC ¹) reportée	-	-	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$
- Impôt (26,6 %)	-	-	-	-	-	-	-	-
Bénéfice net annuel		(113,21) M\$	-	-	-	-	-	-
+ Amortissement fiscal et déduction		129,41 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$
Flux monétaire d'exploitation		16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$
Investissement en capitaux								
Xylitol	(127,56) M\$	-	-	-	-	-	-	-
Acide acétique	(1,85) M\$	-	-	-	-	-	-	-
Valeur résiduelle	-	-	-	-	-	-	-	-
Fonds de roulement	(0,85) M\$	-	-	-	-	-	-	-
Récupération du fonds de roulement	-	-	-	-	-	-	-	-
Flux monétaire d'investissement	(130,26) M\$	-	-	-	-	-	-	-
Flux monétaires totaux	(130,26) M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$	16,20 M\$
Flux monétaires totaux actualisés	(130,26) M\$	15,29 M\$	14,42 M\$	13,61 M\$	12,84 M\$	12,11 M\$	11,42 M\$	10,78 M\$
Flux monétaires actualisés cumulés	(130,26) M\$	(114,98) M\$	(100,55) M\$	(86,95) M\$	(74,11) M\$	(62,01) M\$	(50,58) M\$	(39,81) M\$

(suite)	Période							
	8	9	10	11	12	13	14	15
Revenus								
Xylitol	30,54 M\$							
Acide acétique	1,90 M\$							
Coût de production								
Xylitol	(15,68) M\$							
Acide acétique	(0,56) M\$							
Total amortissement fiscal	-	-	-	-	-	-	-	-
Bénéfice imposable (Perte déductible)	16,20 M\$							
Perte (PAQC ¹) reportée	15,98 M\$	-	-	-	-	-	-	-
- Impôt (26,6 %)	0,06 M\$	4,31 M\$						
Bénéfice net annuel	0,16 M\$	11,89 M\$	11,89 M\$	11,89 M\$	11,89 M\$	11,89 M\$	11,89 M\$	11,89 M\$
+ Amortissement fiscal et déduction	15,98 M\$	-	-	-	-	-	-	-
Flux monétaire d'exploitation	16,14 M\$	11,89 M\$						
Investissement en capitaux								
Xylitol	-	-	-	-	-	-	-	-
Acide acétique	-	-	-	-	-	-	-	-
Valeur résiduelle	-	-	-	-	-	-	-	-
Fonds de roulement	-	-	-	-	-	-	-	-
Récupération du fonds de roulement	-	-	-	-	-	-	-	-
Flux monétaire d'investissement	-	-	-	-	-	-	-	-
Flux monétaires totaux	16,14 M\$	11,89 M\$						
Flux monétaires totaux actualisés	10,13 M\$	7,04 M\$	6,64 M\$	6,27 M\$	5,91 M\$	5,58 M\$	5,26 M\$	4,96 M\$
Flux monétaires actualisés cumulés	(29,68) M\$	(22,64) M\$	(15,99) M\$	(9,73) M\$	(3,82) M\$	1,76 M\$	7,02 M\$	11,98 M\$

(suite)	Période				
	16	17	18	19	20
Revenus					
Xylitol	30,54 M\$				
Acide acétique	1,90 M\$				
Coût de production					
Xylitol	(15,68) M\$				
Acide acétique	(0,56) M\$				
Total amortissement fiscal	-	-	-	-	-
Bénéfice imposable (Perte déductible)	16,20 M\$				
Perte (PAQC ¹) reportée	-	-	-	-	-
- Impôt (26,6 %)	4,31 M\$				
Bénéfice net annuel	11,89 M\$				
+ Amortissement fiscal et déduction	-	-	-	-	-
Flux monétaire d'exploitation	11,89 M\$				
Investissement en capitaux					
Xylitol	-	-	-	-	-
Acide acétique	-	-	-	-	-
Valeur résiduelle	-	-	-	-	-
Fonds de roulement	-	-	-	-	-
Récupération du fonds de roulement	-	-	-	-	0,85 M\$
Flux monétaire d'investissement	-	-	-	-	0,85 M\$
Flux monétaires totaux	11,89 M\$	11,89 M\$	11,89 M\$	11,89 M\$	12,75 M\$
Flux monétaires totaux actualisés	4,68 M\$	4,42 M\$	4,17 M\$	3,93 M\$	3,97 M\$
Flux monétaires actualisés cumulés	16,66 M\$	21,08 M\$	25,25 M\$	29,18 M\$	33,15 M\$

¹ Pertes autres que des pertes en capital

Tableau D.3 Prix des produits considérés pour l'analyse de rentabilité

	<i>Prix (\$/t)</i>	<i>Sources</i>
Xylitol	4000	Wasilenkoff, 2018
Furfural	1200	E4tech et al., 2015; Krishna et al., 2018; Mazar et al., 2020
Additif alim. animal	79	Gilani, 2014
Biogaz	2,00 ¹	Canada Energy Regulator, 2020
Acide acétique.	650	E4tech et al., 2015; Mazar et al., 2020

¹ \$ US par GJ