

Université Mohamed Khider – Biskra

Faculté des Sciences et de la technologie

Département : Chimie Industrielle



جامعة محمد خيضر بسكرة

كلية العلوم و التكنولوجيا

قسم: الكيمياء الصناعية

Mémoire présentée en vue de l'obtention  
Du diplôme de  
**Master en sciences en : génie des procédés**  
Option : Génie de l'environnement

## THÈME

Etude d'un bio-réacteur semi-continu de  
production de levure de boulangerie  
(*Saccharomyces cerevisiae*)

Présentée par :

Sakhri Rabiaa

Devant le jury composé de :

Président : Pr. BERKAT Djamel

Univ. Biskra

Examineur : Dr. MERZOUGUI Abdelkrim

Univ. Biskra

Encadreur : Dr. BENDJAOUAHDOU Chaouki

Univ. Biskra

Promotion 2020

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

# ***REMERCIEMENT***

*Je voulais bien remercier toutes les personnes qui m'ont aidé à réaliser ce travail*

*Je tiens particulièrement à remercier mon encadreur **Mr. BENDJAOUHDOU  
Chaouki***

*qui m'a suivi tout au long de cette période et m'a conseillé sur l'orientation que  
celui-ci devait prendre.*

*Je remercie vivement le président de jury **Mr. BERKAT Djamel**, et l'examineur  
**Mr. MERZOUGUI Abdelkrim**, qui ont accepté de juger ce travail.*

*En fin, je remercie tous les enseignants de département de chimie industrielle.*

***Merci à tous.***

# **DÉDICACE**

*Je dédie ce modeste travail accompagné d'un profond amour:*

## **À LA PLUS CHÈRE MA MÈRE**

*Aucune dédicace ne saurait être assez éloquente pour exprimer ce que tu mérites pour tous les sacrifices que tu n'as cessé de me donner depuis ma naissance, durant mon enfance et même à l'âge adulte.*

## **À MON PÈRE**

*Rien au monde ne vaut les efforts que tu as fournis jour et nuit pour mon éducation et mon bien être.*

*Recevez ce travail en signe de ma vive reconnaissance et ma profonde estime.*

## **À MES FRÈRES**

*Ahmed, Hamza et Laarbi*

*Mes anges gardiens et mes fidèles compagnons dans les moments les plus délicats de cette vie mystérieuse.*

## **À MES SŒURS**

*En témoignage de l'attachement, de l'amour et de l'affection que je porte pour vous.*

*A la source de ma joie mes nièces et mes neveux que j'aime.*

## **À MES COPINES**

*Malak...Abir...Boutheyna...Soumia...Remaissa et Narimen ... pour leur amour, leur soutien, et leurs encouragements.*

*A mes camarades*

*A tous ce que j'aime*

**HANNOU**

## *Liste des figures*

| <b>Figure</b> | <b>Titre</b>  | <b>Page</b> |
|---------------|---|-------------|
| Figure I.1    | réacteur cuve   | 04          |
| Figure I.2    | réacteur tubulaire  | 04          |
| Figure I.3    | opération continue  | 05          |
| Figure I.4    | opération discontinue   | 06          |
| Figure I.5    | opération semi-continue   | 06          |
| Figure I.6    | facteur gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique   | 11          |
| Figure II.1   | cuve mécaniquement agitée standard  | 16          |
| Figure II.2   | influence du nombre de Reynolds sur le nombre de puissance  | 18          |
| Figure III.1  | Schéma simplifié du bio-réacteur semi fermé de production de levure de boulangerie  | 25          |
| Figure IV.1   | nombre de puissance $N_p$ pour différents types d'agitateurs (de haut en bas : turbine Rushton à 6 pales droites, turbine à 6 pales inclinées, hélice à 3 pales, hélice marine à 3 pales et hélice à 2 pales) | 32          |
| Figure IV.2   | principaux types d'agitateurs (de haut en bas et de gauche à droite : Ancre, hélice marine turbine Rushton à 6 pales droites et turbine à pales inclinées)  | 32          |
| Figure IV.3   | durée de la culture en fonction du type d'agitateur pour différentes valeurs de la concentration d'alimentation en substrat (matière sucrée) $S_0$  | 33          |
| Figure IV.4   | durée de la culture en fonction du type d'agitateur pour différentes valeurs de la concentration finale souhaitée en fin de culture $X_f$   | 34          |
| Figure IV.5   | durée de la culture en fonction du type d'agitateur pour différentes valeurs de la vitesse de rotation de l'agitateur $V_r$   | 35          |
| Figure IV.6   | durée de la culture en fonction du type d'agitateur pour différentes valeurs de la concentration d'inoculation $x_0$  | 36          |
| Figure IV.7   | durée de la culture en fonction du type d'agitateur pour différentes valeurs de la masse volumique du mélange réactionnel $m_v$   | 37          |

# SOMMAIRE

|  |    |
|--|----|
| <b>INTRODUCTION GENERALE</b>   | 01 |
| <b>CHAPITRE I : GENERALITES SUR LES REACTEURS</b>                      |    |
| I.1. Introduction.....   | 03 |
| I.2. Définition Des Réacteurs Chimiques.....                           | 03 |
| I.3. Classification Des Réacteurs Chimiques.....                       | 03 |
| I.3.1. Classification selon le type de réacteur.....                   | 03 |
| I.3.1.1. Réacteur cuve.....  | 04 |
| I.3.1.2. Réacteur tube ou réacteur tubulaire.....                      | 04 |
| I.3.2. Classification selon le type d'opération .....                  | 05 |
| I.3.2.1. Opération continue.....                                       | 05 |
| I.3.2.2. Opération discontinue.....                                    | 05 |
| I.3.2.3. Opération semi-continue.....                                  | 06 |
| I.3.3. Classification des réacteurs selon le type de Réaction .....    | 07 |
| I.3.3.1. Phase homogène gazeuse.....                                   | 07 |
| I.3.3.2. Phase homogène liquid.....                                    | 07 |
| I.3.3.3. Phases hétérogènes gaz-solide.....                            | 08 |
| I.3.3.4. Phases hétérogènes gaz-liquide.....                           | 08 |
| I.3.3.5. Phases hétérogènes liquide-liquide.....                       | 09 |
| I.3.3.7. Phases hétérogènes gaz-liquide-solide.....                    | 09 |
| I.3.3.8 Circulation des phases.....                                    | 09 |
| I.4. Facteurs Gouvernant Le Fonctionnement D'un Réacteur Chimique..... | 10 |
| I.4. les critères de choix d'un réacteur.....                          | 11 |

## CHAPITRE II : LES BIOREACTEURS

|   |    |
|---|----|
| II.1. Principes de choix et de dimensionnement .....                                  | 14 |
| II.2. Principaux types de bioréacteurs .....  | 14 |
| II.2.1. Cuve mécaniquement agitée.....  | 14 |
| II.2.2. Cuve mécaniquement agitée aérée .....   | 15 |
| II.2.3. Colonne à bulles et réacteur airlift .....                                    | 15 |
| II.2.4. Bioréacteurs à couche ou lit fixe et à couche ou lit fluidisée .....          | 16 |
| II.3. Hydrodynamique et performances de transfert thermique.....                      | 17 |
| II.3.1. Cuves mécaniquement agitées non aérées.....                                   | 17 |
| II.3.1.1. Forme des mobiles d'agitation.....  | 17 |
| II.3.1.2. Régimes hydrodynamiques et puissance consommée.....                         | 17 |
| II.3.1.3. Temps de mélange.....   | 19 |
| II.3.1.4. Transfert thermique.....  | 19 |
| II.3.2. Cuves mécaniquement agitées aérées.....                                       | 20 |
| II.3.2.1. Cuves et mobiles d'agitation.....   | 20 |
| II.3.2.2. Régimes hydrodynamiques des cuves mécaniquement agitées aérées.....         | 20 |
| II.3.2.2.1. Calcul de la puissance mécanique consommée.....                           | 20 |
| II.3.2.3. Coefficient volumique de transfert de matière gaz-liquide ( $k_l a$ ) ..... | 22 |
| II.3.2.4. Calcul de la rétention du gaz $\epsilon_g$ .....                            | 22 |
| II.3.2.5. Temps de mélange et transfert thermique.....                                | 23 |

## CHAPITRE III : DESCRIPTION DU PROCÉDE ETUDIE

|   |    |
|---|----|
| III.1. Introduction.....  | 25 |
| III.2. Présentation du procédé étudié.....                          | 25 |
| III.3. Modèle mathématique du procédé et méthode de résolution..... | 25 |
| III.4. Algorithme utilisé pour la simulation du procédé.....        | 26 |
| III.5. Organigramme utilisé dans la simulation.....                 | 28 |

## CHAPITRE IV : RESULTATS ET DISCUSSION

|   |    |
|---|----|
| IV.1. Introduction.....   | 31 |
| IV.2. Durée de la culture (Dc) en fonction de la concentration d'alimentation en substrat (So) .....        | 33 |
| IV.3. Durée de la culture (Dc) en fonction de la concentration finale souhaitée en biomasse ( $x_f$ ) ..... | 34 |
| IV.4. Durée de la culture (Dc) en fonction de la vitesse de rotation de l'agitateur $V_r$ .....             | 35 |
| IV. 5. Durée de la culture (Dc) en fonction de la concentration d'inoculation $x_o$ .....                   | 36 |
| IV.6. Durée de la culture (Dc) en fonction de la masse volumique du mélange réactionnel $m_v$ .....         | 37 |
| <b>CINCLUSION GENERALE</b> .....  | 39 |
| <b>REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES</b> .....  | 41 |



# **INTRODUCTION GÉNÉRALE**

## Introduction générale

Une des branches importantes du génie des procédés est le génie de la réaction biochimique qui s'intéresse aux méthodes de mise en œuvre rationnelles des réactions biologiques et en particulier aux appareils dans lesquels sont conduites ces opérations : les bio-réacteurs. Le bio-réacteur a un rôle très important et incontournable dans l'industrie biochimique. Il existe plusieurs types de bio-réacteurs, et l'un des plus utilisés est le bio-réacteur semi-continu agité.

Dans ce mémoire nous allons étudier par simulation au moyen du logiciel Matlab l'influence de plusieurs paramètres opératoires sur le fonctionnement d'un bio-réacteur semi-continu agité de production de la biomasse, à savoir : la levure de boulangerie. On étudiera l'influence de plusieurs paramètres opératoires pour optimiser le fonctionnement du procédé considéré (bio-réacteur semi-continu agité). Les résultats trouvés devraient nous permettre de savoir comment devraient être la valeur de ces paramètres pour optimiser la capacité de production du procédé, c'est-à-dire avoir une durée d'obtention de la culture de levure qui soit la plus minimale possible.

# **CHAPITRE I**

## **GÉNÉRALITÉS SUR LES RÉACTEURS**

## I.1. Introduction

Le réacteur chimique est l'équipement siège des réactions chimiques, il a un rôle très important et incontournable dans l'industrie chimique. La nature des réactifs et des produits et la réaction chimique qui aura lieu imposent le type de réacteur à choisir. Ce chapitre est consacré à l'étude des classifications des réacteurs du point de vue classification et comparaison [1].

## I.2. Définition des réacteurs chimiques :

Le réacteur est un appareil permettant de réaliser une réaction chimique, c'est-à-dire la transformation de produits de caractéristiques données en d'autres produits de caractéristiques et propriétés différentes. Il est à la fois le siège de phénomènes chimiques et de phénomènes physiques; ces derniers se divisent en deux catégories : les phénomènes physiques à dominante hydrodynamique (écoulements monophasiques ou polyphasiques, création et suppression d'interface entre phases, etc.) et les phénomènes physiques à dominante cinétique relevant de la science des transferts, soit à l'intérieur d'une phase (homogénéisation des concentrations et des températures), soit entre phases (dissolution d'un gaz dans un liquide) [1]. Enfin, il importe de rappeler que le réacteur peut être le siège d'une réaction chimique (réacteur chimique), biochimique ou biologique (bioréacteur), électrochimique (électrolyseur), nucléaire (réacteur nucléaire) et même photochimique (photoréacteur).

## I.3. Classification des réacteurs chimiques :

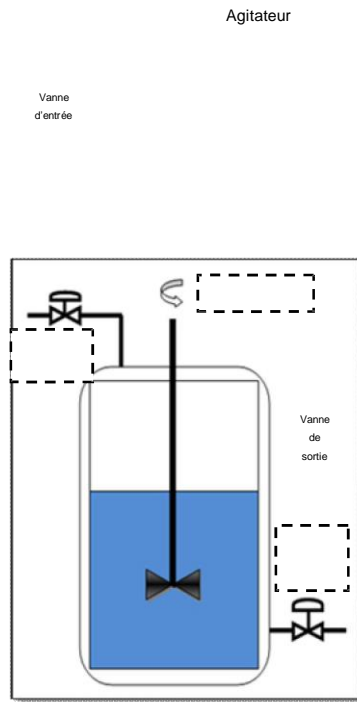
L'union réacteur-réaction chimique va être principalement conditionnée par trois facteurs spécifiques, à savoir le réacteur, l'opération et le type de réaction.

### I.3.1. Classification selon le type de réacteur :

Actuellement, il est considéré qu'il y a deux types fondamentaux de réacteur industriel. Ce sont la cuve et le tube.

**I.3.1.1. Réacteur cuve :**

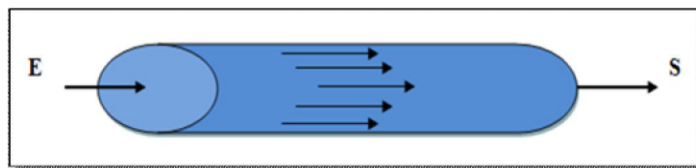
Le réacteur est un récipient où les trois dimensions sont comparables (FIG.I.1). Il est presque toujours muni d'un dispositif qui assure une agitation du mélange réactionnel. Le rapport surface sur volume n'est pas très grand [2].



**FIG.I.1.** Réacteur cuve [1].

**I.3.1.2. Réacteur tube ou réacteur tubulaire :**

Le réacteur est un tube caractérisé par une certaine longueur où le mélange réactionnel se déplace à la manière d'un piston. (FIG.I.2). Le rapport surface sur volume est assez grand [1].



**FIG.I.2.** Réacteur tubulaire [1]

### I.3.2. Classification selon le type d'opération :

Il est reconnu qu'un réacteur peut fonctionner selon trois sortes d'opérations, à savoir :

- opération continue ;
- opération discontinue ;
- opération semi-continue.

#### I.3.2.1. Opération continue :

Les appareils fonctionnant en continu, qualifiés de systèmes ouverts, sont dotés d'une ou plusieurs entrées pour introduire les réactifs, et d'une ou plusieurs sorties par lesquelles les produits de la transformation sont évacués (FIG.I.3). Le système continu est généralement conçu pour travailler en régime stationnaire [1].

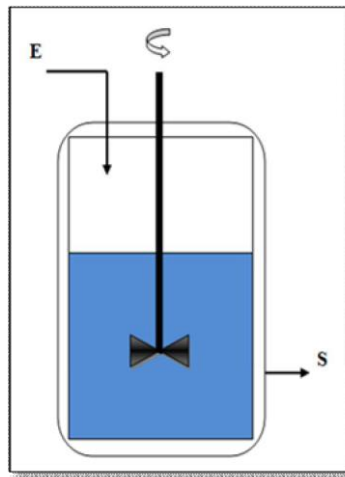
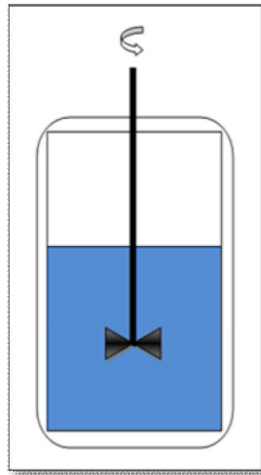


FIG.I.3. Opération continue [1]

#### I.3.2.2. Opération discontinue

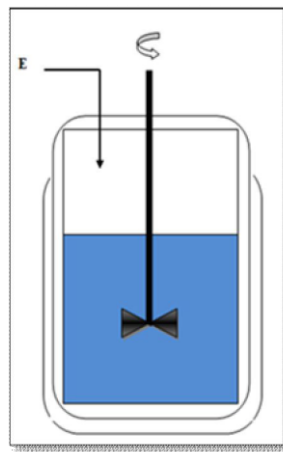
On qualifie parfois ces appareils de systèmes fermés, car durant le laps de temps pendant lequel la réaction se déroule il n'y a pas de flux de matière entrant ou sortant du système (FIG.I.4). Ce type d'appareil a la faveur des industriels pour les opérations jugées très délicates et les petites productions [1].



**FIG.I.4.** Opération discontinue [1].

### I.3.2.3. Opération semi-continue

Une opération est dite en semi-continu lorsqu'il y a chargement des matières premières et vidange de l'appareil de manière périodique, mais il y a évacuation continue d'un produit ou sous-produit de telle sorte que pendant une période relativement longue, on peut rajouter de nouvelles quantités de matières premières (FIG.I.5). La marche du réacteur en semi-continu ne diffère de la marche en discontinu que par les appareils annexes [1].



**FIG.I.5.** Opération semi-continue [1]

**Remarque :** Il faut préciser que chaque fois qu'un gaz est en jeu, l'opération sera très certainement continue pour des raisons pratiques. Un gaz a une faible masse spécifique ce qui entraînerait un grand volume pour une opération discontinue pratiquement non rentable industriellement.

### I.3.3. Classification des réacteurs selon le type de réaction

Parmi les réactions chimiques industrielles, il existe sept grandes espèces de réactions. Les réactions peuvent se dérouler totalement en phase vapeur ou liquide, et il est alors dit que la réaction a lieu en phase homogène. Si les réactions se déroulent dans deux ou plusieurs phases, c'est-à-dire des combinaisons entre les phases vapeur, liquide(s) et solide(s), alors les réactions se déroulent en phase hétérogène [1-3].

Les réactions homogènes se produisent uniformément dans le volume, ce qui rend plus aisés les transferts de matière. Le problème se situe dans les réactions fortement exothermiques, le contrôle de la température risque de poser des problèmes de transfert de chaleur. Ces réactions ne sont pas très répandues dans l'industrie, sauf si cela se passe en phase gazeuse [1-3].

Les réactions hétérogènes se produisent dans un petit volume bien déterminé, d'ailleurs lié à l'hétérogénéité du milieu (le contact des réactifs n'est possible qu'à l'interface entre les phases. Ceci rend les transferts de matière et aussi de chaleur encore beaucoup plus cruciaux et délicats [1-3].

#### I.3.3.1. Phase homogène gazeuse

Ces réactions sont toujours réalisées dans des réacteurs tube (un ou plusieurs) fonctionnant en continu. Le diamètre du tube est de l'ordre du cm (ou dm) et sa longueur varie d'un mètre à plusieurs dizaines de mètres. Le débit est assez élevé pour que l'écoulement soit turbulent (donc bien mélangé localement), la température et la pression sont généralement élevées. Un exemple industriel est donné par le craquage thermique de fractions pétrolières en éthylène ou l'isomérisation de composés organiques [1-3].

#### I.3.3.2. Phase homogène liquide

Ces réactions sont réalisées dans un réacteur cuve en opération discontinue ou continue. Le volume du réacteur peut varier de quelques litres à quelques dizaines de milliers de litres. Il est aussi possible d'utiliser des réacteurs tube pour des raisons pratiques de mise en œuvre. En tout cas, si la réaction est très rapide et exothermique et que le liquide est plutôt visqueux, le réacteur cuve doit plutôt s'imposer car une bonne agitation à l'intérieur peut assurer un bon transfert de chaleur. Un exemple industriel est donné par la polymérisation du styrène (polymérisation en masse) [1-3].



### I.3.3.3. Phases hétérogènes gaz-solide

Ces réactions impliquent un ou plusieurs solides comme catalyseurs ou comme réactifs, avec un ou plusieurs gaz. L'opération sur le gaz sera nécessairement continue et dans des réacteurs tube, tandis que pour la phase solide, elle pourra être continue ou discontinue. Ces types de réactions sont présents dans 80 % des cas de la chimie industrielle. Il faut cependant distinguer trois types de couplage réacteur-réaction :

- le réacteur est tubulaire à lit solide fixe, dans ce cas, le solide joue surtout le rôle de catalyseur (lit de grains solides de quelques mm, parfois des toiles métalliques). Une caractéristique de cet appareil est la faible conductibilité thermique du lit granulaire, ce qui peut être gênant dans le cas des réactions exothermiques. Par contre, si le solide est lui-même un réactif, on utilisera moins ce genre de réacteur à cause justement de la manipulation du solide (à fixer dans des petits tubes). Des exemples industriels sont donnés par les synthèses de l'ammoniac, du méthanol, de l'oxyde d'éthylène [4-5] ;

Le réacteur est à lit solide fluidisé, le solide, composé de granulés de quelques microns, est mis en suspension (en état fluidisé) par le gaz ascendant. Le tube peut avoir une hauteur de plusieurs mètres. Par son état de fluidisation, le solide se comporte comme un pseudo liquide, ce qui lui confère de meilleures propriétés de transfert thermique que s'il était fixe, plus la possibilité de traiter le solide en continu. Des exemples industriels sont donnés par le craquage catalytique et les opérations de métallurgie sèche [4-5].

- Le réacteur est à lit mouvant, le solide, sous forme de lit granulaire, se déplace vers le bas par gravité. Ce type de réacteur est parmi les réacteurs les plus difficiles à maîtriser et à étudier. Un exemple industriel est donné par le haut-fourneau de métallurgie [4-5].

### I.3.3.4. Phases hétérogènes gaz-liquide

Ces réactions se déroulent dans des réacteurs tube ou cuve. Le gaz (en opération continue) sera dispersé sous forme de bulles dans la phase liquide ou bien au contraire, le liquide sera dispersé dans la phase gazeuse.

Un exemple industriel est la chloration du benzène dans un réacteur tubulaire à bulles ou encore l'enlèvement du CO<sub>2</sub> d'un gaz par une solution basique dans une tour d'absorption à garnissage [4-5].

### **I.3.3.5. Phases hétérogènes liquide-liquide**

Ces réactions peuvent se réaliser dans des réacteurs tube ou cuve, en opération continue ou discontinue par rapport à chacune des deux phases. Un exemple industriel est la nitration du toluène par les acides nitrique et sulfurique dans un réacteur continu à cuve [4-5].

### **I.3.3.6. Phases hétérogènes liquide-solide**

Ces réactions peuvent se réaliser dans des réacteurs tube ou cuve, en opération continue ou discontinue par rapport à chacune des deux phases. Un exemple industriel est donné par les nombreuses réactions de la métallurgie humide (fabrication de l'aluminium par traitement de bauxite par la soude caustique) [4-5].

### **I.3.3.7. Phases hétérogènes gaz-liquide-solide**

Quoique plus complexes au point de vue des divers transferts, ces réactions sont assez répandues dans l'industrie. Le solide en lit fixe granulaire sert pratiquement toujours de catalyseur. Le gaz et le liquide circulent généralement à contre-courant. Un exemple industriel est donné par l'hydrodésulfuration de pétrole ou par l'hydrogénation de l' $\alpha$ -méthylstyrène en cumène [4-5].

### **I.3.3.8 Circulation des phases**

De la même façon que pour les appareils de séparation, on a le choix entre divers modes de circulation des phases : à contre-courant, à courants parallèles ou à courants croisés.

Le rôle primordial joué par la transformation chimique fait que l'arrangement à contre-courant n'est pas forcément optimum, comme dans le cas d'un processus purement physique. C'est pour cette raison aussi que la rétention des phases, en particulier celle de la phase réactionnelle, se révèle être un paramètre important lors de l'étude d'un réacteur polyphasique.

Il faut enfin remarquer que pour les systèmes polyphasiques, le type d'écoulement associé à chacune des phases n'est pas forcément le même pour toutes. On peut ainsi imaginer un système gaz-liquide pour lequel la phase liquide serait parfaitement agitée alors que la phase gazeuse aurait un écoulement du type tubulaire (cas d'un fermenteur par exemple [6]). Dans les milieux hétérogènes, les transferts de matières et de chaleur au niveau moléculaire devront

être suffisamment accélérés (agitation, débit suffisant, granulométrie appropriée), afin qu'ils ne ralentissent pas la réaction chimique elle-même. Le choix entre un réacteur cuve (récipient) et un réacteur piston (long tube) dépend de plusieurs critères.

Le type de phase à traiter est un premier critère, les tubes conviennent mieux pour les gaz que les cuves (les transferts de chaleur par un gaz ne sont guère favorisés), tandis que les cuves conviennent mieux aux liquides (les pertes de charge risquent d'être plus élevées dans un tube parcouru par un liquide).

Pour les réactions en phase hétérogène, le choix dépendra des phases en présence et surtout de la phase qui va assurer essentiellement le transfert de chaleur. Cela va aussi dépendre de l'exothermicité ou de l'endothermicité de la réaction. Les transferts de chaleur sont inévitablement déterminants dans le choix du type de réacteur. S'il faut évacuer ou amener de la chaleur rapidement, il faut un réacteur où le rapport surface sur volume soit assez grand comme dans le cas du tube de petit diamètre [7].

Si on reconnaît que le réacteur chimique est d'abord conçu en fonction de la transformation de matière, il ne faut tout de même pas perdre de vue l'aspect thermique, ce qui veut dire que le réacteur doit aussi être adapté à la capacité de transférer la chaleur efficacement en vue d'assurer sa stabilité [7].

#### **I.4. Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique**

La figure (I.6) indique, sous forme d'un schéma systémique, les principaux facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique. Ce sont d'abord les données physico-chimiques sur la nature des transformations mises en jeu : vitesse des réactions thermicité, présence d'équilibres, influence de la pression de la température, de l'état de dilution sur ces paramètres. Ce sont ensuite les données hydrodynamiques sur l'écoulement des phases et leur mode de mélange et de mise au contact [1].

L'hydrodynamique est à son tour étroitement liée aux phénomènes de transfert et de transport de chaleur, de matière et de quantité de mouvement qui accompagnent les réactions. Les données de transfert à l'intérieur d'une phase, entre phases ou entre les mélanges réactionnels et la paroi du réacteur, relevant de la cinétique physique, jouent un rôle aussi important que les vitesses de transformations proprement dites, qui sont du domaine de la cinétique chimique ou biologique [8].

Tous les facteurs que nous venons d'énumérer concourent à relier l'ensemble des

paramètres opératoires (nature des espèces chimiques entrant dans le réacteur, pression, température, concentrations, débits et temps de séjour des phases) à l'ensemble des résultats de l'opération (taux de conversion des réactifs, nature et distribution des produits, rendements matériels et énergétiques). Suivant le point de vue auquel on se place, ces relations sont utilisées dans des sens différents. Le chercheur qui étudie une transformation s'efforce de maîtriser les conditions opératoires, la structure du réacteur et l'hydrodynamique. Dans tous les cas il est nécessaire de connaître les relations qui existent entre tous les facteurs gouvernant le fonctionnement du réacteur (Fig. I.6).

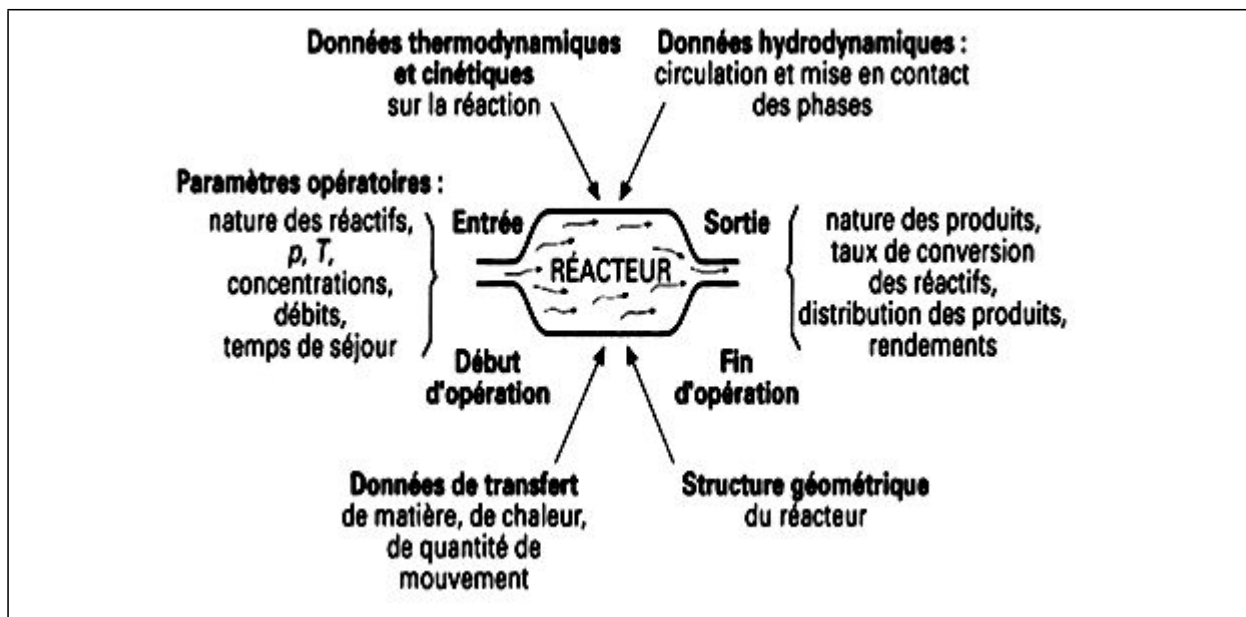


FIG. I.6. Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique [1].

#### I.4. Les critères de choix d'un réacteur chimique

Pour concevoir le meilleur réacteur possible afin de réaliser une réaction donnée, il faut d'abord choisir le ou les facteurs que l'on a intérêt à privilégier, qui peuvent être [8]:

- le taux de conversion d'un réactif donné ;
- le rendement en produit cherché, c'est-à-dire la sélectivité dans le cas très fréquent où

la réaction cherchée est accompagnée d'une ou de plusieurs réactions parasites. la recherche de cette sélectivité peut en effet amener à se contenter d'un faible taux de conversion, surtout si les réactifs sont faciles à isoler des produits de la réaction en vue

de leur recyclage ;

- la minimisation de la formation d'une impureté très difficile à séparer, ou susceptible de créer des problèmes (pour la sécurité, l'environnement) ;
- la minimisation du volume global, autrement dit la maximisation de la capacité de production, ou la minimisation des investissements ;
- la sécurité du fonctionnement ;
  
- la qualité du produit obtenu ;
  
- la nature des réactifs et des produits de la réaction. Le réacteur ne peut en effet être le même selon qu'il s'agit d'une réaction en milieu homogène entre gaz ou entre liquides, ou d'une réaction entre deux phases liquides, entre un gaz et un liquide, entre des liquides mais avec production d'un gaz, et aussi entre des solides fondus.

# **CHAPITRE II**

## **LES BIORÉACTEURS**

## II.1. Principes de choix et de dimensionnement

Le choix du type de bioréacteur à utiliser dépend du nombre de phases à mettre en présence pour effectuer la bioréaction : une seule phase liquide ou une phase gaz dispersée dans une phase liquide (cas de cultures aérobies) ou encore une phase solide dispersée dans une phase liquide (cas, par exemple, d'enzymes immobilisées).

Il convient de remarquer que les micro-organismes ayant une taille inférieure à 20  $\mu\text{m}$  et une masse volumique très proche de celle des milieux de culture, on assimile les suspensions de micro-organismes dans la culture à une phase liquide pseudo-homogène. Bien sur cette hypothèse n'est plus valable si les micro-organismes tendent à s'agglomérer pour former des floccs (levures) ou des pelotes (champignons filamenteux).

Le choix du type de bioréacteur effectué, son dimensionnement et son mode de conduite reposent sur la connaissance des vitesses des réactions biochimiques ou biologiques et de leur couplage avec les vitesses de transfert de substrats, lorsque ceux-ci se trouvent dans une autre phase [4].

## II.2. Principaux types de bioréacteurs

Comparativement aux réactions chimiques, les bioréactions s'effectuent toujours dans un solvant, l'eau, et les concentrations en substrats et produits, ainsi que les vitesses réactionnelles et des temps de séjour pour obtenir des productions convenables, il est donc nécessaire de recourir à des volumes réactionnels et des temps de séjour importants ; par exemple, en brasserie, la fermentation principale s'effectue dans des cuves pouvant atteindre 600  $\text{m}^3$  et dure de 5 à 10 jours. Les principaux appareils utilisés pour effectuer des bioréactions sont les cuves mécaniquement agitées, aérées ou non, les colonnes à bulles, les colonnes airlifts et, enfin, les réacteurs à lit fixe ou fluidisé [4].

### II.2.1. Cuve mécaniquement agitée

La cuve mécaniquement agitée est le réacteur choisi lorsque tous les acteurs de la bioréaction (substrats, enzymes, micro-organismes) sont dans une phase liquide unique. Sous réserve d'une agitation suffisante pour que la phase liquide soit parfaitement mélangée, le seul phénomène à prendre en compte dans le dimensionnement et la conduite du bioréacteur est la vitesse de la bioréaction. La cuve agitée est employée pour effectuer des réactions enzymatiques

avec des enzymes en solution ou encore des fermentations anaérobies. Dans ce dernier cas, le gaz carbonique produit se résorbe du milieu de culture sous forme de bulles, mais sa concentration en phase liquide, constante et donnée par la loi de Henry, n'intervient pas, en général, dans l'expression de la vitesse de croissance du micro-organisme [4].

### **II.2.2. Cuve mécaniquement agitée aérée**

La cuve mécaniquement agitée aérée est utilisée pour la production de micro-organismes en aérobiose. L'oxygène qui est très peu soluble dans les milieux de fermentation (8 mg/L à 25°C dans l'eau) est alors le substrat limitant. La vitesse globale de formation des micro-organismes est la résultante du couplage entre leur vitesse propre de croissance et la vitesse de transfert de l'oxygène de la phase gaz dispersée vers le milieu de fermentation. La puissance mécanique consommée sert à la fois à mélanger la phase et à générer une aire interfaciale importante entre les bulles de gaz et le milieu de fermentation.

### **II.2.3. Colonne à bulles et réacteur airlift**

La colonne à bulles est un réacteur également utilisé pour la production de micro-organismes en aérobiose. Les bulles d'air injectées à la base de la colonne apportent l'oxygène aux micro-organismes et mélangent la phase liquide au cours de leur mouvement ascendant. Comme pour la cuve mécaniquement agitée aérée, la vitesse globale de formation des micro-organismes est la résultante du couplage entre leur vitesse propre de croissance et la vitesse de transfert de l'oxygène de la phase gaz dispersée vers le milieu de fermentation. Comparativement à la cuve mécaniquement agitée aérée, la colonne à bulles ne comporte pas de pièces en mouvement et ne consomme pas de puissance mécanique d'agitation. Sa fiabilité est plus grande et son coût en investissement et en fonctionnement est plus faible. Par contre, ses performances de transfert d'oxygène sont nettement moins bonnes, car aucun effet mécanique ne vient s'opposer à la coalescence des bulles de gaz, phénomène qui diminue l'aire interfaciale entre les bulles de gaz et le milieu de fermentation.

La colonne à bulles est aussi employée lors des fermentations anaérobies, l'agitation pneumatique étant alors réalisée par les bulles de gaz carbonique dégagées in situ pendant la fermentation ; on peut citer, à titre d'exemple, les cuves de vinification. Le réacteur airlift est un appareil dérivé de la colonne à bulles et est utilisé pour les seules cultures aérobies [4].



### II.2.4. Bioréacteurs à couche ou lit fixe et à couche ou lit fluidisée

L'usage d'enzymes en solution entraîne leur perte après réaction, puisqu'il est impossible de les extraire du milieu réactionnel. L'immobilisation d'enzymes à la surface ou à l'intérieur d'un support solide est une technique permettant de les séparer facilement du milieu réactionnel liquide et donc de les réutiliser. Les réacteurs à enzymes immobilisées sont exclusivement des colonnes percolées par le liquide, à couche fixe ou couche fluidisée de particules solides. En effet, le recours à une cuve mécaniquement agitée est à proscrire, car on peut difficilement dépasser un taux de solide de 10 % dans un tel appareil, alors que ce taux est de l'ordre de 60% dans une colonne garnie de particules solides sphériques. D'autre part, dans une cuve agitée, les chocs de particules solides sur le mobile d'agitation peuvent entraîner leur destruction.

La vitesse globale de la réaction enzymatique est ici la résultante du couplage entre la vitesse de transfert du substrat du cœur de la phase liquide à l'interface des particules solides, la vitesse de diffusion du substrat à l'intérieur des particules et la vitesse intrinsèque de la bioréaction. Ces trois vitesses sont heureusement rarement toutes les trois du même ordre de grandeur.

Le choix entre couche fixe ou couche fluidisée dépend du caractère colmatant des solutions à traiter et de la taille des particules solides. La fluidisation permet de s'affranchir des risques de colmatage, mais les performances de transfert de matière liquide-solide d'une couche fluidisée sont plus limitées que celles d'une couche fixe [4].

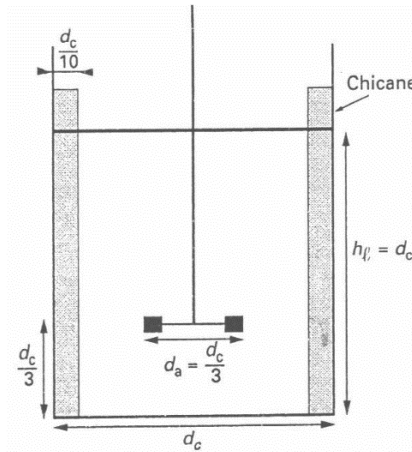


FIG II.1 : cuve mécaniquement agitée standard [4]

## II.3. Hydrodynamique et performances de transfert thermique

### II.3.1. Cuves mécaniquement agitées non aérées

#### II.3.1.1. Forme des mobiles d'agitation

On trouve, dans la pratique industrielle, de nombreuses formes de cuves et de mobiles d'agitation. Depuis 1950, une configuration standard de cuve ayant le mérite d'assurer une bonne homogénéité de la phase liquide est recommandée (fig II.1). Le rôle des chicanes est d'éviter la formation d'un vortex autour de l'axe du mobile d'agitation. Les mobiles d'agitation, dont le seul rôle est de mélanger la phase liquide, peuvent être classés en deux catégories : les mobiles cisailant et les mobiles non cisailant. Nous considérerons ici le mobile le plus représentatif de chaque catégorie :

- la turbine à six pales, dite turbine Rushton (cisailant) ; le mouvement généré par cette turbine est radial, puis axial lorsque le liquide rencontre la paroi de la cuve, le cisaillement créé par la turbine accroît la turbulence et donc le mélange du liquide ;

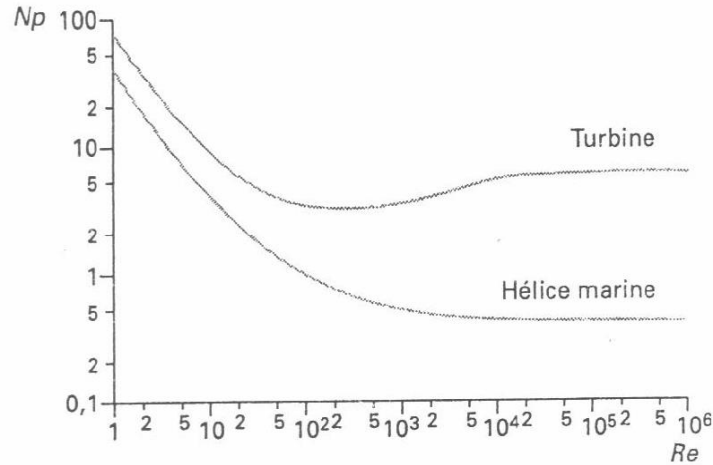
- l'hélice marine (non cisailant) ; elle génère un mouvement axial du liquide [4].

#### II.3.1.2. Régimes hydrodynamiques et puissance consommée

Le mouvement d'un liquide newtonien dans une cuve agitée est caractérisé par le nombre de Reynolds qui représente le rapport entre les forces d'inertie et de viscosité :

$$Re = \frac{d_a^2 N \rho_\ell}{\mu_\ell}$$

Avec  $d_a$  (m) : diamètre de l'agitateur,  
 $N$  (tr/s) : vitesse de rotation de l'agitateur,  
 $\rho_\ell$  (kg/m<sup>3</sup>) : masse volumique du liquide,  
 $\mu_\ell$  (Pa · s) : viscosité du liquide.



**FIG II.2 :** influence du nombre de Reynolds sur le nombre de puissance [4]

Pour des nombres de Reynolds inférieurs à 10, le régime d'écoulement est laminaire, l'amplitude du régime intermédiaire dépend du mobile d'agitation, mais, au-dessus d'un nombre de Reynolds de 10 000, le régime est turbulent quel soit le mobile.

La puissance mécanique  $P(W)$  consommée se calcule par l'intermédiaire du nombre de puissance qui représente le rapport entre les forces externes et les forces d'inertie.

Pour les cuves chicanées, il n'y a pas formation de vortex et le nombre de puissance dépend seulement du nombre de Reynolds (figII.2). En régime laminaire, le produit  $Np \cdot Re$  est constant ; en régime turbulent, c'est le nombre de puissance qui est constant :  $Np = 6$  pour la turbine et  $Np = 0.4$  pour l'hélice marine. L'hélice marine consomme donc moins de puissance que la turbine. D'autre part, il convient de remarquer que, si le liquide est de l'eau, le régime sera pratiquement toujours turbulent.

Les fonctions  $Np = f(Re)$ , représentées sur la figure 2, peuvent être étendues à l'estimation de la puissance consommée quand le liquide est non newtonien pseudo-plastique (loi rhéologique :  $\tau = K\dot{\gamma}^n$ , avec  $\tau$  (Pa) contrainte tangentielle et  $\dot{\gamma}$  ( $s^{-1}$ ) gradient de vitesse), en prenant pour nouvelle définition du nombre de Reynolds [4] :

$$Re = \frac{d_a^2 N^{(2-n)} \rho \ell}{0.1K} \left( \frac{n}{6n + 2} \right)^2$$

Avec  $n$  : indice de comportement du liquide,

$K$  : indice de consistance.

### II.3.1.3. Temps de mélange

Le temps de mélange  $t_M$  est le temps nécessaire pour rendre la phase liquide homogène en concentration à la suite d'une perturbation, par exemple l'introduction d'un réactif. La mesure de cette grandeur est délicate car elle dépend de la définition du critère d'homogénéité. En régime turbulent, pour un degré de mélange supérieur à 99% et en cuve chicanée, le temps de mélange est donné par les relations [4] :

- pour une hélice marine :

$$N \cdot t_M = 6 (d_c / d_a)^2,$$

- pour la turbine :

$$N \cdot t_M = 4 (d_c / d_a)^2$$

avec  $d_c$  (m) étant le diamètre de la cuve,  $d_a$  (m) le diamètre de l'agitateur et  $N$  (tr/s) la vitesse de rotation du mobile de rotation.

Lorsqu'une cuve agitée est utilisée pour effectuer une réaction. On admet que ce réacteur est parfaitement mélangé si le temps de mélange est supérieur au temps de demi-réaction. Les vitesses des réactions biologiques étant faibles, un temps de mélange de l'ordre de la minute est largement suffisant pour considérer la phase liquide parfaitement mélangé. En configuration standard, ce temps est atteint dès 55 tr/min avec une hélice et dès 35 tr/min avec une turbine. On a donc intérêt à choisir, pour des raisons énergétiques, une hélice comme mobile d'agitation dans un bioréacteur monophasique.

### II.3.1.4. Transfert thermique

Comparativement aux réactions chimiques, les bioréactions ont des vitesses lentes et des effets thermiques faibles ; par conséquent, une double enveloppe suffit le plus souvent à réguler la température de la phase liquide. La plus grande résistance au transfert de chaleur se situe entre le liquide contenu dans la cuve et la paroi. La relation suivante permet de calculer le coefficient de transfert thermique dans le film liquide, du côté intérieur de la cuve [4] :

$$\frac{h d_c}{k} = \left( \frac{d_a^2 N P_l}{\mu_l} \right)^{2/3} \left( \frac{c_p \mu_l}{k} \right)^{1/3} \quad (1)$$

Avec :  $h$  ( $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ ) coefficient de transfert thermique par convection,

$C_p$  ( $J.kg^{-1}.K^{-1}$ ) capacité thermique massique du liquide,

$K$  ( $W.m^{-1}.K^{-1}$ ) Conductivité thermique du liquide.

### II.3.2. Cuves mécaniquement agitées aérées

#### II.3.2.1. Cuves et mobiles d'agitation

La configuration Standard de cuve recommandé est celle de la figure 1 ; on rencontre cependant des cuves multi-agitateurs de hauteur égale a plusieurs fois leur diamètre pour augmenter le temps de séjour au gaz, En configuration standard, la hauteur de liquide clair est égale au diamètre de la cuve. Le gaz est injecté dans la cuve sous le mobile d'agitation, le plus souvent par un anneau perforé.

Le mobile d'agitation a ici un double rôle : il doit mélanger la phase liquide, mais aussi et surtout disperses les bulles d'air injectées dans la cuve et éviter leur coalescence..Les mobiles sont les seules utilisées car les contraintes mécaniques qu'ils génèrent cassent les bulles de gaz, et permettent d'obtenir des bulles de petites tailles et donc une aire d'échange interfaciale gaz-liquide importante :

$$a = \frac{6\varepsilon_g}{d_b}$$

avec  $a(m^2/m^3)$  : aire spécifique volumique d'échange,

$d_b$  (m) : diamètre des bulles,

$\varepsilon_g$  : rétention du gaz,

$$\varepsilon_g = \frac{\text{volume du gaz}}{\text{volume de la suspension}}$$

#### II.3.2.2. Régimes hydrodynamiques des cuves mécaniquement agitées aérées

##### II.3.2.2.1 Calcul de la puissance mécanique consommée

Il existe trois régimes hydrodynamiques dépendant de la vitesse de rotation du mobile et du débit de gaz injecté dans le réacteur :

- Engorgement (les bulles de gaz ne sont pas affectées par l'agitation) ;
- Charge (les bulles de gaz sont mélangées au-dessus de l'agitateur) ;
- Dispersion (les bulles de gaz sont cassées et mélangées dans toute la cuve).

Les transitions entre ces régimes sont caractérisées par les valeurs de deux nombres sans dimension :

-le nombre d'aération :

$$N_a = \frac{G}{N d_a^3}$$

- Le nombre de Froude :

$$F_r = \frac{N^2 d_a}{g}$$

avec  $G (m^3/s)$  : débit volumique du gaz,

$g (9.81 m/s^2)$  : accélération de la pesanteur.

Le régime de dispersion est, bien entendu, le plus efficace et c'est celui que l'on choisira. Il correspond, si le liquide est de l'eau, à des nombres d'aération  $N_a$  inférieur à la limite :

$$N_{a\text{ dc}} = 0.2 \left(\frac{d_g}{d_c}\right)^{0.5} F_r^{0.5} \quad (2)$$

Dans ce régime la dispersion du gaz est assurée par la formation de cavités à l'arrière des pales de la turbine. La meilleure efficacité est obtenue lorsque les cavités adhèrent sur toute la surface des pales, situation observée pour  $N_a > 0,1$ .

Dans le domaine du génie biochimiques, l'aération est souvent caractérisée par le taux d'aération qui s'exprime en volume de gaz introduit par minute par volume de liquide [VVM (volume de gaz par volume de liquide et par minute)].

La puissance mécanique  $p_g$  (W) consommée par une cuve aérée est inférieure à la puissance  $p$  consommée par une cuve non aérée de même configuration, agitée à la même vitesse et renfermant le même liquide. Ce phénomène s'explique par la présence des cavités de gaz qui diminuent la traînée des pales dans le liquide.

Le rapport  $\frac{p_g}{p}$  diminue régulièrement avec le nombre d'aération et devient constant pour

$N_a > 0,1$  ; il vaut alors [4] :

$$\frac{p_g}{p} = 0.27 + \frac{0.022}{F_r} \quad (3)$$

À côté de cette relation récente, la relation empirique de Michel et Miller [4] est couramment utilisée dans les industries de fermentation, y compris pour des milieux faiblement non newtoniens :

$$p_g = 0.34 \sqrt{n_p} \left( \frac{p^2 N d_a^3}{G^{0.56}} \right)^{0.45} \quad (4)$$

avec  $n_p$  : nombre de pales de la turbine.

### II.3.2.3. Coefficient volumique de transfert de matière gaz-liquide ( $k_l a$ )

Le transfert de matière gaz-liquide d'un gaz peu soluble, comme l'oxygène, est caractérisé par le produit du coefficient de transfert de matière  $k_l$  (m/s) coté liquide par l'aire spécifique d'échange par unité de volume de liquide  $a$  (m<sup>-1</sup>). Ce produit est par définition le coefficient volumique de transfert de matière gaz-liquide, noté  $k_l a$  (s<sup>-1</sup>).

En cuve mécaniquement agitée aérée, le coefficient volumique de transfert est un paramètre essentiel, car sa valeur doit être suffisante pour que les besoins en oxygène des micro-organismes soient satisfaits.

Pour l'eau (milieu coalescent)  $k_l a$  se calcul comme suit [4] :

$$k_l a = 2,6 \cdot 10^{-2} \left( \frac{p_g}{v_l} \right)^{0.7} U_g^{0.2} \quad (6)$$

$v_l$  étant le volume du liquide et  $U_g$  la vitesse superficielle du gaz.

À l'échelle industrielle il est difficile de fournir plus de 1000 w/m<sup>3</sup> car on est limité, par la vitesse linéaire en bout de pale qui, pour des raisons mécaniques, ne dépasse jamais la valeur maximale de 20 m/s, 5m/s étant une valeur courante. En réacteur de laboratoire de quelques litres, par contre, des valeurs de 20000 w/m<sup>3</sup> ne sont pas exceptionnelles. Les coefficients  $k_l a$  élevés des réacteurs de laboratoire ne pourront donc pas toujours être reproduits en réacteurs de grande taille.

### II.3.2.4. Calcul de la rétention du gaz $\varepsilon_g$

La fraction du gaz dans la dispersion peut être estimée par deux relations, l'une établie pour de l'eau (milieu coalescent) et l'autre pour des solutions salines (milieux non coalescents).

- Pour l'eau [4]:

$$\frac{\varepsilon_g}{1 - \varepsilon_g} = 0.206 \left( \frac{p_g}{V_t} \right)^{0.36} U_g^{0.72} \left( \frac{d_a}{d_c} \right)^{0.36} \quad (7)$$

Dans le domaine :

$$500 \text{ w/m}^3 < \frac{p_v}{V_l} < 3000 \text{ w/m}^3$$

- Pour les solutions salines [4] :

$$\frac{\varepsilon_g}{1 - \varepsilon_g} = 0.0051 \left( \frac{p_g}{V_l} \right)^{0.57} U_g^{0.24} \quad (8)$$

Dans le domaine :

$$100 \text{ w/m}^3 < \frac{p_g}{V_l} < 10000 \text{ w/m}^3$$

### II.3.2.5. Temps de mélange et transfert thermique

En cuve mécaniquement agitée monophasique, nous avons vu que les temps de mélange étaient toujours suffisants pour considérer la phase liquide parfaitement mélangée. En cuve mécaniquement agitée aérée, les vitesses de rotation des mobiles étant plus élevées, pour disperser la phase gaz, il en est a fortiori de même. Lorsque la rétention de gaz  $\varepsilon_g$  est inférieure à 15 %, il a été montré que le coefficient de transfert thermique dans le film liquide, du côté intérieur de la cuve, n'est pratiquement pas affecté par la présence de gaz. On utilisera donc la relation (1) pour calculer ce coefficient [4].



# **CHAPITRE III**

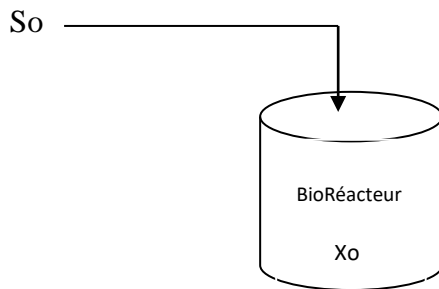
## **DESCRIPTION DE PROCÉDÉ ÉTUDIÉ**

### III.1. Introduction

Dans ce chapitre, on va commencer par décrire le procédé étudié ensuite on présentera son modèle mathématique ainsi que les méthodes numériques de résolution de ce modèle. Enfin, on terminera ce chapitre par la présentation de l'algorithme et de l'organigramme utilisés pour faire la simulation du procédé étudié.

### III.2. Présentation du procédé étudié

Le procédé étudié est un bioréacteur semi-fermé agité à phase réactionnel liquide formé d'une solution aqueuse contenant initialement une concentration en biomasse (levure de boulangerie) appelée : concentration d'inoculation  $x_0$ . Le substrat à l'état liquide est ajouté progressivement dans le réacteur à une concentration  $S_0$ .



**FIG III.1 :** Schéma simplifié du Bioréacteur semi-fermé de production de levure de boulangerie [9].

### III.3. Modèle mathématiques du procédé et méthodes de résolution

Le modèle mathématique du procédé se résume essentiellement aux équations différentielles couplées suivantes [9] :

$$d([X] \cdot V_1)/dt = r_x \cdot V_1 \quad (\text{bilan de matière partiel relatif à la biomasse})$$

$$d([S] \cdot V_1)/dt = Q \cdot [S_0] - (r_x \cdot V_1 \cdot Y_{X/S}) \quad (\text{bilan de matière partiel relatif au substrat S})$$

$$dV_1/dt = Q \quad (\text{bilan de matière global})$$

Avec

[X] : concentration en biomasse (g/l)

[S] : concentration en substrat (g/l)

[S<sub>0</sub>] : concentration initiale en substrat (g/l)

$V_1$  : volume de la phase liquide (culture) dans le réacteur

$r_x$  : vitesse de production de la biomasse

$Q$  : débit volumique (l/s)

$Y_{X/S}$  : rendement spécifique de la biomasse X par rapport au substrat S

La résolution simultanée de ces trois équations différentielles (bilans) permet d'obtenir et d'évaluer une grandeur très importante qui est la durée totale de la culture de la biomasse,  $D_c$ , donnée par l'expression suivante [9] :

$$D_c = t_{cv} + t_{ce}$$

$D_c$  : durée totale de la culture (heure)

$t_{cv}$  : temps de croissance à vitesse constante (heure)

$t_{ce}$  : temps de croissance exponentielle (heure)

### III.4. Algorithme utilisé pour la simulation du procédé

On a utilisé un algorithme pour concevoir un programme Matlab [10-11] qui permet de calculer la durée de culture  $D_c$  en fonction des variations des paramètres opératoires et de visualiser les résultats obtenus. L'algorithme se résume par les étapes suivantes :

**Étape I** : initialisation des paramètres

$T = 30$  (température de la culture liquide en degré Celsius)

$m_v = 1000$  (masse volumique du liquide en kg/m<sup>3</sup>)

$d_c = 1.08$  (diamètre de la cuve en mètre)

$d_a = 0.36$  (hauteur de l'agitateur à partir du fond de cuve (m))

$v = 1$  (volume de la cuve en m<sup>3</sup>)

$v_{liq} = v$  (volume utile de liquide en m<sup>3</sup>)

$s_{o_2} = 7.5e-3$  (solubilité de O<sub>2</sub> en kg/m<sup>3</sup>)

$h_l = d_c$  (hauteur du liquide dans la cuve en mètre)

$X_f = 50$  (concentration finale souhaitée en fin de culture kg/m<sup>3</sup>)

$x_o = 1$  (concentration d'inoculation kg/m<sup>3</sup>)

$Y_{X/S} = 0.5$  (rendement en kg de levure/ kg de sucre)

$Y_{X/O_2} = 1$  (rendement par rapport à l'oxygène en kg de levure/ kg de O<sub>2</sub>)

$\mu_{max} = 0.3$  (taux de croissance maximal de la levure en  $h^{-1}$ )

$S_0 = 250$  (concentration d'alimentation en sucre  $kg/m^3$ )

$N_p = 6.5$  (nombre de puissance)

$v_r = 10$  (vitesse de rotation maximale de l'agitateur (tr/s))

### Étape II : calcul des différentes grandeurs physiques [9]

$q_t = X_f \cdot v$  (quantité totale de biomasse formée en kg)

$m_{sucre} = X_f / y_{xs}$  (masse de sucre à metre dans le reacteur (kg))

$\Delta v = m_{sucre} / S_0$  (augmentation du volume durant la culture en  $m^3$ )

$v_{l0} = 1 - \Delta v$  (volume de remplissage initial en  $m^3$ )

$H_i = v_{l0}$  (hauteur de remplissage initiale)

$Fr = ((v_r^2) \cdot d_a) / 9.81^{0.5}$  (nombre de Froude)

$Na = 0.2 \cdot ((d_a / d_c)^{0.5}) \cdot (Fr^{0.5})$  (nombre d'aération)

$q_a = Na \cdot v_r \cdot d_a^3$  (débit d'aération en  $m^3/s$ )

$u_g = 4 \cdot q_a / (3.14 \cdot (d_c)^2)$  (vitesse superficielle du gaz)

$p = N_p \cdot m_v \cdot (v_r)^3 \cdot d_a^5$  (puissance requise en milieu non aéré en Watt)

$p_g = p \cdot (0.27 + (0.022 / Fr))$  (puissance requise en milieu aéré en Watt)

$k_{La} = 2.6e-2 \cdot ((p_g / v_{liq})^{0.4}) \cdot (u_g)^{0.5}$  (coefficient  $k_{La}$  en  $s^{-1}$ )

$k_{La} = k_{La} \cdot 3600$  ( $k_{La}$  en  $h^{-1}$ )

$\text{expres} = 0.206 \cdot ((p_g / v_{liq})^{0.36}) \cdot (u_g)^{0.72} \cdot (d_a / d_c)^{0.36}$

$eg = \text{expres} / (1 + \text{expres})$  (rétention gazeuse)

$r_{xlim} = y_{xO_2} \cdot k_{La} \cdot s_{O_2}$  (vitesse limite de croissance de biomasse ( $kg/(m^3 \cdot \text{heure})$ ))

$X_{lim} = r_{xlim} / \mu_{max}$  (concentration limite en biomasse en  $kg/m^3$ )

calcul du temps de croissance exponentielle (heure)

$t_{ce} = (1 / \mu_{max}) \cdot \log(X_{lim} \cdot v_{l0} / (x_0 \cdot v_{l0} - (X_{lim} \cdot x_0 \cdot v_{l0} / (y_{xs} \cdot S_0))))$

$D_i = r_{xlim} / (y_{xs} \cdot S_0)$  (taux de dilution ( $h^{-1}$ ))

calcul du temps de croissance à vitesse constante (heure)

$t_{cv} = t_{\text{croiss\_exp}} + (1 / D_i) \cdot \log((r_{xlim} - X_{lim} \cdot D_i) / (r_{xlim} - X_f \cdot D_i))$

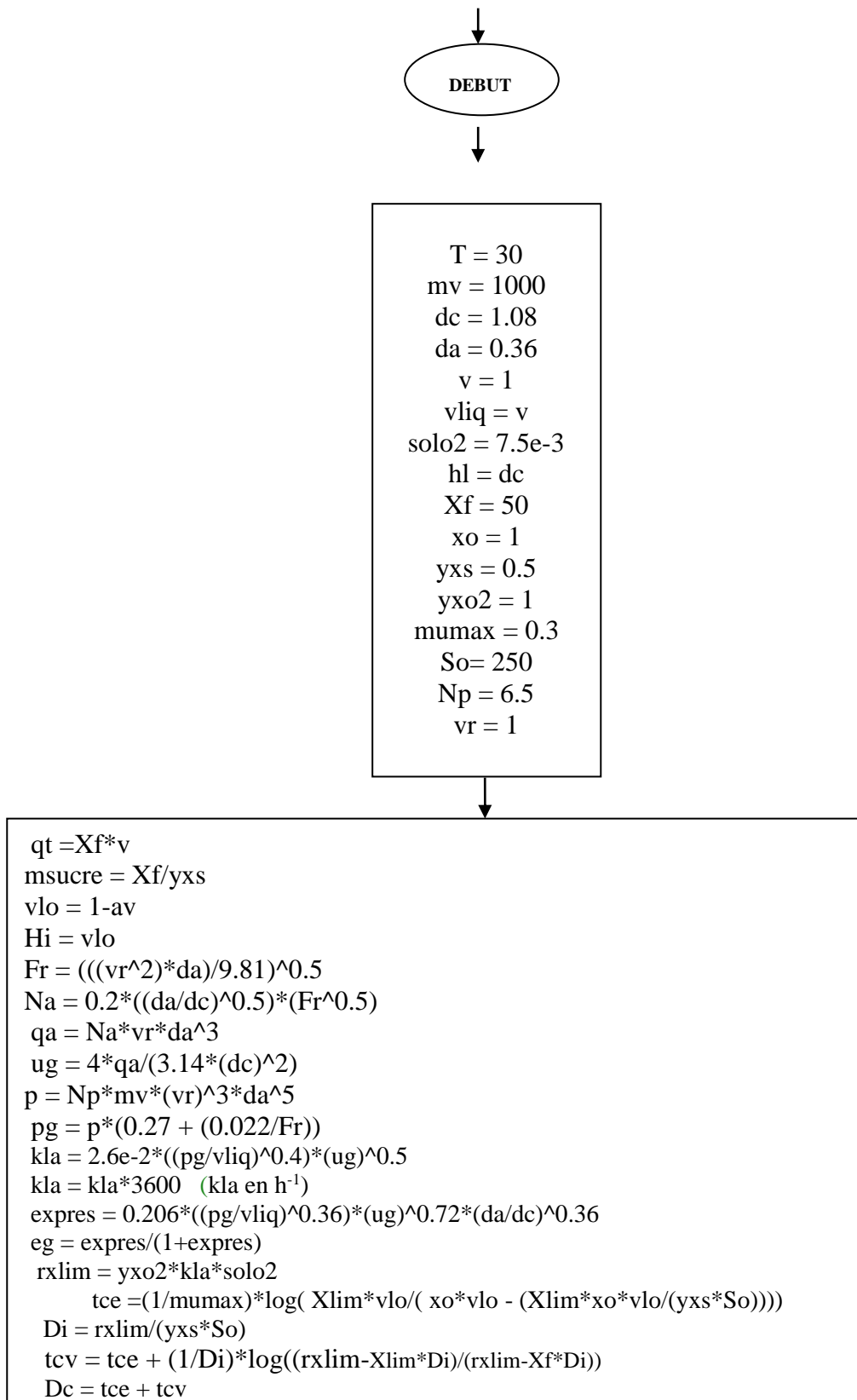
calcul de la durée de croissance (heure)

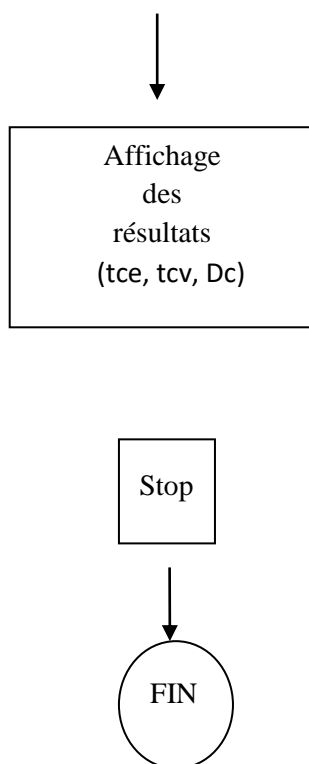
$D_c = t_{ce} + t_{cv}$

### Étape III

Affichage et visualisation des résultats trouvés ( $t_{ce}$ ,  $t_{cv}$ ,  $D_c$ )

### III.5. Organigramme utilisé dans la simulation





# **CHAPITRE IV**

## **RÉSULTATS ET DISCUSSION**

## IV.1. Introduction

Dans ce chapitre, on va étudier comment varie la durée de la culture de la levure de boulangerie en fonction du type d'agitateur pour différents paramètres opératoires. Les agitateurs considérés dans cette étude sont caractérisés essentiellement par le nombre de puissance ( $N_p$ ) et sont représentés au niveau de la figure (III.1). Les principaux paramètres opératoires pris en considération dans cette étude sont :

- La concentration initiale en substrat (sucre fermentescible)  $S_0$  ;
- La concentration finale souhaitée en biomasse (levure de bière)  $x_f$ ;
- La vitesse de rotation de l'agitateur  $V_r$  ;
- La concentration d'inoculation ou initiale en biomasse injectée dans le bioréacteur  $x_0$  ;
- La masse volumique du mélange réactionnel  $m_v$ .

Les principaux types d'agitateur pris en considération dans cette étude et caractérisés par le nombre de puissance  $N_p$  (Fig IV.1 et Fig IV.2) sont [8]:

- Ancre ( $N_p = 0.2$ );
- Hélices à 3 pales ( $N_p = 0.35$ ) marine à 3 pales ( $N_p = 0.4$ ), hélice à 2 pales ( $N_p = 0.45$ ) ;
- turbine à 6 pales inclinées ( $N_p = 5$ ) ;
- turbine Rushton à 6 pales droites ( $N_p = 6.5$ ).

Le nombre de puissance  $N_p$  est caractéristique du type d'agitateur, et il est fonction de la puissance nécessaire pour assurer l'agitation. Le nombre  $N_p$  est donné par l'expression suivante [9]:

$$N_p = P / (\rho_L \cdot n^3 \cdot d^5)$$

Avec

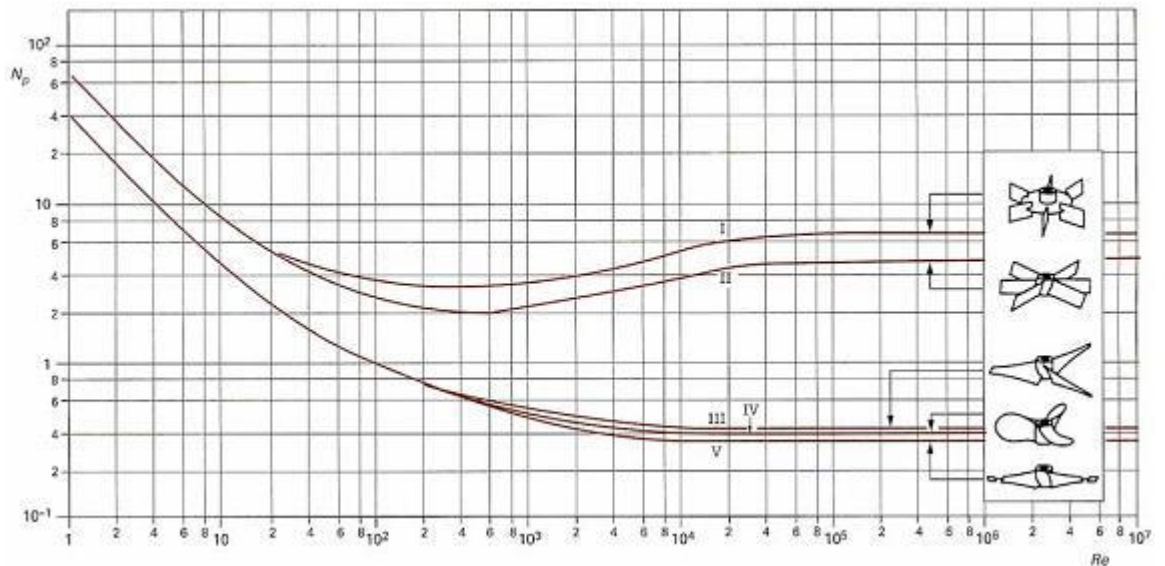
P : puissance nécessaire pour effectuer l'agitation (Watt)



$\rho_L$  ; masse volumique du mélange liquide de culture (kg/m<sup>3</sup>)

$n$  : vitesse de rotation de l'agitateur (tr/s)

$d$  : diamètre de l'agitateur (m)



**Figure IV.1 :** Nombre de puissance  $N_p$  pour différents types d'agitateurs (de haut en bas : turbine Rushton à 6 pales droites, turbine à 6 pales inclinées, hélice à 3 pales, hélice marine à 3 pales et hélice à 2 pales) [8].

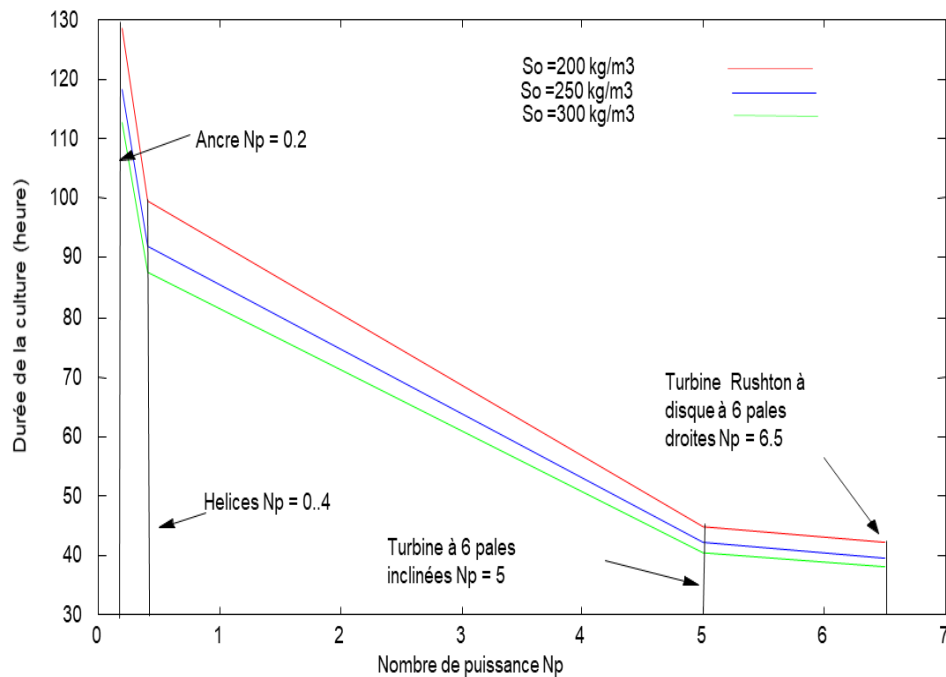


**FIG IV.2.** Principaux types d'agitateurs (de haut en bas et de gauche à droite : Ancre, hélice marine turbine Rushton à 6 pales droites et turbine à pales inclinées) [8].

## IV.2. Durée de la culture (Dc) en fonction de la concentration d'alimentation en substrat (So)

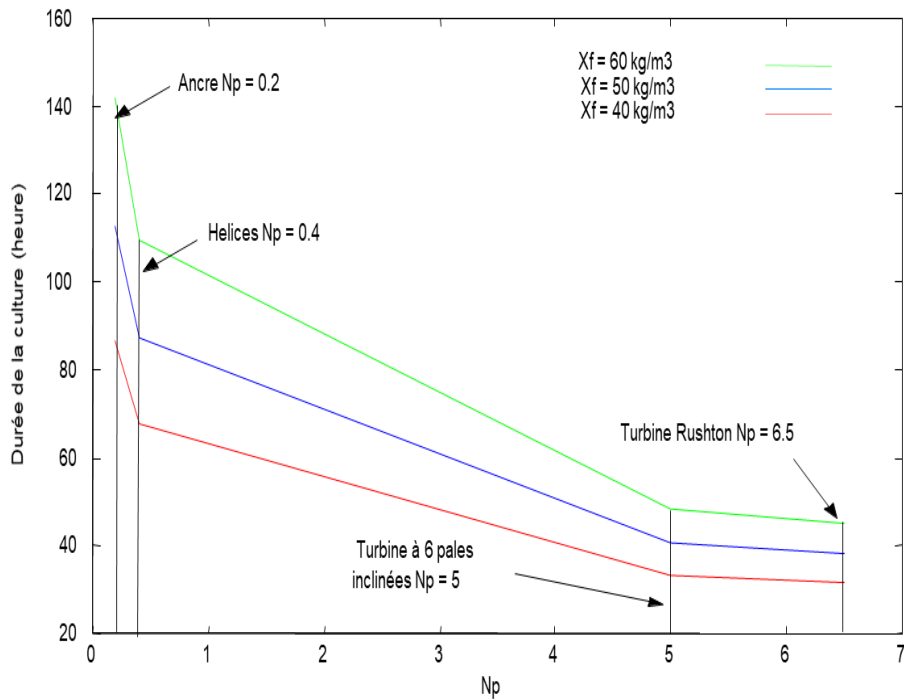
Sachant que la durée de la culture doit être la plus minimale possible, il ressort de la figure (IV.3) que quel que soit le type d'agitateur utilisé la durée de la culture diminue quand la concentration en substrat  $S_o$  augmente ( $S_o$  varie de 200 à 300 kg/m<sup>3</sup>).

La figure (IV.3) montre que l'agitateur de type ancre donne des durées de culture de 115 à 130 heures pour des concentrations en substrat  $S_o$  allant de 300 à 250 kg/m<sup>3</sup>. Cette figure montre que l'agitateur de type hélice marine est meilleur que l'Ancre car il donne des durées de culture allant de 87 à 100 heures pour des concentrations en substrat  $S_o$  allant de 200 à 300 kg/m<sup>3</sup>. Enfin, la figure (IV.3) montre que les agitateurs de type turbine à 6 pales minimisent très efficacement la durée de la culture et l'abaissent jusqu'à 40 heures. La turbine Rushton donne les meilleurs résultats en diminuant la durée de la culture au dessous de 40 heures pour des valeurs de  $S_o$  allant de 250 à 300 kg/m<sup>3</sup>.



**Figure IV.3.** Durée de la culture en fonction du type d'agitateur pour différentes valeurs de la concentration d'alimentation en substrat (matière sucrée)  $S_o$  [8].

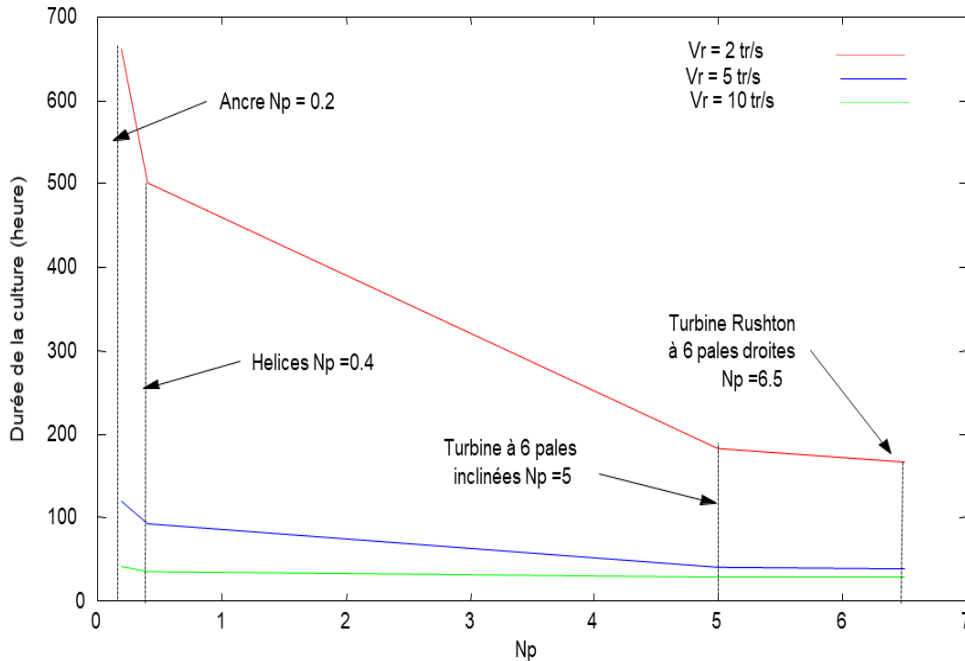
### IV.3. Durée de la culture ( $D_c$ ) en fonction de la concentration finale souhaitée en biomasse ( $x_f$ )



**Figure IV.4.** Durée de la culture en fonction du type d'agitateur pour différentes valeurs de la concentration finale souhaitée en fin de culture  $X_f$  [8].

La figure (IV.4) montre que quelque soit le type d'agitateur utilisé, la durée de la culture diminue quand la concentration finale en biomasse diminue ( $X_f$  varie de 60 à 40  $\text{kg/m}^3$ ). Ce résultat s'explique par le fait que plus la concentration finale en biomasse est élevée, plus grand sera le temps de culture nécessaire pour atteindre cette concentration. De plus les agitateurs de type turbine sont plus efficace pour minimiser la durée de la culture.

#### IV.4. Durée de la culture ( $D_c$ ) en fonction de la vitesse de rotation de l'agitateur $V_r$

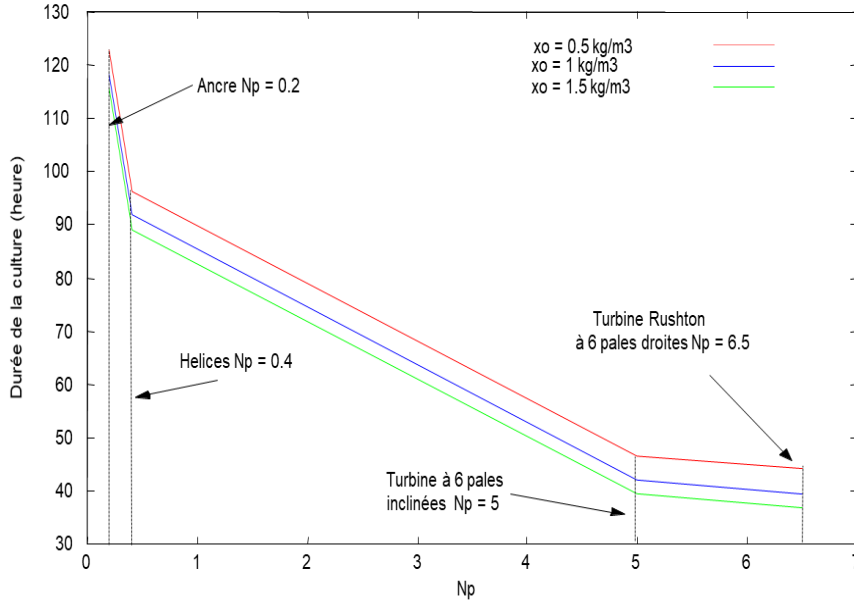


**Figure IV.5 :** Durée de la culture en fonction du type d'agitateur pour différentes valeurs de la vitesse de rotation de l'agitateur  $V_r$  [8].

La figure (IV.5) montre que quel que soit le type d'agitateur la durée de la culture diminue quand la vitesse de rotation de l'agitateur augmente. Cette figure montre aussi qu'aux faibles vitesses de rotation ( $V_r = 2$  tr/s) les agitateurs de type turbine sont plus efficaces que les agitateurs de type Ancre ou Hélices car ils donnent des durées de cultures plus faibles (inférieures à 200 heures).

La figure (IV.4) montre également que pour des vitesses de rotation plus élevées ( $V_r = 10$  tr/s) tous les types d'agitateurs considérés donnent pratiquement la même durée de la culture (50 heures).

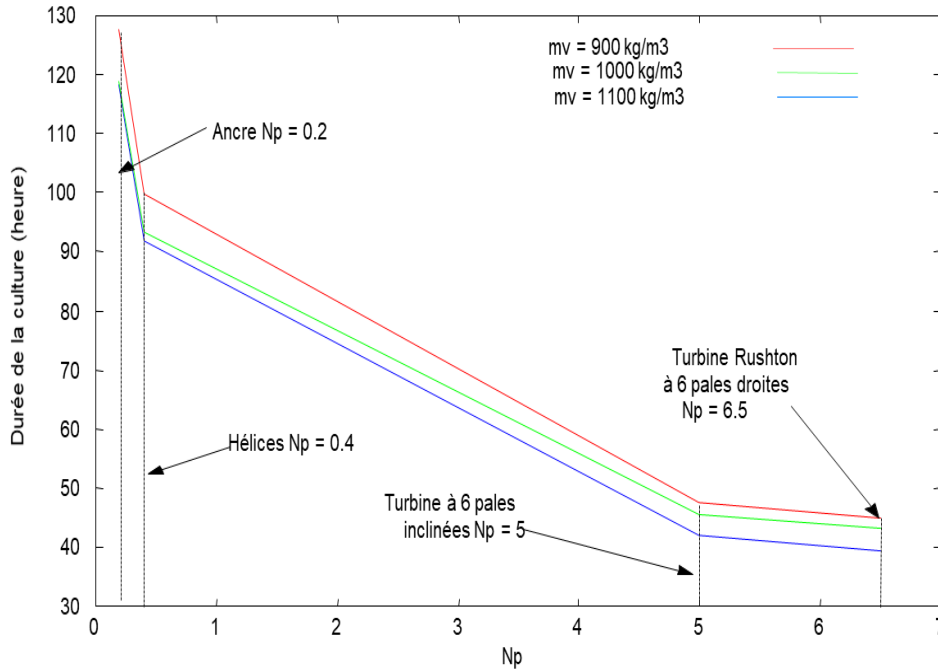
### IV.5 Durée de la culture ( $D_c$ ) en fonction de la concentration d'inoculation $x_0$



**Figure IV.6 :** Durée de la culture en fonction du type d'agitateur pour différentes valeurs de la concentration d'inoculation  $x_0$  [8].

La figure (IV.6) montre que quelque soit le type d'agitateur la durée de la culture diminue quand la concentration d'inoculation  $x_0$  augmente. Cette figure montre aussi que quelque soit la valeur de la concentration d'inoculation  $x_0$ , les agitateurs de type turbine sont plus efficaces que les agitateurs de type Ancre ou Hélices car ils donnent des durées de cultures plus faibles (inférieures à 45 heures).

### IV.6 Durée de la culture ( $D_c$ ) en fonction de la de la masse volumique du mélange réactionnel $m_v$



**Figure IV.7 :** Durée de la culture en fonction du type d'agitateur pour différentes valeurs de la masse volumique du mélange réactionnel  $m_v$  [8].

La figure (IV.7) montre que quelque soit le type d'agitateur la durée de la culture diminue quand la masse volumique du mélange réactionnel  $m_v$  augmente. Cette figure montre aussi que quelque soit la valeur de la masse volumique du mélange réactionnel  $m_v$ , les agitateurs de type turbine sont plus efficaces que les agitateurs de type Ancre ou Hélices car ils donnent des durées de cultures plus faibles (inférieures à 50 heures).

# **CONCLUSION GÉNÉRALE**

## **Conclusion générale**

Dans ce travail on a utilisé un logiciel de simulation (Matlab) pour simuler le fonctionnement d'un bioréacteur semi-continu de production de biomasse, à savoir : la levure de boulangerie. Le cas que nous avons simulé correspond à une situation dans laquelle il faut déterminer, par simulation, dans quels cas la durée d'obtention de la culture de la levure serait minimale en faisant varier les valeurs de plusieurs paramètres opératoires, à savoir :

- La concentration initiale en substrat (sucre fermentescible)  $S_0$  ;
- La concentration finale souhaitée en biomasse (levure de boulangerie)  $x_f$  ;
- La vitesse de rotation de l'agitateur  $V_r$  ;
- La concentration d'inoculation ou concentration initiale en biomasse injectée dans le bioréacteur  $x_0$  ;
- La masse volumique du mélange réactionnel  $m_v$ .

Les principaux résultats obtenus dans cette étude peuvent être résumés comme suit :

- Quel que soit le type d'agitateur utilisé la durée de la culture diminue quand la concentration en substrat  $S_0$  augmente et les agitateurs de type turbine (notamment Rushton) sont les meilleurs pour minimiser la durée d'obtention de la culture ;
- quelque soit le type d'agitateur utilisé, la durée de la culture diminue quand la concentration finale en biomasse  $X_f$  diminue, et les agitateurs de type turbine (notamment Rushton) sont plus efficace pour minimiser la durée de la culture ;
- quelque soit le type d'agitateur, la durée de la culture diminue quand la vitesse de rotation de l'agitateur augmente aux faibles vitesses de rotation ( $V_r = 2 \text{ tr/s}$ ) les agitateurs de type turbine sont plus efficaces pour minimiser la durée de la culture pour des vitesses de rotation plus élevées ( $V_r = 10 \text{ tr/s}$ ) tous les types d'agitateurs considérés donnent pratiquement la même durée de la culture ;
- quelque soit le type d'agitateur, la durée de la culture diminue quand la concentration d'inoculation  $x_0$  augmente. De plus, quelque soit la valeur de la concentration d'inoculation  $x_0$ , les agitateurs de type turbine sont plus efficaces car ils donnent des durées de cultures plus faibles ;
- que quelque soit le type d'agitateur, la durée de la culture diminue quand la masse volumique du mélange réactionnel  $m_v$  augmente. De plus, quelque soit la valeur de la masse volumique du mélange réactionnel  $m_v$ , les agitateurs de type turbine sont les plus efficaces car ils donnent des durées de cultures plus faibles.



**RÉFÉRENCES  
BIBLIOGRAPHIQUES**

## Références bibliographiques

- [1] J. VILLERMAUX, « Génie de la réaction chimique conception et fonctionnement des réacteurs », Paris, 2<sup>me</sup> édition, (1993), p 71.
- [2] PIEERE TRAMBOUZE, les Réacteurs chimiques (conception / calcul / mise en œuvre), IFP, 1984, p 36.
- [3] E.KOLLER, Aide-Mémoire Génie Chimique, Paris, Dunod, 3<sup>ème</sup> édition, 2009.
- [4] D.RONZE, *Introduction au génie des procédés*. Edition TEC & DOC, Paris, 2008.
- [5] M. GUISET, S LAFORGE, D COUTON, *Réactions et réacteurs chimiques*, Ellipse, (2007).
- [6] P.BACHMAN, P.TISOT, *Précise de génie chimique*. Librairie de l'université George et Cie. S.A. Genève, 1981.
- [7] J.LIETO, *Le génie chimique a l'usage des chimistes*. Laboratoire d'automatique et de génie des procédés (LAGEP), université Claude Bernard Lyon-ESCP Lyon-CNRS, TEC& DOC Lavoisier, Paris, 1998.
- [8] M. ROUSTAN, *Agitation. Mélange - Caractéristiques des mobiles d'agitation*, Techniques de l'ingénieur, J3802.
- [9] J. P. RIBA, *Réacteurs enzymatiques et fermenteurs*, Techniques de l'ingénieur, F3600
- [10] Kamal I. M. Al-Malah *MATLAB Numerical Methods with Chemical Engineering Applications* McGraw-Hill Education. 2014 p 310
- [11] WILLIAM.LUYBEN, *Process modeling simulation and control for chemical engineers*, second Edition, Mc Graw-hill Edition, singapore, 1996.

## Résumé

Dans ce mémoire on a étudié par simulation l'influence de paramètres tels que la forme ou type d'agitateur ; la concentration initiale en substrat ( $S_0$ ); la concentration finale souhaitée en biomasse ( $x_f$ ) ; la vitesse de rotation de l'agitateur ( $V_r$ ) ; la concentration initiale en biomasse ( $x_0$ ) ; la masse volumique du mélange réactionnel ( $m_v$ ) sur le fonctionnement d'un bioréacteur semi-continu de production de levure de boulangerie. Les résultats trouvés ont montré comment devraient être ces paramètres pour obtenir une durée minimale de culture de la biomasse.

**Mots clé :** bioréacteur, agitateur, substrat, biomasse, levure, simulation.

## Abstract

In this thesis we studied by simulation the influence of parameters such as impeller type or form, substrate initial concentration ( $S_0$ ); biomass final concentration ( $x_f$ ), speed rotation impeller ( $V_r$ ); biomass initial concentration ( $x_0$ ), mixture density ( $m_v$ ) on the functioning of a semi continuous bioreactor designed for bakery yeast production. The obtained results showed how would be these parameters to obtain a minimal biomass culture time.

**Keywords:** bioreactor, impeller, substrate, biomass; yeast, simulation.

## ملخص

في هذه الأطروحة درسنا عن طريق المحاكاة تأثير إعدادات مهمة على تشغيل مفاعل بيولوجي نصف مستمر مصمم لإنتاج خميرة الخبز. الإعدادات هي: شكل الخلاط، التركيز الأصلي للمادة المغذية ( $S_0$ )، التركيز النهائي للمادة الحية ( $x_f$ ) سرعة الرجاج، ( $V_r$ ) التركيز الأصلي للمادة الحية ( $x_0$ )، الكتلة الحجمية للخليط ( $m_v$ ). النتائج المتحصل عليها تشير كيف يجب أن تكون هذه الإعدادات للحصول على أدنى مدة زراعة الخميرة. الكلمات المفتاحية: مفاعل بيولوجي، الخلاط، مادة مغذية، مادة حية، خميرة، محاكاة.