

Biotechnologie des lits fluidisés en réacteur cylindrique et tronc-conique

(suite)

par D. PONCELET, R. BINOT, T. BOL, H. NAVEAU et E.-J. NYNS,

Unité de Génie Biologique, Université de Louvain, 1/9 Place Croix du Sud,
 B-1348 Louvain-la-Neuve, Belgique

3. IDENTIFICATION D'UN LIT DE PARTICULES SOLIDES, FLUIDISE EN REACTEUR

Ce chapitre établit les équations nécessaires et suffisantes pour le dimensionnement et l'identification d'un lit fluidisé de particules solides en réacteur cylindrique ou tronc-conique. Il formule aussi un certain nombre d'équations corrolaires non indispensables mais qui facilitent la compréhension et le travail de l'ingénieur. On suppose connues par ailleurs les caractéristiques propres aux particules solides comme leur vitesse ascensionnelle, correspondant au maximum de fluidisation u_{\max} , leur masse volumique, ρ_s , leur diamètre, d , etc., ainsi que celles propres au liquide comme sa masse volumique, ρ_L , sa viscosité cinématique, ν , etc.

3.1. Cas du réacteur cylindrique

L'identification d'un lit fluidisé en réacteur cylindrique repose d'abord sur la connaissance de la hauteur du lit de particules solides, H , de sa section A , et de son volume, V , de sa porosité, ϵ , du volume de particules solides, V_s , et de la vitesse hydraulique ascensionnelle, u , dans le lit.

Ensuite, cette identification repose sur la connaissance de n , l'exposant de Richardson et Zaki et du nombre de Reynolds, Re . En effet, comme cela est mentionné plus haut, la porosité, ou degré de vide, d'une couche de particules fluidisées, est une fonction croissante de la vitesse ascensionnelle dans le réacteur. Il existe une corrélation particulière entre ces deux grandeurs (Richardson et Zaki, 1954) qui décrit en général et en première approximation le phénomène d'expansion d'un lit de particules solides en fonction de la vitesse ascensionnelle :

$$\frac{u}{u_{\max}} = \epsilon^n \quad (40)$$

On constate que cette relation fait intervenir le maximum de fluidisation, u_{\max} , et qu'à cette vitesse

ascensionnelle, la porosité, ϵ , devient évidemment égale à l'unité puisque toutes les particules ont été emportées hors du réacteur. L'exposant n est un nombre sans dimensions, qui dépend du régime d'écoulement, et donc du nombre de Reynolds relatif aux particules solides et défini par l'équation (37). Dans le cas du régime d'Allen, l'exposant n est donné par (Richardson et Zaki, 1954) :

$$n = (4,45 + 9 \frac{d}{R}) Re^{-0,1} \quad (41)$$

où d est le diamètre des particules et R , le rayon du réacteur cylindrique.

Ayant défini la porosité, ϵ , en fonction de la vitesse ascensionnelle, u , par l'équation (40), on peut de même définir la hauteur, H , et le volume, V , du lit fluidisé de particules solides correspondant à cette vitesse ascensionnelle par les équations (20) et (21) rappelées ici :

$$V_s = V(1 - \epsilon) \text{ et } H = \frac{V}{A} \quad (20,21)$$

Nous disposons donc de 5 équations liant 8 grandeurs (tableau 2). Trois de ces dernières devront donc être fixées par l'ingénieur concevant le réacteur.

Tableau II. — Grandeurs et équations identifiant un lit fluidisé de particules solides en réacteur cylindrique⁽¹⁾

Grandeurs : $A, H, n, Re, u, V, V_s, \epsilon$

Equations :

$$V_s = V(1 - \epsilon) \quad (20)$$

$$V = A H \quad (21)$$

$$Re = \frac{u d}{\nu} \quad (37)$$

$$\epsilon^n = \frac{u}{u_{\max}} \quad (40)$$

$$n = (4,45 + 9 \frac{d}{R}) Re^{-0,1} \quad (41)$$

⁽¹⁾ Cette identification ne prend pas en considération les caractéristiques propres au liquide ou aux particules en suspension, comme d , ν et u_{\max} .

Il est souhaitable généralement de fixer soit la porosité, ϵ , à une valeur faible (par exemple : $\epsilon = 0,6$) pour assurer une concentration en biomasse active élevée, soit la vitesse ascensionnelle, u , à une valeur faible (de 10 à 20 % du maximum de fluidisation, u_{\max}) pour éviter le transport hydraulique. Les deux autres grandeurs seront généralement la hauteur, H , et le volume, V , du lit de particules solides. De toute manière, il convient que la vitesse ascensionnelle, u , soit comprise entre le minimum (u_{\min}) et le maximum (u_{\max}) de fluidisation.

3.2. Cas du réacteur tronc-conique

On pourrait étendre les équations (37), (40), (41), (20) et (21) relatives au régime fluidisé en réacteurs cylindriques, au cas des réacteurs tronc-coniques et définir ainsi une porosité moyenne, $\bar{\epsilon}$, dans le lit de particules solides ainsi que la hauteur, H , et le volume, V , de ce dernier à une vitesse ascensionnelle donnée à la base du réacteur, u_o , donc à un débit liquide donné. Toutefois, le contrôle de la fluidisation en réacteur tronc-conique est, dans la pratique, plus facile à effectuer en régime du lit déplacé. C'est dans ce régime en effet que la porosité, ϵ , est la moins influencée par la vitesse ascensionnelle à la base du réacteur, u_o , et que l'on dispose donc de la plus large gamme de vitesses ascensionnelles. C'est pourquoi ce paragraphe identifie un lit de particules solides en réacteur tronc-conique dans l'étape du lit déplacé. Cette identification requiert la connaissance des grandeurs suivantes : la hauteur du lit de particules solides, H , ses sections inférieure, A_b et supérieure, A_t , son volume, V , le demi-angle de son ouverture, α , les vitesses ascensionnelles à sa base, u_b , et à son sommet, u_t , sa porosité moyenne, $\bar{\epsilon}$, et le volume des particules solides, V_s .

En régime de lit déplacé, la vitesse à la base du lit, u_b , est égale au maximum de fluidisation, u_{\max} , défini par l'équation (39) :

$$u_b = u_{\max} \quad (42)$$

L'équation (10) appliquée au sommet du lit peut alors s'écrire :

$$u_t = \frac{u_{\max}}{z_t^2} \quad (43)$$

Il s'en suit aussi que le niveau inférieur du lit de particules solides, h_b , est donné par :

$$h_b = h_o \left(\frac{u_{\max}}{u_o} \right)^{1/2} \quad (44)$$

Pour limiter la zone morte, c'est-à-dire non occupée par le lit de particules solides, dans le bas du réacteur tronc-conique, la vitesse ascensionnelle à la base du

réacteur, u_o , doit être proche du maximum de fluidisation, u_{\max} , ce qui s'écrit :

$$u_o \approx u_{\max} \quad \text{et} \quad h_b \approx h_o \quad (45,46)$$

Dans le cas des réacteurs tronc-coniques, la vitesse ascensionnelle, u , diminue avec la hauteur, h . Ceci entraîne une diminution de la porosité du lit, ϵ , également avec la hauteur, h [équation (39)]. A un niveau donné dans le réacteur, la vitesse ascensionnelle, u , est telle que la porosité, ϵ , y devient égale à la porosité minimale, ϵ_m . Au-dessus de ce niveau, le lit de particules solides n'est plus fluidisé. La vitesse ascensionnelle caractéristique de ce niveau peut être appelée vitesse ascensionnelle de « dépôt », $u_{\text{dép}}$, et définie à partir de l'équation (38) :

$$u_{\text{dép}} = u_{\max} \epsilon_m^n \quad (47)$$

On remarque la similitude entre les définitions des vitesses minimum de fluidisation et de dépôt. Les écarts entre les valeurs ne dépassent généralement pas quelques pourcents.

Les limites spatiales d'un lit déplacé, h_b et h_t , sont identifiées par les niveaux où les vitesses ascensionnelles, u , sont égales respectivement à la vitesse maximum de fluidisation, u_{\max} (niveau inférieur) et la vitesse de dépôt, $u_{\text{dép}}$ (niveau supérieur). Le choix de ces limites assure la gamme des vitesses ascensionnelles la plus large possible qui maintienne la fluidisation sur toute la hauteur du lit de particules solides.

La loi d'évolution des vitesses ascensionnelles [équation (12)] permet d'écrire :

$$z_{\max} = \left(\frac{u_{\max}}{u_{\text{dép}}} \right)^{1/2} \quad (48)$$

où z_{\max} est la valeur maximum de la hauteur réduite d'un lit déplacé.

Il s'en suit, en corollaire, d'une part que la valeur maximum du niveau supérieur du lit est donnée à partir de l'équation (1) par :

$$h_t = h_b z_{\max} \quad (49)$$

d'autre part que la valeur maximum de la hauteur réelle du lit, calculée à partir de l'équation (5) est égale à :

$$H_{\max} = h_b (z_{\max} - 1) \quad (50)$$

Les équations (12) et (40) permettent d'exprimer la porosité, ϵ , du lit de particules solides en fonction de la hauteur réduite de ce même lit, z :

$$\epsilon = z^{-\beta} \quad \text{où} \quad \beta = \frac{2}{n} \quad (51,52)$$

n est calculé par l'équation (41) à partir de la valeur du nombre de Reynolds trouvée par l'équation (37).

La porosité moyenne, $\bar{\varepsilon}$, du lit de particules solides s'obtient en intégrant ε pour le volume de ce même lit :

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\int \varepsilon \, dv}{\int dv} \quad (53)$$

Introduisant dans l'équation (53), la porosité, ε , et l'élément de volume, dv , exprimés en fonction de la hauteur réduite, z , selon les équations (51) et (11) et en intégrant le résultat de cette opération sur la hauteur du lit de particules solides, c'est-à-dire de $z = 1$ à $z = z_t$, on trouve l'équation caractéristique reliant la porosité moyenne à la hauteur réduite :

$$\bar{\varepsilon} = \frac{3}{3 - \beta} \frac{z_t^{3-\beta} - 1}{z_t^3 - 1} \quad (54)$$

L'équation (54) annonce une faible dépendance de la porosité moyenne, $\bar{\varepsilon}$, et donc du volume, V , d'un lit de particules solides en régime de lit déplacé en fonction de la vitesse ascensionnelle, u_o , à la base du réacteur. Le calcul montre qu'une variation de 37 % de la vitesse ascensionnelle, u_o , du liquide à la base du réacteur tronc-conique entraîne une variation de 15 % de la porosité moyenne, $\bar{\varepsilon}$, du lit de particules solides en régime de lit déplacé.

La valeur de la porosité moyenne introduite dans l'équation (19), permet de définir le volume des particules solides :

$$V_S = V (1 - \bar{\varepsilon}) \quad (55)$$

A ces équations d'identification définies ci-dessus doivent s'ajouter les contraintes géométriques des équations (2), (3), (5), (7), (9), (11) et (13). L'ensemble d'équations ainsi obtenu laisse 3 degrés de liberté au système d'identification (tableau 3).

Il est intéressant de fixer z_t à sa valeur maximum, ce qui assure la plus large gamme de vitesses mais ne laisse que deux grandeurs disponibles pour l'ingénieur chargé de la conception du réacteur. En tous cas, on vérifie que la valeur de la hauteur réduite, z_t , ne soit pas supérieure à z_{max} .

Généralement, on fixe le volume du lit de particules solides dans le réacteur tronc-conique et le demi-angle d'ouverture de ce dernier; cette dernière grandeur devrait être inférieure à $3,5^\circ$ si l'on veut éviter des phénomènes trop importants de rétro-mélange (back-mixing).

On trouve en annexe un algorithme en Pascal qui résout le système d'équations identifiant un lit fluidisé de particules solides en réacteur tronc-conique lorsqu'on laisse le choix premièrement du volume du lit de particules solides, V , deuxièmement de la hau-

Tableau III. — Grandeurs et équations identifiant un lit de particules solides fluidisé en réacteur tronc-conique⁽¹⁾

Grandeurs :

$A_b, A_t, H, h_b, n, R_b, Re, R_t, u_t, u_o, u_{dép}, V, V_S, v_b, z_t, z_{max}, \alpha, \beta, \bar{\varepsilon}$.

Equations :

$$h_b = \frac{R_b}{\text{tg } \alpha} \quad (2)$$

$$A_b = \pi R_b^2 \quad (3)$$

$$H = h_b (z_t - 1) \quad (5)$$

$$v_b = A_b h_b / 3 \quad (9)$$

$$V = v_b (z_t^3 - 1) \quad (11)$$

$$A_t = \pi R_t^2 \quad (13)$$

$$A_t = A_b z_t \quad (14)$$

$$Re = u_{max} d / \nu \quad (37)$$

$$n = (4,45 + 9 d/R) Re^{-0.1} \quad (41)$$

$$u_t = u_{max} / z_t^2 \quad (43)$$

$$u_{dép} = u_{max} \varepsilon_m^n \quad (47)$$

$$z_{max} = (u_{max} / u_{dép})^{1/2} \quad (48)$$

$$\beta = 2/n \quad (52)$$

$$\bar{\varepsilon} = \frac{3}{3 - \beta} \frac{z_t^{3-\beta} - 1}{z_t^3 - 1} \quad (54)$$

$$V_S = V (1 - \bar{\varepsilon}) \quad (55)$$

⁽¹⁾ Cette identification ne prend pas en considération les caractéristiques propres au liquide ou aux particules solides comme $\varepsilon_m, u_{max}, d$ et ν .

teur, H , du lit de particules solides, du demi-angle d'ouverture, α , du réacteur ou de la vitesse ascensionnelle, u , donc du débit hydraulique, la hauteur réduite du lit de particules solides, z , étant fixée à sa valeur z_{max} . Un algorithme plus général permet le même type de résolution en réacteur cylindrique ou tronc-conique quelque soit le choix des grandeurs à fixer. Le listing et/ou la version disquette Apple Pascal, version 1.1 sont disponibles chez les auteurs.

4. DISCUSSION

Les résultats des calculs énoncés ci-dessus constituent des indications précieuses sur lesquelles on peut s'appuyer pour la conception d'un réacteur à lit fluidisé de cellules immobilisées sur micro-supports. Toutefois, les équations mathématiques qui découlent de l'analyse phénoménologique de la fluidisation qui vient d'être faite ne donnent que des valeurs approchées de la hauteur du lit, des pertes de charge, des minimum et maximum de fluidisation, aussi bien dans les réacteurs cylindriques que tronc-coniques.

En effet, la caractérisation de la fluidisation d'un solide par un liquide, telle qu'elle vient d'être décrite, ne s'applique pas rigoureusement aux cas rencontrés dans la pratique. En général, les particules solides ne sont pas de forme sphérique et leur taille n'est pas unique. De plus, dans le cas particulier de particules solides constituées par ces cellules bactériennes immobilisées sur micro-supports, la taille et la densité de ces particules varient au cours du temps, en fonction de la croissance bactérienne. Cette densité peut même être différente pour deux floes biologiques de même taille, puisqu'elle dépend de la quantité de micro-support jouant le rôle de lest contenu dans le floe, quantité elle-même variable.

Dans le cas de réacteurs à lit fluidisé de cellules immobilisées, il faut aussi tenir compte des contingences biologiques qui fixent la quantité de biomasse active et donc influencent le volume utile du réacteur en l'occurrence le volume que le lit de cellules immobilisées sur micro-supports occupe. Il faut aussi tenir compte de la résistance mécanique des floes biologiques lestés que l'on a obtenus et ceci influence la vitesse ascensionnelle permise et donc le débit liquide à mettre en œuvre. La quantité de floes biologiques lestés constituant les particules solides et leur résistance mécanique peuvent devenir la donnée première. La hauteur du lit et sa porosité peuvent devoir en découler. On laissera par exemple pratiquement le lit de floes biologiques croître et mûrir, de manière à remplir la totalité du volume utile du réacteur de particules les plus denses possible en microorganismes. Par la suite, il s'avèrera nécessaire d'emporter régulièrement une partie (excédentaire) du lit de particules solides par des purges par exemple, tout en réintroduisant dans le réacteur une quantité équivalente de micro-supports.

Dans le cas des procédés biologiques à lits fluidisés de cellules immobilisées sur micro-supports, les avantages des réacteurs à section variable peuvent être résumés en quatre points. Premièrement, l'emportement du solide est graduel en fonction du débit. Deuxièmement, en régime de lit déplacé, la porosité moyenne et le volume du lit dépendent peu du débit d'entrée. Troisièmement, dans le cas de processus produisant un gaz à l'intérieur du réacteur, l'ouverture du réacteur avec la hauteur contrebalance l'effet d'emportement de particules par les bulles de gaz. Enfin, et quatrièmement, la croissance de la biomasse active sur les particules solides ne déstabilise pas le lit de particules solides mais provoque seulement le déplacement de celui-ci.

5. REFERENCES

- ATKINSON, B. (1980). — Immobilised biomass : a basis for process development in wastewater treatment, In « Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater ». Proc. Conf. April 14-17, Manchester, Ellis Horwood, Chichester (U.K.).
- BINOT, R.A. (1981). — Procédé de production de méthane par digestion anaérobie, Brevet belge n° 888 532.
- BINOT, R.A. (1982). — Procédé de production de méthane par digestion anaérobie, Brevet belge n° 0/207/423. Perfectionnement du brevet belge n° 888 532.
- BINOT, R.A., BOL, T., NAVEAU, H.P. and NYNS, E.-J. (1983). — Biomethanation by immobilised fluidised cells, *Water Sci. Technol.*, 15, 103-115.
- BIRD, R.B., STEWART, W.E. and LIGHFOOT, E.H. (1960). — In « Transport Phenomena », Wiley, ed., New York, N.Y., 190-194.
- BOENING, P.H. and LARSEN, V.F. (1981). — Fluidized bed anaerobic digester, In « Chemeco 81 », 6th Austral. Conf. Chem. Eng., Christ Church, New Zealand, September.
- BOENING, P.H. and LARSEN, V.F. (1982). — Anaerobic fluidized bed whey treatment, *Biotechnol. Bioeng.*, 24, 2539-2556.
- COOPER, P. (1980). — Biological fluidized bed treatment for water and wastewater, *Water Services*, 475-480.
- Copenhagen (1983). *Water Sci. Technol.*, 15.
- DUNNING, P.R. (1980). — Biological treatment in fluidized beds ; the Dorr-Oliver « Oxitron » systems, Joint Meetg. *Water Pollut. Contr.*, Nov. 25, Imperial Coll. Sci. Technol., London (U.K.).
- ERGUN, S. (1952). — Fluid flow through packed columns, *Chem. Eng. Process*, 48, 89-94.
- HEYWOOD, H. (1962). — Uniform and non-uniform motion of particles in fluids, Proc. 3d Congr. Eur. Fed. Chem. Eng., London, A1-A8.
- HOLLADAY, D.W., HANCHER, C.W., SCOTT, C.D. and CHILCOTE, D.D. (1978). — Biodegradation of phenolic waste liquors in stirred-tank, packed-bed and fluidized-bed bioreactors, *J. Water Pollut. Contr. Fed.*, 50, 2573-2589.
- JERIS, J.S., BEER, C. and MUELLER, J.A. (1974). — High rate biological denitrification using granular fluidized bed, *J. Water Pollut. Contr. Fed.*, 46, 2118-2128.
- JERIS, J.S. and OWENS, R.W. (1975). — Pilot scale, high rate biological denitrification, *J. Water Pollut. Contr. Fed.*, 47, 2043-2057.
- LEE, D.D., SCOTT, C.D. and HANCHER, C.W. (1979). — Fluidized bed bioreactors for coal conversion effluents, *J. Water Pollut. Contr. Fed.*, 51, 974-984.
- MOEBUS, O., TEUBER, M. and REUTER, H. (1981). — Fluidized bed bioreactor supporting growth of *Saccharomyces cerevisiae* in air, IId Eur. Congr. Biotechnol., Eastbourne, April 5-10.
- NARSHIMHAN, G. (1965). — On a generalized expression for prediction of minimum fluidization velocity, *J. AICHE*, 11 (3), 550-554.
- PITT, Jr. W.W., HANCHER, C.W. and HSU, H.W. (1978). — The tapered fluidized bed bioreactor. An improved device for continuous cultivation, In « Biochemical Engineering : Renewable Sources » AICHE Symp. Series 74 (181), 119-123.
- RICHARDSON, J.F. and ZAKI, W.N. (1954). — Sedimentation and fluidisation : Part I, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 32, 35-53.

SCOTT, C.D. and HANCHER, C.W. (1976). — Use of a tapered fluidized bed as a continuous bioreactor, *Biotechnol. Bioengin.* 18, 1393-1403.

SCOTT, C.D. and HANCHER, C.W. (1977). — Tapered bed bioreactor, *U.S. Pat.* 4 032 407.

STOKES, G.G. (1851). — On the effect of the internal friction of fluids on the motion pendulum, *Trans. Camb. Phil. Soc.*, 9, 8.

TANAKA, H., UZMAN, S. and DUNN, I.J. (1981). — Kinetics of nitrification using a fluidized sand bed reactor with attached growth, *Biotechnol. Bioeng.*, 23, 1683-1702.

TSEZOS, M. and BENEDEK, A. (1980). — Removal of organic substances by biologically activated carbon in a fluidized-bed reactor, *J. Water Pollut. Contr. Fed.*, 52, 578-586.

WEN, C.Y. and YU, Y.H. (1966). — A generalised method for predicting the minimum fluidisation velocity, *Am. Chem. Inst. Chem. Eng.*, 12, 610-612.

6. ANNEXE

Algorithme en Pascal permettant la détermination rapide et systématique des grandeurs utiles au dimensionnement des lits fluidisés en réacteur tronc-conique

```
PROGRAM FLUIDISATION
(*PARAMETRISATION DES LITS FLUIDISES EN REACTEUR
TRONC-CONIQUE*)
CONST
  PI=3.1416;
VAR
  A,AI,V,VI,L,LI,H,HI,Z,O: REAL;
  UMAX,UMIN,UDEP,Q,DP: REAL;
  RL,RS,M,E,EM,VS: REAL;
  D,DC,F,RE,N,B: REAL;
  Y1,Y2,Y3,Y4: REAL;
  R1,R2,R3,R4: CHAR;
FUNCTION EX(R,E: REAL): REAL;
VAR
  L: REAL;
BEGIN
  L:=LN(R);
  EX:=EXP(E*L);
END;
PROCEDURE ENTREE;
BEGIN
  PAGE (OUTPUT);
  WRITE('VISCOSITE DU LIQUIDE ?:');READLN(M);
  WRITE('MASSE VOLUMIQUE DU LIQUIDE ?:');
  READLN(RL);
  WRITE('MASSE VOLUMIQUE DU SOLIDE ?:');
  READLN(RS);
  WRITE('DIAMETRE DES PARTICULES ?:');READLN(D);
  WRITELN('DESIREZ-VOUS DEFINIR:');
  WRITELN('1.LE FACTEUR DE FORME,');
  WRITE('2. LA POROSITE MINIMALE ?:');READLN(R1);
  IF R1='1' THEN WRITE('FACTEUR DE FORME ?:');
  READLN(F);
  ELSE WRITE('POROSITE MINIMALE ?:');
  READLN(EM);
```

```
WRITE('VOLUME DU REACTEUR ?:');READLN(V);
WRITELN('DESIREZ-VOUS DEFINIR:');
WRITELN('1.LA HAUTEUR DU REACTEUR,');
WRITELN('2.SON ANGLE D'OUVERTURE,');
WRITE('3.LE DEBIT HYDRAULIQUE ?:');READLN(R2)
CASE R2 OF
'1':WRITE('HAUTEUR DU LIQUIDE ?:');READLN(HI);
'2':WRITE('ANGLE D'OUVERTURE ?:');READLN(O);
'3':WRITE('DEBIT HYDRAULIQUE ?:');READLN(Q);
END
END;
PROCEDURE CALCUL;
BEGIN
  IF R1='1' THEN EM:=EX(F*14,-1/3)
  ELSE F:=1/(EX(EM,3)*14);
  DC:=D*F;
  Y1:=1.75*DC;
  Y2:=150*H*1/(1-EM);
  Y3:=9.81*EX(EM,3)*EX(DC,2)*(RS-RL)/RL;
  Y4:=EX(Y2,2)
  UMIN:=(EX(Y4+4*Y1*Y3,1/2)-Y2)/(2*Y1);
  UMAX:=0.78*EX((RS-RL)/RL,5/7)*EX(DC,8/7)*
  EX(M,-3/7);
  RE:=UMAX*DC/M;
  N:=4.45/EX(RE,0.1);
  B:=3-2/N;
  UDEP:=UMAX*EX(EM,N);
  Z:=EX(UMAX/UDEP,1/2);
  VI:=V/(EX(Z,3)-1);
  E:=3*VI/EX(Z,B-3)/B;
  VS:=V*(1-E);
  CASE R2 OF
'1':HI:=H/(Z-1);
'2':BEGIN
  Y1:=TAN(O);
  Y2:=EX(Y1,2);
  HI:=EX(VI/(PI*Y2),1/3)
  END;
'3':HI:=3*UMAX*VI/Q
  END;
  AI:=3*VI/HI;
  A:=AI*EX(Z,2);
  LI:=EX(4*AI/PI,1/2);
  L:=LI*Z;
  O:=ATAN(LI/(2*HI));
  Q:=UMAX*AI;
  DP:=9.81*VS*(RS-RL)*HI*Z/(VI*(EX(Z,3)-1));
END;
PROCEDURE SORTIE;
VAR
  S:INTERACTIVE;
BEGIN
  WRITE('SORTIE SUR IMPRIMANTE (O/N) ?:');
  READLN(R3);
  IF R3='O' THEN REWRITE(S,'PRINTER:');
  IF R3='O' ELSE REWRITE(S,'CONSOLE:');
  PAGE(S)
  WRITELN(S,'PARAMETRISATION D'UN REACTEUR
TRONC-CONIQUE A LIT FLUIDISE');
  WRITELN(S,-----);
  WRITELN(S);WRITELN(S);
  WRITELN(S,'LIQUIDE');
```

```

WRITELN(S,'-----');
WRITELN(MASSE VOLUMIQUE':20,RL:10:2,'KG:M3':8);
WRITELN(S,VISCOSITE:20,M:10:2,'S-1':8);
WRITELN(S);
WRITELN(S,'SOLIDE');
WRITELN(S,'-----');
WRITELN(S,'MASSE VOLUMIQUE':20,RS:10:2,'KG/M3':8);
WRITELN(S,'POROSITE MINIMAL':20,EM:10:2);
WRITELN(S,'VOLUME SOLIDE':20,VS:10:2,'M3':8);
WRITELN(S,'DIAMETRE DES PARTICULE':20,D:10:2,'M3':8);
WRITELN(S,'FACTEUR DE FORME':20,F:10:2);
WRITELN(S,'NOMBRE DE REYNOLD':20,:10:2);
WRITELN(S);
WRITELN(S,'HYDRAULIQUE');
WRITELN(S,'-----');
WRITELN(S,'MAXIMUM DE FLUIDISATION':20,UMAX:10:2,'M/S':8);
WRITELN(S,'MINIMUM DE FLUIDISATION':20,UMIN:10:2,'M/S':8);
WRITELN(S,'MINIMUM DE DEPOSE':20,UDEP:10:2,'M/S':8);
WRITELN(S,'DEBIT HYDRAULIQUE':20,Q:10:2,'M3/S':8);
WRITELN(S,'PERTE DE CHARGE':20,DP:10:2,'?/M':8);
WRITELN(S,'POROSITE MOYENNE':20,E:10);
WRITELN(S);
WRITELN(S,'REACTEUR');
WRITELN(S,'-----');
WRITELN(S,'VOLUME DU REACTEUR':20,V:10:2,'M3':8);
WRITELN(S,'HAUTEUR DU REACTEUR':20,H:10:2,'M':8);
WRITELN(S,'HAUTEUR DU TRONCAGE':20,HI:10:2,'M':8);

```

```

WRITELN(S,'DIAMETRE INFERIEUR':20,LI:10:2,'M':8);
WRITELN(S,'DIAMETRE SUPERIEUR':20,LS:10:2,'M':8);
WRITELN(S,'SECTION INFERIEUR':20,AI:10:2,'M2':8);
WRITELN(S,'SECTION SUPERIEUR':20,AS:10:2,'M2':8);
WRITELN(S,'ANGLE D'OUVERTURE':20,O:10:2);
END;
BEGIN
REPEAT
ENTREE;
CALCUL,
SORTIE;
WRITE('AUTRE CAS (O/N) ?');READLN(R4);
UNTIL R4='0'
END.

```

7. REMERCIEMENTS

Le présent travail a été supporté pour une part par la Région Wallonne par le contrat : « Amélioration des digesteurs » du 16 mai 1980. Deux des auteurs (R.B. et D.P.) remercient l'I.R.S.I.A. (Institut pour l'Encouragement à la Recherche dans l'Industrie et l'Agriculture) pour une bourse de doctorat.

ERRATA

Dans la première partie, à la formule 39, lire :

$$u_{\max} = 0,78 \left[\frac{(q_s - q_L) \frac{5d^8}{v^3}}{q_L^5} \right]^{1/7}$$