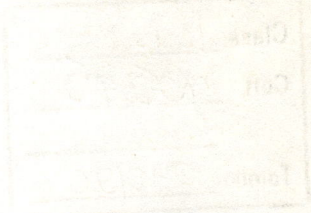
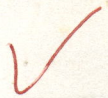


469- REPIDISCA



**SIMULAÇÃO FÍSICA DO EFEITO DA ALTURA E
ESPESSURA DA MANTA EM REATORES ANAERÓBIOS
DE MANTA DE LODO (UASB)**

DEDALUS - Acervo - EESC



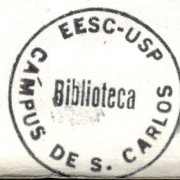
31100035855

Tsunao Matsumoto

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do Título de Doutor em Hidráulica e Saneamento

ORIENTADOR: Prof.º Dr. Eduardo Cleto Pires

São Carlos
1995



Class.	Tese - EESC
Cutt.	3535
Tombo	040/96

Hidráulica e Saneamento

at 0744211

M4342
G635p

Matsumoto, Tsunao

Simulação Física do Efeito da Altura e Espessura da
Manta em Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo (UASB)
proposta de metodologia / Tsunao Matsumoto.

São Carlos, 1995.

1v.

Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos -
Universidade de São Paulo, 1995

Orientador: Prof^o Dr. Eduardo Cleto Pires

Class.	Tese - EESC
Cutt.	3535
Tombo	040/96

Hidráulica e Saneamento

at 0744211

M4342
G635p

Matsumoto, Tsunao
Simulação Física do Efeito da Altura e Espessura da
Manta em Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo (UASB)
proposta de metodologia / Tsunao Matsumoto.
São Carlos, 1995.
1v.

Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos -
Universidade de São Paulo, 1995
Orientador: Prof° Dr. Eduardo Cleto Pires

FOLHA DE APROVAÇÃO

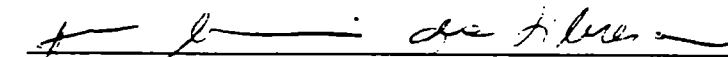
Tese defendida e aprovada em 13/3/1995
perante a Comissão Julgadora:



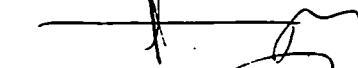
Prof. Assoc. EDUARDO CLETO PIRES - Orientador
(Escola de Engenharia de São Carlos - USP)



Prof. Dr. BERNARDO A. DO NASCIMENTO TEIXEIRA
(Universidade Federal de São Carlos)



Prof. Adj. ANA MARIA DA SILVEIRA
(Universidade Federal de São Carlos)



Prof. Tit. FAZAL HUSSAIN CHAUDHRY
(Escola de Engenharia de São Carlos - USP)



Prof. Tit. EUGENIO FORESTI
(Escola de Engenharia de São Carlos - USP)



Presidente da Comissão de Pós-Graduação
Prof. Dr. EDUARDO CLETO PIRES



Coordenador da área - Hidráulica e Saneamento
Prof. Dr. EDUARDO CLETO PIRES

AGRADECIMENTOS

Ao professor Doutor EDUARDO CLETO PIRES pelo constante apoio, incentivo e orientação na realização deste trabalho.

Ao professor Doutor EUGÊNIO FORESTI pelo incentivo e apoio na inicialização em hidrodinâmica de reatores anaeróbios desenvolvidos neste trabalho.

À Fundação de Amparo a Pesquisa do Estado de São Paulo-FAPESP pelo auxílio financeiro.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico-CNPq pelo auxílio financeiro.

À Coordenadoria de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Programa Integral de Capacitação de Docente-CAPES-PICD pela bolsa de estudo concedida.

Aos colegas do Departamento de Engenharia Civil da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira-FEIS-UNESP pelo apoio e incentivo na finalização deste trabalho.

À todos os colegas, professores e funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos-EESC-USP pelo auxílio e amizade.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.	i
LISTA DE TABELAS.	ix
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.	xiii
LISTA DE SÍMBOLOS	xiv
RESUMO.	xviii
ABSTRACT.	xix
1 - INTRODUÇÃO.	1
2 - OBJETIVOS	4
3 - REVISÃO DA LITERATURA	5
3.1 - Introdução.	5
3.2 - Fundamento Teórico.	7
3.2.1 - Tempo de Detenção Hidráulico.	7
3.2.2 - Modelos de Avaliação em Escoamentos	11
3.2.3 - Porosidade do Meio Granular	18
3.2.4 - Escoamento de Gás	20
3.3 - Hidrodinâmica Aplicada a Reatores Anaeróbios.	23
3.4 - Outros Modelos de Determinação do Tempo de Detenção Hidráulico.	32
3.5 - Propostas de Ampliação de Escala de Reatores Anaeróbios	37
4 - METODOLOGIA	40
4.1 - Descrição da Instalação Experimental	40
4.2 - Materiais Utilizados nos Ensaios.	44
4.3 - Equipamentos de Apoio Experimental.	45
4.4 - Procedimento Experimental	47
4.5 - Tratamento dos Dados.	54
4.6 - Dificuldades Encontradas.	55

5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO.	57
5.1 - Variação da Altura dos Reatores	58
5.2 - Variação da Espessura da Camada de Enchimento.	71
5.3 - Efeito da Variação do TDH	82
5.4 - Efeito do Escoamento do Gás	89
5.5 - Comparação dos Resultados com Mode- lo Hidrodinâmico Existente.	111
5.6 - Comentário Final.	115
6 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.	117
6.1 - Conclusões.	117
6.2 - Recomendações	120
ANEXO	121
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.	128

LISTA DE FIGURAS

Figura	pág
3.1 - Curva resposta F para entrada do traçador em degrau (Levenspiel (1974))	9
3.2 - Curva resposta C para sinal de entrada em pulso ou instantâneo (Levenspiel (1974))	9
3.3 - Curva Resposta Característica de Reator em Fluxo de Mistura Completa (Levenspiel (1974))	12
3.4 - Curva Resposta Característica de Reator em Fluxo Pistonado (Levenspiel (1974))	13
3.5 - Velocidade Ascensional Terminal de uma Bolha (TREYBAL (1980))	22
3.6 - Esquema de um Reator Anaeróbio Tipo UASB.	24
3.7 - Diagrama de Fluxo para um Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (Heertjes & van der Meer (1978))	25
3.8 - Diagramas de Fluxo do Modelo I (Heertjes & van der Meer, (1978))	27
3.9 - Diagramas de Fluxo do Modelo II (Heertjes & van der Meer, (1978))	28

Figura		pág
3.10	- Diagrama de Fluxo de um Reator UASB(Bolle et al(1986))	29
3.11	- Diagrama de Quatro Elementos para Modelo de Simulação de Reator (Young & Young(1988))	30
4.1	- Esquema da Instalação Experimental	41
4.2	- Curvas de Calibração do Fluorímetro.	48
4.3	- Curvas de Ensaio de Viscosidade.	50
4.4	- Esquema de Funcionamento de um Reator Experimental.	52
5.1	- Curva de Resposta para Ensaio com espessura de manta de 30% e TDH de 2,0h.	59
5.2	- Curvas de Resposta para Ensaio com Espessura de Manta de 30% e TDH de 4,0h.	60
5.3	- Curvas de Resposta para Ensaio com Espessura de Manta de 30% e TDH de 6,0h.	61
5.4	- Curvas de Resposta para Ensaio com Espessura de Manta de 50% e TDH de 2,0h.	63
5.5	- Curvas de Resposta para Ensaio com Espessura de Manta de 50% e TDH de 4,0h.	64

Figura		pág
5.6	- Curvas de Resposta para Ensaaios com Espessura de Manta de 50% e TDH de 6,0h.	65
5.7	- Curvas de Resposta para Ensaaios com Espessura de Manta de 70% e TDH de 4,0h.	67
5.8	- Curvas de Resposta para Ensaaios com Espessura de Manta de 70% e TDH de 4,0h(Réplica).	68
5.9	- Curvas de Resposta para Ensaaios com Espessura de Manta de 70% e TDH de 6,0h.	69
5.10	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator G e TDH de 2,0h.	72
5.11	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator G e TDH de 4,0h.	73
5.12	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator G e TDH de 6,0h.	74
5.13	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator M e TDH de 2,0h.	75
5.14	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator M e TDH de 4,0h.	76
5.15	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator M e TDH de 6,0h.	77
5.16	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator P e TDH de 2,0h.	79

Figura		pág
5.17	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator P e TDH de 4,0h.	80
5.18	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator P e TDH de 6,0h.	81
5.19	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator G e Manta com Espessura de 30%.	83
5.20	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator G e Manta com Espessura de 50%.	83
5.21	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator G e Manta com Espessura de 70%.	84
5.22	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator M e Manta com Espessura de 30%.	85
5.23	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator M e Manta com Espessura de 50%.	85
5.24	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator M e Manta com Espessura de 70%.	86
5.25	- Curvas Respostas para Ensaaios com Reator P e Manta com Espessura de 30%.	87

Figura		pág
5.26	- Curvas Respostas para Ensaios com Reator P e Manta com Espessura de 50%.	87
5.27	- Curvas Respostas para Ensaios com Reator P e Manta com Espessura de 70%.	88
5.28	- Curva Comparativa para o Ensaio com Reator G , Manta de 30% e 6,0h de TDH , Com e Sem Produção de Gás.	90
5.29	- Curva Comparativa para o Ensaio com Reator G , Manta de 50% e 6,0h de TDH , Com e Sem Produção de Gás.	91
5.30	- Curva Comparativa para o Ensaio com Reator G , Manta de 70% e 6,0h de TDH , Com e Sem Produção de Gás.	92
5.31	- Curva Comparativa para o Ensaio com Reator M , Manta de 30% e 6,0h de TDH , Com e Sem Produção de Gás.	93
5.32	- Curva Comparativa para o Ensaio com Reator M , Manta de 50% e 2,0h de TDH , Com e Sem Produção de Gás.	94
5.33	- Curva Comparativa para o Ensaio com Reator M , Manta de 70% e 6,0h de TDH , Com e Sem Produção de Gás.	95
5.34	- Curva Comparativa para o Ensaio com Reator P , Manta de 30% e 4,0h de TDH , Com e Sem Produção de Gás.	96

Figura	pág
5.35 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator P , Manta de 50% e 4,0h de TDH , Com e Sem Produção de Gás.	97
5.36 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator P , Manta de 70% e 4,0h de TDH , Com e Sem Produção de Gás.	98
5.37 - Curvas de Resposta para Ensaio com Reatores P , M e G e Manta de 30%, TDH de 2,0h.	100
5.38 - Curvas de Resposta para Ensaio com Reatores P , M e G e Manta de 30%, TDH de 4,0h.	101
5.39 - Curvas de Resposta para Ensaio com Reatores P , M e G e Manta de 30%, TDH de 6,0h.	102
5.40 - Curva de Resposta para Ensaio com Reatores P , M e G e Manta de 50%, TDH de 2,0h.	104
5.41 - Curva de Resposta para Ensaio com Reatores P , M e G e Manta de 50%, TDH de 4,0h.	105
5.42 - Curva de Resposta para Ensaio com Reatores P , M e G e Manta de 50%, TDH de 6,0h.	106
5.43 - Curva de Resposta para Ensaio com Reatores P , M e G e Manta de 70%, TDH de 2,0h.	107

Figura		pág
5.44	- Curva de Resposta para Ensaio com Reatores P , M e G e Manta de 70%, TDH de 4,0h.	108
5.45	- Curva de Resposta para Ensaio com Reatores M e G e Manta de 70%, TDH de 6,0h.	110
5.46	- Curva de Ajuste do Modelo de Grande Dispersão, para o Ensaio com Reator G , Espessura de Manta de 30% e TDH de 2,0h, Sem Produção de Gás.	112
5.47	- Curva de Ajuste do Modelo de Grande Dispersão, para o Ensaio com Reator M , Espessura de Manta de 70% e TDH de 4,0h, Sem Produção de Gás.	113
5.48	- Curva de Ajuste do Modelo de Grande Dispersão, para o Ensaio com Reator P , Espessura de Manta de 70% e TDH de 4,0h, Sem Produção de Gás.	113
5.49	- Curva de Ajuste do Modelo de Grande Dispersão, para o Ensaio com Reator G , Espessura de Manta de 70% e TDH de 4,0h, Com Produção de Gás.	114

Figura	pág
5.50 - Curva de Ajuste do Modelo de Grande Dispersão, para o Ensaio com Reator G , Espessura de Manta de 30% e TDH de 6,0h, Com Produção de Gás.	114

LISTA DE TABELAS

Tabela	pág
4.1 - Dimensões dos Dispositivos de Entrada.	42
4.2 - Dimensões dos Dispositivos de Saída.	42
4.3 - Volumes e Velocidades Teóricas de Escoamento.	43
4.4 - Concentrações Molares de Ácidos e Bases e Concentração de Álcool Polivinílico para Ensaios de Viscosidade.	49
4.5 - Soluções de Ácido e Base Utilizadas nos Ensaios.	51
5.1 - Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 30% e TDH de 2,0h.	59
5.2 - Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 30% e TDH de 4,0h.	60
5.3 - Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 30% e TDH de 6,0h.	61
5.4 - Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 50% e TDH de 2,0h.	63

Tabela		pág
5.5	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 50% e TDH de 4,0h.	64
5.6	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 50% e TDH de 6,0h.	65
5.7	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 70% e TDH de 4,0h.	67
5.8	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 70% e TDH de 4,0h(Réplica).	68
5.9	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 70% e TDH de 6,0h.	69
5.10	- Dados do Ensaio com Reator G e TDH de 2,0h.	72
5.11	- Dados do Ensaio com Reator G e TDH de 4,0h.	73
5.12	- Dados do Ensaio com Reator G e TDH de 6,0h.	74
5.13	- Dados do Ensaio com Reator M e TDH de 2,0h.	75
5.14	- Dados do Ensaio com Reator M e TDH de 4,0h.	76

Tabela		pág
5.15	- Dados do Ensaio com Reator M e TDH de 6,0h.	77
5.16	- Dados do Ensaio com Reator P e TDH de 2,0h.	79
5.17	- Dados do Ensaio com Reator P e TDH de 4,0h.	80
5.18	- Dados do Ensaio com Reator P e TDH de 6,0h.	81
5.19	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 30% e TDH de 2,0h.	101
5.20	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 30% e TDH de 4,0h.	102
5.21	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 30% e TDH de 6,0h.	103
5.22	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 50% e TDH de 2,0h.	104
5.23	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 50% e TDH de 4,0h.	105
5.24	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 50% e TDH de 6,0h.	106

Tabela		pág
5.25	- Dados dos Ensaios com Reatores P e M , Espessura de Manta de 70% e TDH de 2,0h.	107
5.26	- Dados dos Ensaios com Reatores P , M e G , Espessura de Manta de 70% e TDH de 4,0h.	108
5.27	- Dados dos Ensaios com Reatores M e G , Espessura de Manta de 70% e TDH de 6,0h.	109

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

C_{ab}	:	Concentração molar da mistura ácido/base.
CO_2	:	Gás carbônico.
DQO	:	Demanda Química de Oxigênio.
E	:	Espessante.
EESC	:	Escola de Engenharia de São Carlos.
G	:	Reator com volume de 14,15 l.
M	:	Reator com volume de 7,31 l.
NTC	:	Termistor.
P	:	Reator com volume de 4,29 l.
PVC	:	Plástico rígido (Polivinilclorado).
TDH	:	Tempo de detenção hidráulico.
UASB	:	Anaeróbio de manta de lodo de fluxo ascendente (" <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> ").
USP	:	Universidade de São Paulo.

LISTA DE SÍMBOLOS

A	: área de fluxo atual, m^2 ;
A_0	: área total do filtro, m^2 ;
$b = U/C_0$: concentração normalizada no biofilme;
C	: concentração do traçador na saída, kg/m^3 ;
C_0	: concentração normalizada (C/C_0);
$C(L, t)$: concentração no ponto, kg/m^3 ;
$C(t)$: concentração do traçador que deixa a zona de entrada no tempo t qualquer, kg/m^3 ;
C_0	: concentração inicial do traçador, kg/m^3 ;
C_1, C_2, C_3	: concentrações do traçador nas respectivas regiões, kg/m^3 ;
$C_E(t')$: concentração que entra no tempo t' , kg/m^3 ;
C_i	: concentração medida, kg/m^3 ;
$C_s(t)$: concentração de traçador que sai no tempo t , kg/m^3 ;
D	: coeficiente de dispersão/difusão longitudinal, m^2/s ;
d	: diâmetro das partículas, m ;
D_B	: coeficiente de difusão na biomassa, m^2/s ;
d_b	: diâmetro da bolha, mm ;
dt	: constante de integração;
e	: espessura do biofilme, m ;
$E(t)$: probabilidade reativa de ocorrência;
$E(t-t')$: função de distribuição dentro do recipiente;
E, E_i	: função distribuição;

$F(t)$:	função da distribuição de tempo de residência;
g	:	aceleração da gravidade, m/s^2 ;
g_c	:	fator de conversão, $kg.m/kgf.s^2$;
H	:	altura do leito, m ;
$K_1=D/uL$:	inverso do n^o de Péclet para o fluxo atual;
$K_2=LD_B/ue^2$:	razão entre o tempo de detenção atual e o tempo característico para a difusão molecular no biofilme;
$K_3=e\omega/\varepsilon$:	constante geométrica;
$K_4=\varepsilon_v/\varepsilon=t_o/t_h$:	constante temporal;
L	:	comprimento do reator, m ;
L_u	:	comprimento do meio, m ;
M	:	massa das partículas, kg ;
m	:	fração de espaço morto;
N	:	número de reatores de mistura completa;
n	:	coeficiente dependente do u_t ;
$(1-p)$:	fração de escoamento em mistura completa;
p	:	fração de escoamento pistonado;
P_1	:	coeficiente de taxa;
P_3	:	termo igual a zero antes do pico e 0,5 após o pico;
P_4	:	taxa de decaimento da cauda, igual a 0,007D;
P_5	:	termo igual a 0,5;
Q	:	vazão total, m^3/s ;
q	:	quantidade de traçador, kg/m^3 ;
Q'	:	vazão atual, m^3/s ;
Q_0	:	vazão de entrada no leito de lodo, m^3/s ;
Q_1	:	vazão de entrada na manta de lodo, m^3/s ;

Q_2	:	vazão de retorno ao leito de lodo, m^3/s ;
Q_K	:	vazão de curto-circuito, m^3/s ;
R	:	número de dispersão do reator ($2D/uL$);
Re	:	número de Reynolds;
S	:	área do reator, m^2 ;
SF_1	:	vazão de curto-circuito para manta de lodo, m^3/s ;
SF_2	:	vazão de curto-circuito para sedimentador, m^3/s ;
\bar{t}	:	tempo médio, s ;
t	:	tempo medido, s ;
t_h	:	tempo de detenção atual, s ;
t_i	:	tempo medido no intervalo t , s ;
t_o	:	tempo de detenção sem biofilme, s ;
U	:	concentração do traçador na biomassa, kg/m^3 ;
u	:	velocidade superficial, m/s ;
u_i	:	velocidade intersticial, m/s ;
u_t	:	velocidade final em queda livre, m/s ;
V	:	volume do reator, m^3 ;
V_1	:	volume do leito de lodo, m^3 ;
V_2	:	volume da manta de lodo, m^3 ;
V_3	:	volume do decantador, m^3 ;
V_d	:	volume da zona morta, m^3 ;
V_R	:	volume total do reator, m^3 ;
V_s	:	volume ocupado pelas partículas, m^3 ;
V_t	:	volume total do leito, m^3 ;
X	:	distância dentro do biofilme, m ;
x	:	distância da origem, m ;
Y	:	profundidade dentro da camada filtrante, m ;
$y = Y/L$:	comprimento normalizado;
ϕ	:	diâmetro do reator, m ;

ε	:	porosidade do meio;
η	:	eficiência da mistura;
μ	:	viscosidade absoluta, $kg/m.s$;
ρ	:	massa específica, kg/m^3 ;
σ	:	tensão superficial, kgf/m^2 ;
ω	:	área superficial específica do biofilme, m^2/m^3 ;
$\Delta\rho$:	diferença de densidade, kg/m^3 ;
$\theta = t/t_0$:	tempo de retenção normalizada sem biomassa;
$\xi = X/e$:	espessura do biofilme normalizada;
ξ'	:	fase de estabilização do sistema, s ;
σ^2	:	variância ou dispersão da distribuição;
ρ_l	:	massa específica do líquido, kg/m^3 ;
θ_0	:	tempo de residência médio, t ;
ρ_p	:	massa específica da partículas, kg/m^3 ;
τ_{sed}	:	tempo de detenção no sedimentador, s ;
Δt_i	:	intervalo de tempo entre medidas t_i , s ;
ε_v	:	porosidade sem biomassa;

RESUMO

O presente trabalho tem como objetivo determinar regimes de escoamento hidrodinâmico de reatores anaeróbios de manta de lodo de fluxo ascendente (UASB) através de simulação com meios sintéticos, como alternativa rápida e de baixo custo na obtenção de parâmetros de processo de tratamento e de estudo da ampliação de escala. Os ensaios demonstraram que a altura do reator é um parâmetro importante na obtenção de escoamento pistonado, independentemente da espessura de manta de enchimento. O deslocamento de gás no interior do reator altera o regime de escoamento, sobretudo nos reatores de baixa altura, o que não ocorre, de maneira significativa, nos demais. A rapidez relativa de obtenção de resultados por este procedimento poderá futuramente auxiliar, de maneira satisfatória, na recuperação da tratabilidade em casos de erros operacionais, em adequação de projetos, e maximização do desempenho de reatores existentes.

ABSTRACT

The purpose of this work is to investigate, from the experimental view point, the hydrodynamic flow pattern in Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor using a synthetic medium. The experiments showed that the reactor's height is the very significant parameter for keeping plug-flow, independently of the sludge blanket thickness. The gas bubbles displacement into the reactor changes the flow pattern, specially in the case of the small reactor's height, not occurring, of significant manner, in the other cases. The relatively quick results obtained by this procedure, will be able to aid, in the future, adequation the plants design, operations mistakes and maximization the reactors performance in operation, in a satisfactory manner.

1 - INTRODUÇÃO

A crescente necessidade de combater a poluição, oriunda das atividades humanas, tem levado os técnicos em Saneamento Ambiental a realizarem estudos acadêmicos e experimentais, na busca do conhecimento e do domínio dos processos naturais de depuração existentes.

Atualmente, uma grande parcela dos resíduos poluentes é líquida e normalmente tratada por processo biológico aeróbio convencional, dada a facilidade operacional e o largo conhecimento teórico-prático já adquirido neste campo.

Entretanto, outros processos de tratamento, como o anaeróbio, vêm sendo testados em laboratório e em escala piloto, com excelentes resultados, mas encontrando sérias resistências de utilização, dadas as dificuldades de transposição para o campo aplicativo.

Essas dificuldades são observadas principalmente no referido processo alternativo de tratamento, onde as informações são escassas e imprecisas, levando, muitas vezes, a decisões equivocadas, comprometendo assim, todos os

esforços e trabalhos de transposição já realizados.

Muitas pesquisas em hidrodinâmica de reatores foram feitas entre as décadas de 60 a 80, principalmente em reatores de mistura completa, com ou sem agitadores mecânicos. Mas poucas pesquisas foram relatadas sobre hidrodinâmica de reatores anaeróbios, sendo a maioria em reatores de leito fixo ou fluidizado. Quase nenhuma pesquisa foi realizada com reatores anaeróbios de fluxo ascendente até a presente data.

Boa parte dos trabalhos relacionados com hidrodinâmica e ampliação de escala de reatores anaeróbios de fluxo ascendente de manta de lodo ou UASB ("*Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors*"), versam sobre cinética de crescimento biológico associado ao tempo de detenção hidráulico (Bolle et al (1986), Lettinga & Hulshoff Pol (1986), Lettinga & Hulshoff Pol (1990), Souza (1986), van der Meer (1982), Heertjers & van der Meer (1983), Paula & Foresti (1991)) e às condições de granulação do lodo anaeróbio (Hulshoff Pol (1984), Guiot et al (1987), Lettinga et al (1980), de Zeew (1984)). Estes, entre tantos outros, dão ênfase aos aspectos operacionais usuais de até então, como conduta mais provável para obtenção de sucesso no tratamento.

Um dos trabalhos mais aprofundados no estudo de modelação física de reator UASB, foi apresentado por Campos (1990), destacando aspectos físicos que influenciam na formação dos grânulos e distribuição da manta de lodo ao

longo do reator, relacionados à eficiência final do tratamento.

Além destes, existem algumas referências que abordam outros aspectos como: interferência de gás na hidrodinâmica do escoamento (**Bellini et al (1991)**), estudo da similaridade entre modelo e protótipo relacionando números adimensionais como Reynolds e Froude na operação (**Lópes et al (1994)**) e interferência do acúmulo de biofilme na hidrodinâmica de meios porosos (**Riemer et al (1980)**, **Cunningham et al (1991)**), mas nenhum trabalho relacionado diretamente à hidrodinâmica de reator UASB.

O presente trabalho foi elaborado no intuito de complementar e ampliar os conhecimentos e as informações a respeito da hidrodinâmica de reatores UASB, principalmente sobre aspectos envolvidos na ampliação de escala, utilizando meios sintéticos que simulam o lodo e o meio anaeróbico.

Este trabalho inclui, além do tratamento do aspecto hidrodinâmico, o estudo da utilização de materiais sintéticos para simulação do meio anaeróbico. A viabilização do projeto poderá trazer economia de tempo e dinheiro, para projetar reatores reais e auxiliar nos ensaios desses protótipos. Esta simulação auxiliará na determinação prévia dos pontos ótimos de operação, antes mesmo de serem carregados com os resíduos a serem tratados, desde que se conheçam suas principais características físicas.

2 - OBJETIVOS

As propostas deste trabalho são basicamente:

- a) Realizar simulações em modelos reduzidos utilizando materiais alternativos de fácil manejo;
- b) Estudar as interferências da altura, da espessura da manta de enchimento e do tempo de detenção hidráulico (TDH) no comportamento hidrodinâmico dos reatores;
- c) Verificar a interferência do gás produzido no interior da manta de simulação no comportamento hidrodinâmico dos reatores.

3 - REVISÃO DA LITERATURA

Neste capítulo serão abordados aspectos teóricos de interesse para discussão da proposta de investigação, da análise dos resultados e também como suporte à compreensão e entendimento do presente trabalho.

3.1 - Introdução

De um modo geral, o comportamento hidrodinâmico de reatores reais dificilmente segue os padrões de escoamento ideais, tanto em regime de escoamento pistonado quanto em mistura completa, segundo **Aiba et al (1974)**.

Muitas vezes, estas diferenças entre reatores reais e ideais são ocasionadas pelo próprio fluxo, devido à movimentação caótica do fluido em escoamento. Apesar desta movimentação facilitar a formação de caminhos preferenciais, de zonas mortas e recirculação, a má distribuição do fluido na entrada do reator também contribui no aumento destes desvios (**Levenspiel (1974)**).

A formação de caminhos preferenciais ou curto-circuitos, ocorrerá sempre que surgir movimentação organizada de partículas sólidas,

em sentido ascendente ou descendente, em determinados pontos do reator. A causa principal desta ocorrência é atribuída à má distribuição do fluxo na entrada do reator. Essa situação poderá ser minimizada introduzindo-se um homogeneizador de fluxo para produzir perfis de velocidade planos e uniformes na entrada (**Levenspiel (1974)**).

Essas dificuldades traduzem-se, na prática, em insucesso do tratamento, principalmente no caso de processos anaeróbios, reconhecidamente mais lentos se comparadas com os processos aeróbios, quanto a adaptabilidade e velocidade de duplicação das bactérias degradadoras de matéria orgânica. Por isso, até a presente data poucos se interessaram pelo aspecto físico do processo.

Assim sendo, a maioria das pesquisas até então realizadas, foram direcionadas explorando os aspectos biológicos, microbiológicos e cinéticos do processo de tratamento anaeróbio (**Young & McCarty (1969)**, **Lawrence & McCarty (1970)**, **Lawrence (1971)**, **Speece (1983)**, **Henze & Harremoës (1983)**, **de Zeeuw (1984)**, **Guiot et al (1987)**, **Wiegant (1987)**, **Dubourgier et al (1987)**, **Novaes et al (1988)**, **Paula & Foresti (1991)**).

Em pesquisa mais recente, **Lópes et al (1994)** propuseram parâmetro de ampliação de escala baseado em número adimensionais (Reynolds e Froude) para melhorar a transposição de dados operacionais entre reatores de bancada e protótipo. Estas informações permitirão, com o tempo, maior compreensão dos mecanismos relacionados ao tratamento de resíduos em reatores anaeróbios.

3.2 - Fundamento Teórico

3.2.1 - Tempo de Detenção Hidráulico

O Tempo de Detenção Hidráulico (**TDH**), depende da distribuição do tempo de residência do fluido que deixa o reator. A distribuição do tempo de residência ocorre porque elementos do fluido percorrem diferentes caminhos dentro do reator, levando tempos diferentes para atingirem a saída (**Levenspiel (1974)**).

Normalizando esta distribuição através de artifícios matemáticos convenientes, pode-se transformar esta curva de distribuição em ferramenta útil e indispensável na análise de escoamentos não-ideais.

Mediante métodos experimentais, como ensaios de estímulo e resposta, avalia-se o grau de não-idealidade dos escoamentos. Nesses ensaios, os estímulos são normalmente dados pela introdução, na entrada do reator, de um elemento de fácil detecção (traçador), e as respostas são dadas pelos registros de tempos de saída deste elemento (**Levenspiel (1974)**).

Qualquer tipo de sinal de entrada pode ser utilizado no ensaio, tais como: casual, periódico, em degrau ou em pulso. Todos fornecem as respostas necessárias ao propósito, mas por questão de simplicidade de tratamento, serão considerados no presente trabalho somente o sinal degrau e em pulso.

Do lançamento de traçador em degrau, pode-se obter a curva resposta **F** (Figura 3.1) que é a curva obtida medindo-se a concentração do traçador na saída do reator, dividida pela concentração inicial C_0 em função do tempo de residência θ . A curva resposta **F** é sempre crescente de 0 a 1.

Quando o lançamento do traçador na entrada for um sinal em forma de pulso ou instantâneo, a resposta normalizada da curva de distribuição fornece a curva resposta **C**. A normalização da distribuição pode ser conseguida dividindo-se a concentração medida pela área sob a curva concentração-tempo, como mostrado na Figura 3.2.

Qualquer que seja o método de injeção utilizado, os tempos de detenção hidráulicos podem ser obtidos através de manipulação matemática dos parâmetros das curvas.

Muitas ferramentas matemáticas são utilizadas com regularidade nas análises de resultados experimentais levantados em laboratórios. Aqui, em especial, serão abordados conceitos da Estatística, como Média (\bar{t}) e Variância (σ^2), para análise dos tempos de detenção hidráulicos. Muitos resultados de análise estatística são obtidos pela aplicação direta desses dois conceitos.

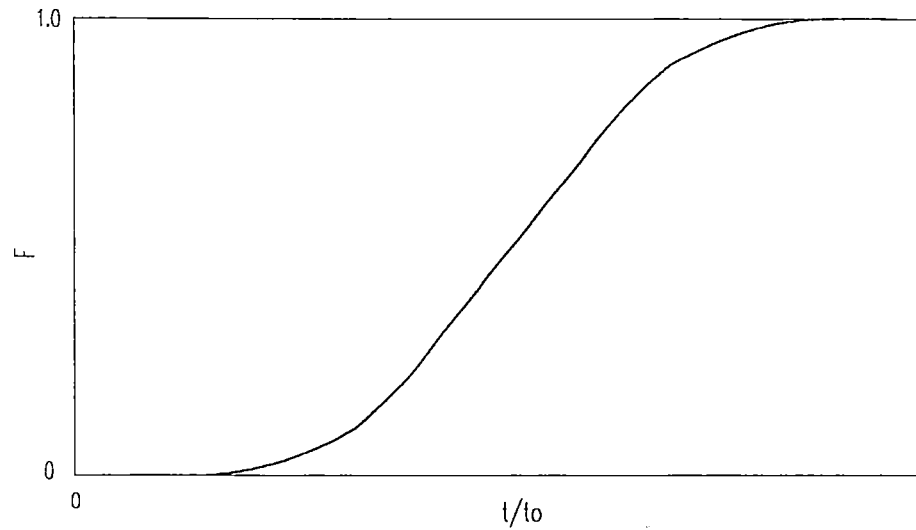


Figura 3.1 - Curva resposta F para entrada do traçador em degrau (**Levenspiel (1974)**).

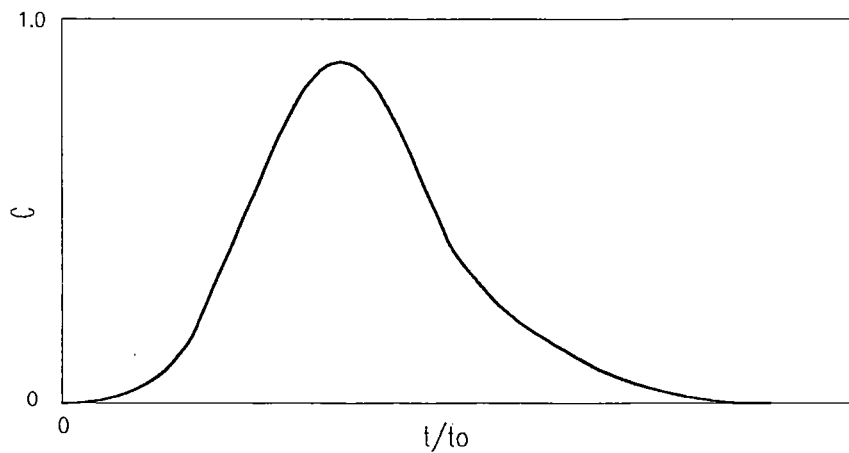


Figura 3.2 - Curva resposta C para sinal de entrada em pulso ou instantâneo (**Levenspiel (1974)**).

Às vezes, deseja-se caracterizar a curva de distribuição através de poucos pontos disponíveis. Para isto é necessária a locação da distribuição e do valor médio ou do centróide da distribuição. Neste caso, a média é dada matematicamente por:

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t C dt}{\int_0^{\infty} C dt} \quad (3.1)$$

onde: \bar{t} : média, s;
 t : tempo medido, s;
 C : curva **C**;
 dt : constante de integração.

A dispersão da distribuição é outra quantidade descritiva de importância, pois mede o grau de expansão do traçador e é usualmente medida pela variância, σ^2 , definida como:

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 C dt}{\int_0^{\infty} C dt} = \frac{\int_0^{\infty} t^2 C dt}{\int_0^{\infty} C dt} - \bar{t}^2 \quad (3.2)$$

onde: σ^2 : variância ou dispersão da distribuição.

Quando a curva de distribuição é conhecida somente em número discreto de valores de tempo, a média e a variância podem ser descritas pelas seguintes expressões:

$$\bar{t} \cong \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (3.3)$$

onde: t_i : tempo medido em i , s;

C_i : concentração medida em i , kg/m^3 ;
 Δt_i : intervalo entre medidas, s .

e

$$\sigma^2 = \frac{\sum (t - \bar{t})^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} = \frac{\sum t^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} - \bar{t}^2 \quad (3.4)$$

Quando usadas com distribuições normalizadas em recipientes fechados, isto é, com características de escoamento mudando nas fronteiras do recipiente, pode-se expressar a média e a variância de modo bastante simplificado, a saber:

$$\bar{t} = \int_0^{\infty} t E dt \cong \frac{\sum t_i E_i}{\sum E_i} = \sum t_i E_i \Delta t \quad (3.5)$$

e

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 E dt = \int_0^{\infty} t^2 E dt - \bar{t}^2 \cong \frac{\sum t_i^2 E_i}{\sum E_i} - \bar{t}^2 = \sum t_i^2 E_i \Delta t - \bar{t}^2 \quad (3.6)$$

onde: t, t_i : tempo medido, s ;

E, E_i : função distribuição;

$dt, \Delta t$: intervalo entre medidas, s .

Todas essas formulações são importantes na determinação do tempo médio de escoamento em ensaio do tipo estímulo-resposta.

3.2.2 - Modelos de Avaliação em Escoamentos

Os escoamentos podem ser classificados como sendo de mistura completa ou pistonado,

conforme característica da curva resposta obtida na saída do reator, em ensaios com traçadores.

Em ensaios com injeção instantânea de traçador em reator de mistura completa ideal, a mistura do traçador com o líquido contido no reator ocorre de forma imediata e instantânea, atingindo C/C_0 máximo no final da injeção. Com o passar do tempo, a concentração do traçador decai até a sua eliminação total, conforme a curva resposta apresentada na Figura 3.3.

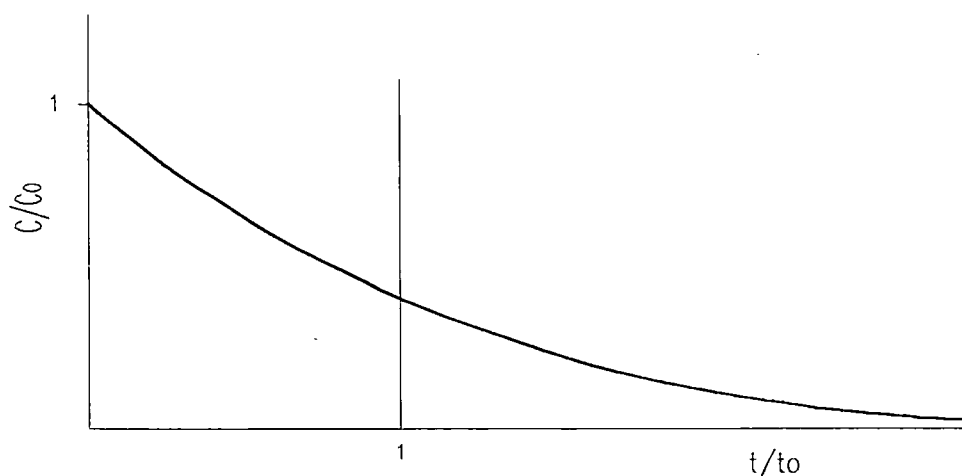


Figura 3.3 - Curva Resposta Característica de Reator em Fluxo de Mistura Completa (**Levenspiel (1974)**).

No caso de reator com escoamento pistonado ideal, o traçador leva um certo tempo para atingir a saída do reator devido a frente de dispersão. Decorrido este tempo, atinge-se C/C_0 máximo em t/t_0 igual a 1. Após o ápice, a concentração do traçador diminui até a elimina-

ção definitiva. A curva resposta característica é semelhante a curva resposta **C**, conforme pode-se observar na figura 3.4.

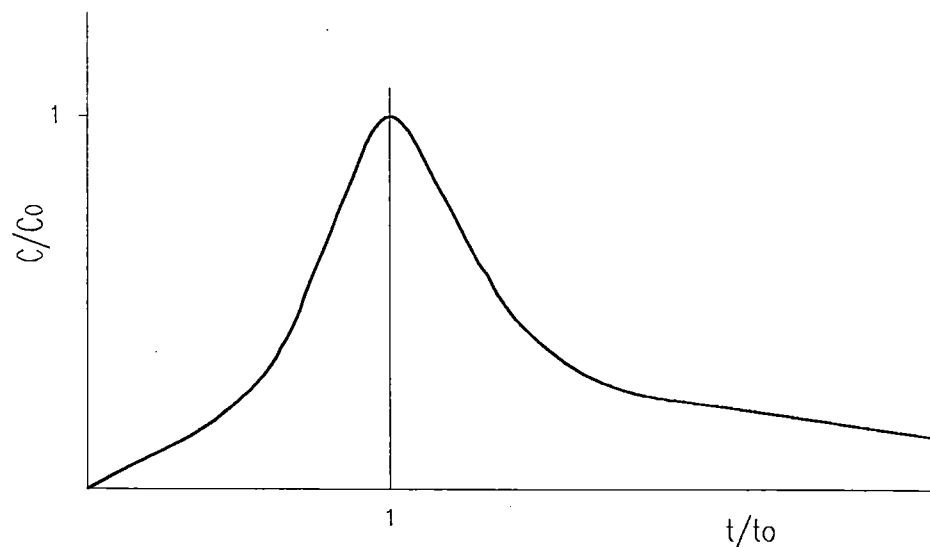


Figura 3.4 - Curva Resposta Característica de Reator em Fluxo Pistonado (Levenspiel (1974)).

As curvas respostas em reatores em fluxo pistonado podem apresentar várias formas, curva com pico bem acentuado ou achatada, dependendo do coeficiente de dispersão ou do número de dispersão **R**, como abordado por **Levenspiel (1974)**.

As avaliações dos **TDHs** dos escoamentos em reatores podem ser realizadas através de modelos analíticos existentes. Basicamente podem ser agrupados em três modelos principais:

- o modelo de escoamento pistonado de dispersão, baseado na analogia entre a mistura promovida

pelo escoamento e pelo processo de difusão molecular;

- o modelo de escoamento em série de tanques de mistura completa, baseado em misturadores ideais;

- o modelo de escoamento misto, associa regiões de escoamento em dispersão pistonado ("plug-flow"), com outras de escoamento em mistura completa, tanto em série como em paralelo, levando-se em consideração a recirculação, o retorno, a curto-circuitagem e zonas mortas.

- Modelo de Escoamento Pistonado

O modelo de escoamento pistonado com grande dispersão para entrada em pulso instantâneo foi desenvolvido por **Levenspiel & Smith(1957)**. A partir do conceito teórico de difusão associada a advecção de material em corrente líquida chegou-se a uma solução analítica com um único parâmetro variável.

O modelo foi desenvolvido a partir da equação da mistura de um traçador no fluido circundante, escrita sob a forma:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_0 \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (3.7)$$

onde, D_0 : coeficiente de dispersão longitudinal, m^2/s ;
 C : concentração, kg/m^3 ;
 t : tempo decorrido, s ;
 x : distância da origem, m .

Essa equação tem como solução uma família de curvas normais ou Gaussianas da função erro para distribuição da concentração C em função de t e x , tendo como único parâmetro, D_0 .

Em caso de injeção instantânea de traçador no ponto $x = 0$, a Equação 3.7 resultará na solução dada por **Carslaw apud Levenspiel & Smith(1957)**, na forma,

$$C = \frac{qL}{2V\sqrt{\pi D_0 t}} \exp\left(-\frac{x^2}{4D_0 t}\right) \quad (3.8)$$

onde, q : quantidade de traçador, kg ,
 L : comprimento do reator, m ,
 V : volume do reator, m^3 ,

Entretanto, como o fluido está em movimento, a Equação 3.8 será modificada para:

$$C = \frac{qL}{2V\sqrt{\pi D_0 t}} \exp\left(-\frac{(x - ut)^2}{4D_0 t}\right) \quad (3.9)$$

O qual expressa a concentração, C , do traçador na saída do reator em $x = L$.

Aplicando as seguintes condições de contorno: velocidade média dada por $u=QL/V(m/s)$, deslocamento no tempo t , dado por $x=Qt(m)$, vazão média dada por $Q(m^3/s)$, quantidade de traçador injetado, $q(kg/m^3)$ e volume do reator entre $x = 0$ e $x = L$ igual a $V(m^3)$.

Então, a concentração do traçador em função do tempo poderá ser reescrita como:

$$\frac{CV}{q} = \frac{1}{2\sqrt{\pi\left(\frac{D_0}{uL}\right)\left(\frac{Qt}{V}\right)}} \exp - \left\{ \frac{\left(1 - \frac{Qt}{V}\right)^2}{4\left(\frac{Qt}{V}\right)\left(\frac{D_0}{uL}\right)} \right\} \quad (3.10)$$

A seguir transformando:

$$q/V = C_0;$$

$$C/C_0 = C_\theta;$$

$$V/Q = t_0;$$

$$t/t_0 = \theta; \text{ e}$$

$$2D_0/uL = R.$$

A Equação 3.10 resulta na equação simplificada, como segue:

$$C_\theta = \frac{1}{\sqrt{2\pi\theta R}} \exp \left[-\frac{(1-\theta)^2}{2\theta R} \right] \quad (3.11)$$

onde C_θ : concentração normalizada, (C/C_0) ,
 R : número de dispersão do reator
 $(2D_0/uL)$,
 θ : tempo adimensional (t/t_0) .

- Modelo de escoamento em Mistura Completa

O modelo de reatores em série de mistura completa também é um modelo de parâmetro único, apresentado por **Levenspiel (1974)**. Tem como parâmetro característico o número virtual de

reatores em série, N . A solução matemática para o caso é dada pela equação:

$$C_0 = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} \exp[-N\theta] \quad (3.12)$$

onde N : número de reatores de mistura completa;

- Modelo Misto

O modelo de escoamento misto não possui característica única, pois depende das variáveis introduzidas para a análise. Pode, entretanto, ser representado pelo modelo de **Rebhun & Argaman apud Hudson (1981)**. Modelo este bastante utilizado no dimensionamento de dispositivos como decantadores e floculadores. Este modelo associa escoamento pistonado, mistura completa e espaço morto, é descrito pela equação:

$$1 - F(t) = \exp\left\{\left[-\frac{\theta - p(1-m)}{(1-p)(1-m)}\right]\right\} \quad (3.13)$$

onde: $F(t) = C\theta$, para entrada em degrau;

$$F(t) = \int_0^t C\theta dt, \text{ para entrada em pulso;}$$

p : fração de escoamento pistonado;

$(1-p)$: fração de escoamento em mistura completa;

m : fração de espaço morto;

θ : tempo adimensional (t/t_0).

Todos estes modelos descrevem a distribuição do tempo de residência em ensaio estímulo-resposta, associando concentração com tempo adimensional.

3.2.3 - Porosidade do Meio Granular

Analisando agora o caso de um reator de leito fluidificado ou leito fixo, as partículas sólidas e o líquido interagem dentro de um espaço restrito. O líquido afluyente é obrigado a passar entre os interstícios dos grânulos para deixar o reator. O grau de porosidade do meio torna-se importante para determinar o volume de vazios que será ocupado pelo líquido em escoamento.

Esta porosidade do leito granulado, ε , pode ser calculada, segundo **Couderc (1985)**, de forma bastante simplificada, utilizando-se a seguinte equação:

$$\varepsilon = \frac{V_T - V_s}{V_T} = 1 - \frac{M}{\rho_p SH} \quad (3.14)$$

onde:

- ε : porosidade do meio,
- V_T : Volume total do leito, m^3 ,
- V_s : Volume ocupado pelas partículas, m^3 ,
- M : massa das partículas, kg ,
- S : área do reator, m^2 ,
- H : altura do leito, m ,
- ρ_p : massa específica das partículas, kg/m^3 .

Muitos dados experimentais demonstram que a relação, entre velocidade e a fração de vazios de um reator de leito fluidificado, depende somente do total de massa das partículas sobre o diâmetro da coluna, quando a relação diâmetro da partícula/diâmetro da coluna (d/D_c) exceder 10 a 20 vezes.

Considerando evidências experimentais, inúmeros pesquisadores desenvolveram equações empíricas relacionando as velocidades, superficial e de queda livre, de uma esfera dentro de uma coluna com a fração de vazios equivalente ao existente no leito. Um dos trabalhos pioneiros e dos mais importantes desenvolvido nesta área, foi apresentado por **Richardson & Zaki, apud Counderc (1985)**.

Define esta relação da seguinte forma:

$$\frac{u}{u_i} = \epsilon^n \quad (3.15)$$

com $\log u_i = \log u_t - \frac{d}{D}$ (3.16)

$$n = 4,65 + 20 \frac{d}{D} \quad \text{para } Re_t < 0,2 \quad (3.17)$$

$$n = \left(4,4 + 18 \frac{d}{D} \right) Re_t^{-0,03} \quad \text{para } 0,2 < Re_t < 1 \quad (3.18)$$

$$n = \left(4,4 + 18 \frac{d}{D} \right) Re_t^{-0,01} \quad \text{para } 1 < Re_t < 200 \quad (3.19)$$

onde: u : velocidade superficial, m/s ,
 u_i : velocidade intersticial, m/s ,
 u_t : velocidade final em queda livre,
 m/s ,
 d : diâmetro das partículas, m ,
 D : diâmetro do reator, m ,
 n : coeficiente dependente do Re_t ,
 Re_t : número de Reynolds.

As equações aqui apresentadas foram deduzidas para as seguintes condições experimentais: diâmetro das partículas entre 0,1 e 6,35 mm , massa específica das partículas entre 1.060 e 11.250 kg/m^3 , massa específica do líquido entre 810 e 2.890 kg/m^3 e viscosidade absoluta (μ) entre 1×10^{-3} e 113×10^{-3} $kg/m.s$.

3.2.4 - Escoamento de Gás

Para melhor entender os mecanismos hidrodinâmicos atuantes num reator tipo UASB, além das condições normais de escoamento do líquido, é também necessário entender as implicações acarretadas pela produção interna de gases e pelo escoamento ascensional dos mesmos.

Em relação ao desprendimento das bolhas em escoamento permanente, estas ocorrem, segundo **Treybal (1980)**, quando as forças de empuxo se igualam às forças de arrasto. Portanto, as velocidades finais atingidas pelas bolhas podem variar, pois dependem das suas posições e diâmetros, como indicado na Figura 3.5.

A variação da velocidade ascensional da bolha, quanto ao comportamento, pode ser subdividida em quatro regiões de velocidades distintas, como observado na Figura 3.5. As delimitações são regidas por duas equações matemáticas conhecidas; uma a Lei de Stokes e a outra, a equação do empuxo associada à tensão superficial.

A equação de Stokes é dada por:

$$V_t = \frac{g d_b^2 \Delta\rho}{18\mu} \quad (3.20)$$

onde: V_t : velocidade final, m/s ;
 g : aceleração da gravidade, m/s^2 ;
 $\Delta\rho$: diferença de densidade, kg/m^3 ;
 μ : viscosidade absoluta, $kg/m.s$;
 d_b : diâmetro da bolha, m .

A equação da velocidade ascensional da bolha de gás associada à tensão superficial é dada pela seguinte expressão:

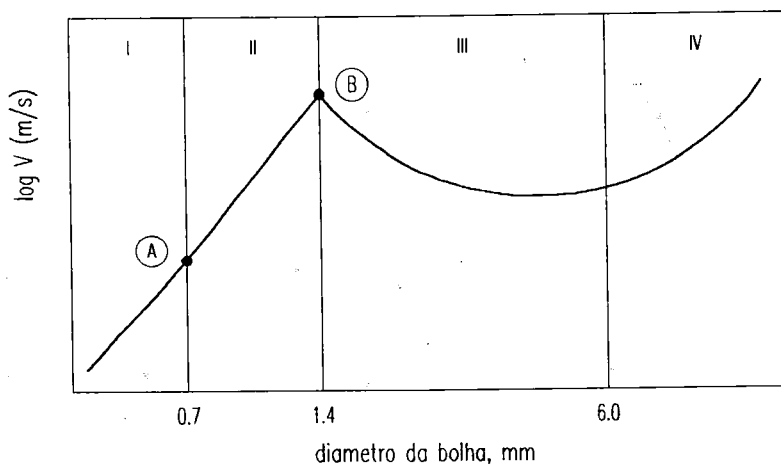
$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma g_c}{d_b \rho_l} + \frac{g d_b}{2}} \quad (3.21)$$

onde: σ : tensão superficial, kgf/m^2 ;
 g_c : fator de conversão, $kg.m/kgf.s^2$;
 ρ_l : massa específica do líquido, kg/m^3 .

Na região I, para diâmetros menores que $0,70 \text{ mm}$, as bolhas são consideradas esféricas e rígidas (indeformadas), com a velocidade terminal podendo ser dada pela Lei de Stokes, como apresentado na Equação 3.20.

Na região II, para bolhas com diâmetros maiores que $0,7 \text{ mm}$ e menores que $1,4 \text{ mm}$, o gás tende a circular internamente, resultando em velocidade superficial não nula. Conseqüentemente, a bolha ascende mais rapidamente que uma esfera rígida de mesmo diâmetro. Por este motivo, não há uma correlação precisa dos dados. A velocidade final é estimada como sendo a interligação dos pontos A e B da Figura 3.5, calculadas pelas Equações 3.20 e 3.21.

As regiões III e IV são compostas por bolhas de diâmetros maiores que $1,4 \text{ mm}$ e menores que $6,0 \text{ mm}$ e maiores que $6,0 \text{ mm}$, respectivamente. Tem-se bolhas, na região III, não tão esféricas (formas ovaladas) e na IV, em forma de carlotas esféricas, que ascendem em movimentos "zigue-zague" ou helicoidais. Em ambas regiões, as velocidades finais são regidas pela mesma formulação matemática dada pela Equação 3.21.



LEGENDA

- I : região regida pela Lei de Stokes
- II : região de transição
- III e IV : região regida pela Equação do Empuxo/Tensão Superficial
- A : ponto estabelecido pela Lei de Stokes
- B : ponto estabelecido pela Equação de Empuxo/Tensão superficial

Figura 3.5 - Velocidade Ascensional Terminal de uma Bolha (Treybal (1980)).

A velocidade ascensional das bolhas afeta o comportamento do regime de escoamento do reator, devido à esteira de arrasto criada pela movimentação das mesmas no sentido ascensional. Esta movimentação pode arrastar quantidades significativas de materiais sólidos e também, facilitar o surgimento de caminhos preferenciais para o fluxo líquido introduzido.

3.3 - Hidrodinâmica Aplicada a Reatores Anaeróbios

Embora a preocupação em relação ao processo cinético e biológico de tratamento fosse alvo da maioria das investigações teóricas e laboratoriais, os pesquisadores e operadores de sistemas em escala piloto e protótipos reais, recomendavam alguns parâmetros operacionais obtidos na prática, como temperatura, tempo de detenção hidráulico, taxa de carregamento orgânico, velocidade ascensional, controle de acidificação e etc.

Na maioria das pesquisas realizadas com reatores anaeróbios, as abordagens hidráulicas ou hidrodinâmicas comumente feitas pelos pesquisadores, referem-se a aspectos de granulação e arraste de lodo biológico associado ao tempo de detenção hidráulico (TDH) e à velocidade de escoamento (Lettinga et al (1980), Lettinga et al (1983), Lettinga & Hulshoff Pol (1986), Hulshoff Pol et al (1987), de Zeeuw (1987), Campos (1990), Campos & Anderson (1991), Vanderhaegen et al (1991)). Outros

relacionaram o TDH às limitações cinéticas envolvidas (Hulshoff Pol (1984), Sayed et al (1986), Paula & Foresti (1991)), e também aos aspectos de controle do processo (Hawkes et al (1991)).

Esquemáticamente, o reator tipo UASB é de concepção bastante simples, constituída de entrada, área de reação com leito de lodo recoberto por leito de manta, área de separação gás-sólido-líquido e saída. Conforme mostra a Figura 3.6.

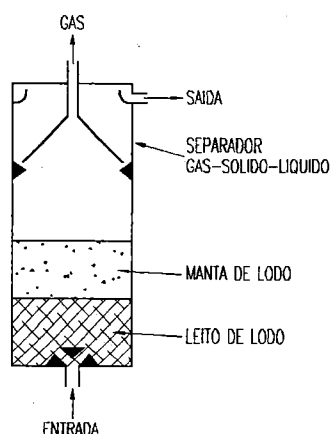


FIGURA 3.6 - Esquema de um Reator Anaeróbico Tipo UASB

Os primeiros modelos relacionados a hidrodinâmica em reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo, foram apresentados no final da década de 70 por Heertjes & van der Meer (1978) e van der Meer (1979).

Heertjes & van der Meer (1978) trabalharam com reatores anaeróbios do tipo UASB, de 60 l e de 30 m³. Utilizando lítio (Li⁺) como traçador, averiguaram o comportamento hidrodinâmico destes reatores, de bancada e piloto, extraíndo dados úteis para posterior projeto de um reator protótipo de 200 m³.

Na modelação usual desses reatores eram considerados apenas os leitos de lodo e de manta, como duas regiões de mistura completa combinadas com curto-circuito e zonas mortas e uma região em escoamento pistonado formada pelo decantador.

Este modelo de fluxo combinado para reator anaeróbio de fluxo ascendente de manta de lodo está esquematizado na Figura 3.7.

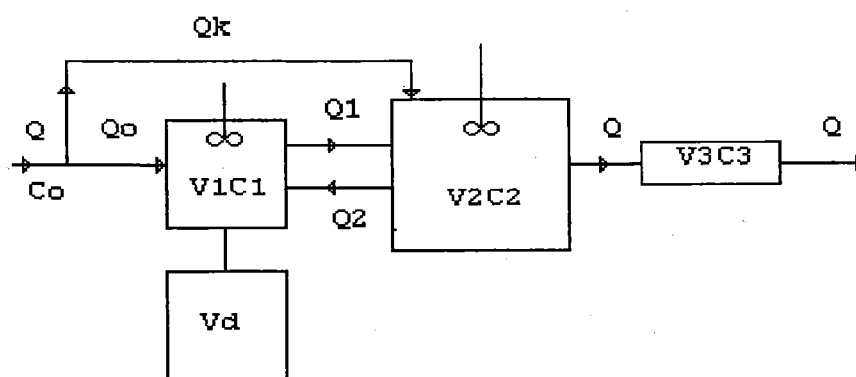


FIGURA 3.7.- Diagrama de Fluxo para um Reator Anaeróbio de Manta de Lodo (Heertjes & van der Meer (1978)).

O balanço de massa do traçador para o modelo da Figura 3.1 é calculado da seguinte forma:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = Q_0 C_0 + Q_2 C_2 - Q_1 C_1 \quad (3.22)$$

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = Q_1 C_1 + Q_k C_0 - Q_2 C_2 - Q C_2 \quad (3.23)$$

com as seguintes relações,

$$V_R = V_1 + V_2 + V_3 + V_d \quad (3.24)$$

$$Q = Q_k + Q_0 \quad (3.25)$$

$$Q_1 = Q_0 + Q_2 \quad (3.26)$$

onde:

- V_R : volume total do reator, m^3 ,
- V_1 : volume do leito de lodo, m^3 ,
- V_2 : volume da manta de lodo, m^3 ,
- V_3 : volume do decantador, m^3 ,
- V_d : volume da zona morta, m^3 ,
- Q : vazão total, m^3/s ,
- Q_0 : vazão de entrada no leito de lodo, m^3/s ,
- Q_1 : vazão de entrada na manta de lodo, m^3/s ,
- Q_2 : vazão de retorno ao leito de lodo, m^3/s ,
- Q_k : vazão de curto-circuito, m^3/s ,
- C_0 : concentração do traçador na entrada, kg/m^3 ,
- C_1, C_2, C_3 : concentrações do traçador nas respectivas regiões, kg/m^3 .

Com base neste modelo, **Heertjes & van der Meer (1978)** apresentaram duas novas propostas de modelos hidrodinâmicos de escoamento em

reator, através de dados obtidos em ensaios de estímulo-resposta empregando lítio (Li^+) como traçador. As propostas seguem o mesmo raciocínio do modelo anterior, necessitando calcular o balanço de massa do traçador nas respectivas sub-divisões hipotéticas feitas no reator.

A diferença entre os modelos está na ausência de zona morta. No seu lugar foi criada uma zona de transição em mistura completa, passando o reator a ser dividido em: (1) leito de lodo, (2) zona de transição entre leito e manta de lodo, (3) manta de lodo e (4) decantador.

As duas novas propostas de diagrama de fluxo, modelo I e II estão apresentadas esquematicamente nas Figuras 3.8 e 3.9.

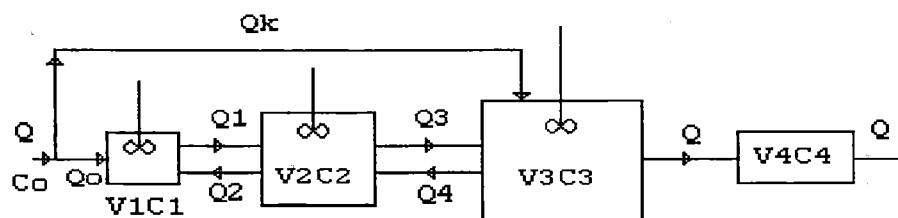


FIGURA 3.8 - Diagramas de Fluxo do Modelo I (Heertjes & van der Meer, (1978)).

O modelo II foi o que apresentou melhor ajuste aos dados experimentais. A presença de fluxo em curto-circuito distribuído nas regiões

intermediárias pode ter sido causada pela produção de gás e pela diferença da densidade entre o líquido afluyente e o lodo que compõe o leito e a manta.

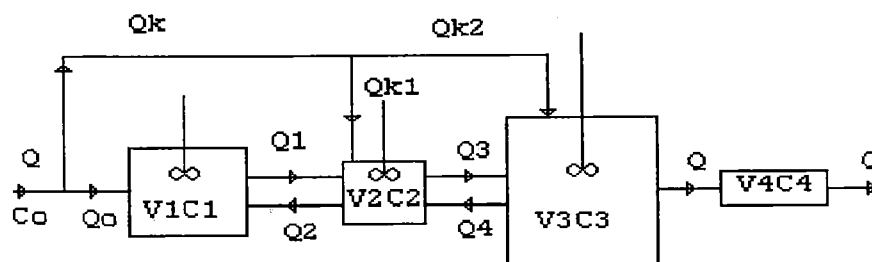


FIGURA 3.9 - Diagramas de Fluxo do Modelo II
(Heertjes & van der Meer, (1978))

Outra proposta de modelo hidrodinâmico foi apresentada por **Bolle et al (1986)**, em trabalho realizado em reator de 30 m^3 , utilizando cloreto de lítio (LiCl) como traçador. Este modelo difere do modelo proposto por **Heertjes & van der Meer (1978)**, por não considerar o fluxo de retorno entre as camadas da manta, da transição e do leito do lodo. O diagrama deste modelo está apresentado na Figura 3.10, e o equacionamento do balanço de massa deste sistema é o que segue:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = (1 - SF_1)Q(C_0 - C_1) \quad (3.27)$$

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = (1 - SF_1)QC_1 + (SF_1 - SF_2)QC_0 - (1 - SF_2)QC_2 \quad (3.28)$$

$$C|_t = (SF_2 C_0 + (1 - SF_2) C_2) \Big|_{t-\tau_{DEC}} \quad (3.29)$$

- onde,
- V_1 : volume do leito de lodo, m^3 ,
 - V_2 : volume da manta de lodo, m^3 ,
 - C : concentração do traçador na saída, kg/m^3 ,
 - C_0 : concentração inicial do traçador, kg/m^3 ,
 - C_1 : concentração do traçador no leito de lodo, kg/m^3 ,
 - C_2 : concentração do traçador na manta de lodo, kg/m^3 ,
 - SF_1 : vazão de curto-circuito para manta de lodo, m^3/s ,
 - SF_2 : Vazão de curto-circuito para sedimentador, m^3/s ,
 - t : tempo decorrido, s ,
 - τ_{sed} : tempo de detenção no sedimentador, s ,
 - Q : vazão nominal. m^3/s .

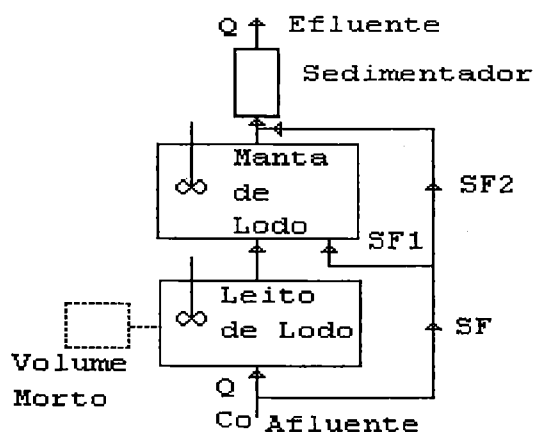


FIGURA 3.10 - Diagrama de Fluxo de um Reator UASB (Bolle et al (1986)).

Com este modelo, concluíram que a altura ideal do leito de lodo deveria ser aquela em que o fluxo de curto-circuito seja o menor possível, indicando que para velocidades ascencionais de gás entre 1,0 e 1,5 m/h a altura do leito deverá ser de 3,5 a 4,0 m.

Mais recentemente foi proposto outro arranjo de modelo para estudo de escoamento em filtros anaeróbios, por **Young & Young (1988)**, associado ao modelo de sistema ideal proposto por **Levenspiel (1974)**, composto por uma zona de entrada seguida por uma região de dispersão ideal pistonado e uma região de mistura completa ligados em série, como apresentado na Figura 3.11. A zona de entrada (A) pode ser considerada como mistura completa. A segunda porção (B) uma de pistonamento ideal com parte do volume considerado morto. A terceira porção (C) é uma região de mistura completa. E a porção (D), zona morta.

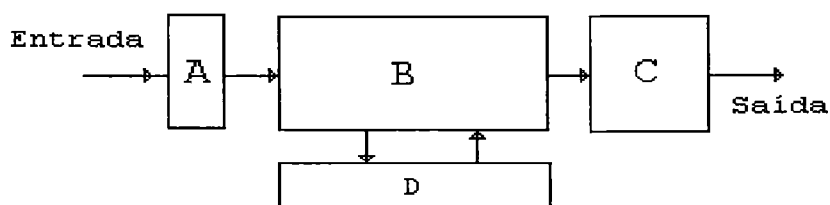


FIGURA 3.11 - Diagrama de Quatro Elementos para Modelo de Simulação de Reator. (Young & Young (1988)).

Cada região pode ser representada matematicamente pelas seguintes fórmulas:

- zona de entrada

$$C(t) = C_0 e^{-P_1 t} \quad (3.30)$$

onde: $C(t)$: concentração do traçador que deixa a zona de entrada no tempo t qualquer, kg/m^3 ,
 C_0 : concentração inicial do traçador, kg/m^3 ,
 P_1 : coeficiente,
 t : tempo decorrido após a injeção do traçador, s.

-zona pistonada

$$E(t) = e^{-D_0 t^2} \quad (3.31)$$

onde: $E(t)$: probabilidade relativa de ocorrência,
 D_0 : coeficiente de dispersão, m^2/s ,
 t : tempo decorrido após a injeção do traçador, s.

-cauda de resposta de traçador

$$E(t) = P_3 e^{-P_4(t-P_5)} \quad (3.32)$$

onde: P_3 : termo igual a zero antes do pico e 0,5 após o pico,
 P_4 : taxa de decaimento da cauda, igual a $0,007D_0$,
 P_5 : termo igual a 0,5.

-integral de convolução

$$C_S(t) = \int_0^t C_E(t')E(t - t')dt' \quad (3.33)$$

onde: $C_S(t)$: concentração de traçador que sai no tempo t , kg/m^3 ,
 $C_E(t')$: concentração que entra no tempo t' , kg/m^3 ,
 $E(t-t')$: função de distribuição dentro do recipiente.

A solução desta equação forma a base para modelação computacional da curva repostada das medições do traçador.

3.4 - Outros Modelos de Determinação do Tempo de Detenção Hidráulico

Outros autores como **Wolf & Resnick(1963)**, **Levich et al(1967)** e **Riemer et al(1980)** apresentaram outras propostas de solução para determinação de mistura e tempo de detenção hidráulico em reatores.

O modelo de **Wolf & Resnick(1963)**, por exemplo, aplica-se a reatores de mistura completa, nos quais a proposta da distribuição de tempo de residência real de um líquido num sistema pode ser representada na forma:

- para $t \geq \xi$,

$$F(t) = 1 - \exp\left[-\eta\left(\frac{t - \xi}{\theta_0}\right)\right] \quad (3.34)$$

e para $0 < t \leq \xi$,

$$F(t) = 0 \quad (3.35)$$

onde, $F(t)$: função da distribuição de tempo de residência,

t : tempo, s,

η : eficiência da mistura,

ξ : fase de estabilização do sistema, s,

θ_0 : tempo de residência médio, s.

Estas equações resultaram da análise de inúmeros modelos de escoamentos e podem incluir varias possibilidades de combinações, com problemas relacionados com zonas mortas, curto-circuitos, erros na determinação do tempo médio de residência e problemas de histerese existentes nas respostas. Os autores recomendam o uso destas equações para descrever resultados experimentais obtidos em ensaios com traçadores tanto em sistemas simples quanto em múltiplos.

Existem outras propostas de modelos de distribuição, como as apresentadas por **Levich et al (1967)**, considerando uma série de tanques de mistura completa associada a zonas de estagnação. As propostas dividem-se em aplicação a meios porosos de comprimento considerável e meios de comprimento restrito.

No caso, a equação da distribuição da dispersão, modificada para as condições da proposição formulada pelos autores, é expressa como:

$$C(L, t) = \frac{q}{\sqrt{\left(4\pi D_0 \frac{L}{u}\right)}} \exp\left[-\frac{(L - ut)^2}{4D_0 t}\right] \quad (3.36)$$

onde

$C(L, t)$: concentração no ponto, kg/m^3 ,
q	: quantidade de traçador, kg ,
D_0	: coeficiente de difusão, m^2/s ,
L	: comprimento do meio, m ,
t	: tempo, s ,
u	: velocidade do escoamento, m/s .

Esta equação é aplicável para comprimento L qualquer, a partir do ponto de origem da aplicação da quantidade q de traçador, adicionada em forma de pulso no instante t . Mas se a distância L for muito grande, por exemplo $L \gg (D_0/u)$, a dependência da concentração sobre o tempo será determinada pelo denominador do índice da exponencial. Em todos os casos, o tempo t pode ser substituído por L/u com pequenos erros. Em consequência disto, a equação da distribuição poderá ser reescrita como sendo:

$$C(L, t) = \frac{q}{\sqrt{\left(4\pi D_0 \frac{L}{u}\right)}} \exp\left[-\frac{\left(t - \frac{L}{u}\right)^2}{4D_0 \frac{L}{u^3}}\right] \quad (3.37)$$

Portanto, para grande comprimento do meio, o modelo, para mistura completa com zonas de estagnação, fornece qualitativamente os mesmos resultados.

Outro modelo interessante sobre a distribuição do tempo de residência, é o modelo de biofilme apresentado por **Riemer et al (1980)**. Este modelo sugere que o ápice da distribuição é

resultante da dispersão longitudinal no meio poroso, e a cauda, provocada pela difusão do traçador no biofilme e a soltura subsequente à passagem da corrente principal.

Para o caso, assumiu-se que o fluxo principal seja pistonado com dispersão longitudinal, mas com troca do traçador com a biomassa, por difusão através de uma área equivalente à superfície específica.

A equação diferencial básica que representa esta associação é dada por:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_1 \frac{\partial^2 C}{\partial Y^2} - \frac{Q}{A} \frac{\partial C}{\partial Y} + \frac{A_0}{A} \omega D_B \left(\frac{\partial U}{\partial X} \right)_{X=0} \quad (3.38)$$

onde,

- C : concentração do traçador, kg/m^3 ,
- t : tempo decorrido, s ,
- D_1 : coeficiente de dispersão longitudinal, m^2/s ,
- Y : profundidade dentro da camada filtrante, m ,
- Q : vazão real, m^3/s ,
- A : área de fluxo real, m^2 ,
- A_0 : área total do filtro, m^2 ,
- ω : área superficial específica do biofilme, m^2/m^3 ,
- D_B : coeficiente de difusão na biomassa, m^2/s ,
- U : concentração do traçador na biomassa, kg/m^3 ,
- X : distância dentro do biofilme, m .

Adimensionalizando a Equação 3.38 na forma:

$$\frac{\partial C_\theta}{\partial \theta} = K_1 K_4 \frac{\partial^2 C_\theta}{\partial y^2} + K_2 K_3 K_4 \left(\frac{\partial b}{\partial \xi} \right)_{\xi=0} - K_4 \frac{\partial C_\theta}{\partial y} \quad (3.39)$$

- onde,
- $C_\theta = C/C_o$: concentração normalizada,
 - $\theta = t/t_o$: tempo de retenção normalizada sem biomassa,
 - $K_1 = D_1/uL$: inverso do número de Peclet para fluxo,
 - $K_2 = LD_B/ue^2$: razão entre o tempo de detenção e o tempo característico para a difusão molecular no biofilme,
 - $K_3 = e\omega/\varepsilon$: constante geométrica,
 - $K_4 = \varepsilon_v/\varepsilon = t_o/t_h$: tempo normalizado,
 - $y = Y/L$: comprimento normalizado,
 - $b = U/C_o$: concentração normalizada no biofilme,
 - $\xi = X/e$: espessura do biofilme normalizada,
 - e : espessura do biofilme, m ,
 - ε : porosidade real,
 - ε_v : porosidade sem biomassa,
 - t_h : tempo de detenção, s ,
 - t_o : tempo de detenção sem biofilme, s .

Como existe a interrelação entre o líquido, o traçador e a biomassa, é necessário uma equação que descreva a variação da concentração do traçador na biomassa. Considerando-se apenas a difusão ao longo do eixo x , escreve-se a difusão na forma diferencial:

$$\frac{\partial U}{\partial t} = D_B \frac{\partial^2 U}{\partial X^2} \quad (3.40)$$

Esta equação pode ser normalizada com os parâmetros definidos anteriormente, tornando-se:

$$\frac{\partial b}{\partial \theta} = K_2 K_4 \frac{\partial^2 b}{\partial \xi^2} \quad (3.41)$$

Assim este modelo é descrito por um sistema composto por duas equações diferenciais de segunda ordem ligadas pela condição de que a concentração do traçador na superfície do biofilme seja a mesma do líquido.

Com isto **Riemer et al (1980)** concluíram que o modelo pode determinar o fenômeno dinâmico da difusão do traçador dentro e fora da biomassa, como sendo a maior causadora das longas caudas. O modelo determina uma família de curvas de resposta constituída de um determinado ápice, talvez uma Gaussiana, seguida por uma cauda mostrando decaimento exponencial, características estas normalmente idênticas às encontradas nas curvas experimentais.

3.5 - Propostas de Ampliação de Escala de Reatores Anaeróbios

Existem várias propostas de ampliação de escala de reatores anaeróbios, a maioria de cunho prático, extraídas de parâmetros operacionais.

Uma das primeiras propostas partiu do trabalho de **Heertjes & van der Meer (1978)**, onde sugeriam que, na ampliação de escala, um dos parâmetros fundamentais era a seção transversal

do reator, desde que tivesse altura adequada. Esta proposta partiu da experiência de ampliação de escala de um reator de bancada de 60 l para um piloto de 30 m³ e em vias de ampliar para um reator protótipo de 200 m³.

Em artigo publicado posteriormente, em 1982, **Heertjes et al (1982)**, operando o reator protótipo de 200 m³, confirmam que o aumento de volume do reator com aumento da seção transversal do mesmo não foi problemática desde que ocorra uma boa distribuição do afluente na entrada do reator. Alertam apenas à espessura de camada de lodo, que não deve ser inferior a 1,5 m devido a possibilidade da ocorrência de curto-circuito.

Assim, outras sugestões práticas foram apresentadas por **Lettinga & Hulshoff Pol (1986)**, **Souza (1986)**, **Vieira & Souza (1986)** e **Lettinga & Hulshoff Pol (1990)**. Todos surterem, além do carregamento orgânico de até 20 kg DQO aplicado/m³ reator dia, velocidades ascensionais de 0,5 m/h até 10,0 m/h dependendo da natureza do lodo utilizado no reator. As alturas também são arbitradas entre 4,0 a 6,0 m, podendo chegar a 7,0 m dependendo do lodo e da carga aplicada.

Segundo **Lettinga & Hulshoff Pol (1990)**, a natureza do resíduo a ser tratado influi nos parâmetro de projeto e operação de reatores UASB. Recomendam a taxa de carregamento superficial média diária de 3,0 m³/m².h, para resíduos solúveis e de 1,0 a 1,25 m³/m².h para os poucos solúveis. Admitem que possa haver sobrecarga temporária de 6,0 e 2,0 m³/m².h, respectivamente. Outra sugestão dos autores é

construir reatores modulares de até no máximo 400 m³ de volume, devido às vantagens de ordem operacional e econômica.

Entretanto, não se tem uma proposta definitiva para o problema de ampliação de escala em reatores anaeróbios, mas tem-se propostas interessantes sobre a questão de ampliação de escala, tal como a apresentada por **Lópes et al (1994)**, sugerindo a utilização do número de Froude como parâmetro adimensional representativo em ampliação de escala, devido ao atendimento das similaridades geométricas, cinemáticas e dinâmicas. Segundo os autores os dados comprovam que as forças de inércia e gravitacional são os parâmetros importantes no reator decanto-digestor-filtro biológico, devido às características de escoamento. Pelo conceito de similaridade, os parâmetros de controle obtidos em laboratório poderão ser extrapolados para escala real.

Portanto, não existe parâmetro único na determinação do processo de ampliação de escala em reatores anaeróbios investigado até o momento, tendo em vista as dificuldades encontradas para obter referências e pela complexidade dos parâmetros envolvidos no processo.

4 - METODOLOGIA

Neste capítulo serão descritas as condições metodológicas utilizadas nos ensaios realizados e nas discussões arroladas nos próximos capítulos.

4.1 - Descrição da Instalação Experimental

A montagem experimental está representada esquematicamente na Figura 4.1 para melhor entendimento do procedimento experimental adotado.

A realização da parte experimental deste trabalho exigiu a construção de três reatores de bancada para os ensaios de detecção de alterações das características de escoamento devido a mudança de altura, de espessura da camada de enchimento e do tempo de detenção hidráulico (**TDH**).

Estes reatores foram construídos com tubos acrílicos de diâmetro interno de 93 *mm* e alturas de 0,50, 1,00 e 2,00 *m*. Nos mesmos foram instalados dispositivos de entrada e saída com pequenas modificações, respeitando o princípio da quantidade de movimento, adequando-os aos escoamentos de cada altura.

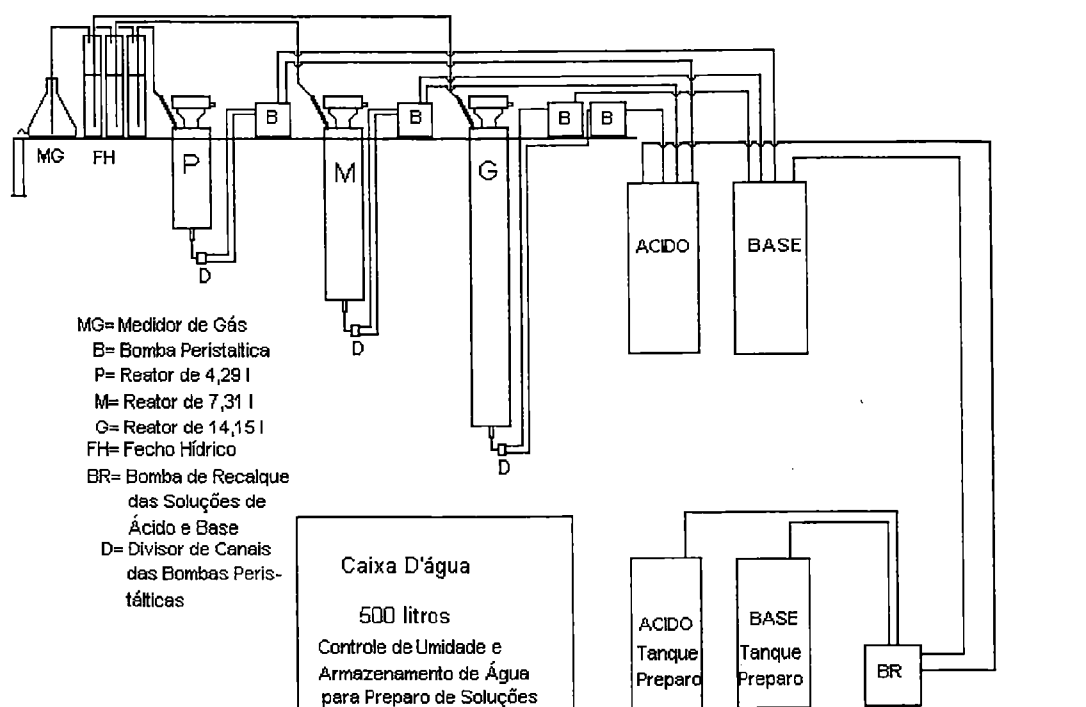


Figura 4.1 - Esquema da Instalação Experimental

Os dispositivos de entrada tinham forma de uma tampa, e foram feitos de acrílico, providos de um difusor de oito furos, em PVC, instalado no centro de cada tampa. Estes dispositivos foram acoplados aos tubos através de flanges e anéis de vedação.

Os dispositivos de saída foram construídos com folhas de latão de 1,02 mm de espessura, em forma de funil, subdivididos em três partes: zona de sedimentação, câmara de gás e separador de fases.

Os separadores de fases foram construídos em polímero a base de óleo de mamona, usinados em forma de dois cones contrapostos e foram suspensos por hastes reguláveis.

Os reatores assim construídos, conforme projeto apresentado no Anexo 1, foram identificados conforme seus tamanhos como:

- Reator **P**: o reator com altura de 0,51 m e volume de 4,29 l;
- Reator **M**: o reator com altura de 1,015 m e volume de 7,31 l; e
- Reator **G**: o reator com altura de 2,005 m e volume de 14,15 l.

As dimensões dos dispositivos de entrada e saída estão resumidas nas Tabelas 4.1 e 4.2, e os volumes e as velocidades teóricas de escoamento de cada reator encontram-se resumidos na Tabela 4.3.

TABELA 4.1 - Dimensões dos Dispositivos de Entrada

REATOR	DIÂMETRO DO DISTRIBUIDOR (mm)	DIÂMETRO DO FURO (mm)	NÚMERO DE FUROS
P	32	1,0	8
M	32	1,8	8
G	32	3,2	8

TABELA 4.2 - Dimensões dos Dispositivos de Saída

REATOR	DIÂMETRO DO FUNIL (mm)	DIÂMETRO DECANTADOR (mm)	ALTURA DECANTADOR (mm)	VOLUME DECANTADOR (ml)	DIÂMETRO SEPARADOR (mm)
P	38	97	117	650	50
M	39	97	118	651	50
G	52	96	118	683	65

TABELA 4.3 - Volumes e Velocidades Teóricas de Escoamento

REATOR	VOLUME		VELOCIDADES (m/h)		
	TOTAL (ml)	ALTURA (mm)	TDH = 2h	TDH = 4h	TDH = 6h
P	4290	510	0,26	0,13	0,09
M	7310	1015	0,51	0,26	0,17
G	14150	2005	1,03	0,51	0,34

Os reatores foram montados numa plataforma elevada, pendurados pelas flanges de fixação dos dispositivos de saída, mantendo na mesma altura, as saídas dos efluentes.

A estrutura de apoio das plataformas foi vedada com painéis de madeira compensada de 6 mm de espessura. Os painéis foram pintados e revestidos com placas de isopor de 5 mm de espessura para isolamento térmico. A vedação da estrutura transformou a parte inferior das plataformas numa câmara térmica de temperatura controlada.

Os equipamentos como bombas peristálticas, medidor de pH, termômetro eletrônico, fluorímetro, dispositivos de manutenção dos fechos hídricos e medidor de gás tipo Mariot, foram instalados na plataforma elevada, do lado externo, no mesmo nível dos dispositivos de saída dos reatores.

Dentro da câmara térmica instalaram-se os reatores, dois tanques de substratos (soluções de ácido e base) com capacidade de 40 l e em nível mais elevado, a 1,50 m do piso, caixa de armazenamento de água de 500 l, para o preparo das soluções e manutenção da umidade do ambiente, termômetro de máxima e mínima, dois aquecedores com controladores de temperatura, dois circuladores de ar para homogeneizar a temperatura da cabina, sensor de temperatura do termômetro digital e uma bomba para recalcar soluções preparadas aos tanques elevados.

4.2 - Materiais Utilizados nos Ensaios

No presente trabalho experimental procurou-se utilizar materiais adequados, de fácil manejo para simulação de ensaios hidrodinâmicos visando o estudo de ampliação de escala de reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo - Upflow Anaerobic Sludge Blanket (**UASB**) - de bancada para protótipos reais.

Para tanto necessitou-se escolher materiais que fornecessem similaridade em algumas propriedades encontradas em reatores UASB tais como viscosidade do efluente, densidade do lodo, tamanho dos grânulos e produção interna de gases, mas que permitissem trabalhar com equipamento disponível (fluorímetro Turner mod. 111) para ensaio do tipo estímulo-resposta utilizando Rodamina β como traçador.

A viscosidade do meio foi simulada utilizando-se uma solução de 1,0 g/l de álcool polivinílico, com peso molecular entre 4000 e 6000 g, adicionado ao tanque de solução de ácido nítrico de 0,18 a 0,72 mol/l.

O peso específico do lodo foi conseguido pelo gel acrílico, devido à absorção do sal nitrato de sódio, formado pela reação de bicarbonato e ácido nítrico. O ajuste do peso específico do lodo pode ser controlado na faixa desejada deixando o gel em imersão, por algumas horas, em solução salina apropriada.

Obteve-se o tamanho médio dos grânulos através de peneiramentos sucessivos do gel acrílico até a obtenção do tamanho médio desejado, aproximadamente de 3 mm de diâmetro.

4.3 - Equipamentos de Apoio Experimental

Nesta seção, serão relacionados os principais equipamentos utilizados durante os ensaios.

- Bombas Peristálticas

Utilizaram-se 4 bombas de escoamento positivo, tipo peristáltica, para alimentação dos três reatores, a saber:

- duas (02) bombas marca MAQUEL, canal simples, com capacidade de deslocamento volumétrico para até 12,0 l/h cada, utilizados para alimentar o reator G, com volume de 14,15 l.

- uma (01) bomba marca WATSON & MARLOW, modelo 504, com 4 canais, e capacidade de deslocamento volumétrico de 3,4 l/h por canal, utilizado para alimentar o reator M, com volume de 7,31 l.

- uma (01) bomba marca WATSON & MARLOW, modelo 202, com 8 canais, e capacidade de deslocamento volumétrico de 0.96 l/h por canal, utilizados para alimentar o reator P, de 4,29 l.

- Fluorímetro

Utilizou-se um fluorímetro da marca TURNER, modelo 111, equipado com lâmpada ultravioleta, GE#F4T4/BL, e filtros, primário e secundário para espectro de 546 nm e 630 nm, respectivamente. Este modelo possui seletor de intensidade de luminosidade de 1X, 3X, 10X e 30X, para detecção da concentração de traçadores fluorescentes, da ordem de microgramas por litro ($\mu\text{g/l}$)

- Medidor de pH

Utilizou-se um medidor de pH, marca TECNAL, modelo 2200, digital, faixa de medição de 0 a 14 e precisão de 0,1.

- Controlador de Temperatura

Utilizaram-se dois(02) controladores de temperatura, cada qual equipado com sensor NTC, termopar de cobre e constantã e microprocessador controlador e um sistema de aquecimento. Os controladores foram montados no Laboratório de Fenômenos de Transporte do Departamento de

Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC-USP).

- Termômetro

Utilizou-se um termômetro digital, com sensor NTC e termopar de cobre e constantã, calibrado para a faixa de temperatura de 0 a 100°C, com precisão de 0,1°C. Termômetro foi montado no Laboratório de Fenômenos de Transporte do Departamento de Hidráulica e Saneamento de EESC-USP.

4.4 - Procedimento Experimental

Inicialmente o fluorímetro foi calibrado com padrões de calibração indicados por **WILSON; COBB & KILPATRICK (1986)**, para os filtros recomendados, quais sejam, filtro primário com comprimento de onda de 546 nm e filtro secundário de 630 nm. Para os ensaios experimentais deste trabalho, foram descartadas duas aberturas, 1X e 30X, utilizando-se apenas as de 3X e 10X.

Plotaram-se os pontos obtidos nestes ensaios em um gráfico e determinaram-se as curvas de calibração do fluorímetro, conforme Figura 4.2.

O passo seguinte foi determinar a viscosidade do produto de reação das soluções de ácido e base através de um viscosímetro de esfera. Para realizar tal procedimento, determinou-se a viscosidade do líquido

centrifugado de um lodo anaeróbio (extraído do reator das Indústrias Alimentícias Hero) e da água destilada.

Após a determinação destes parâmetros, testaram-se várias soluções molares de ácidos e bases juntadas às diferentes soluções de concentração de álcool polivinílico para verificar a sensibilidade quanto às alterações de pH e variação da viscosidade.

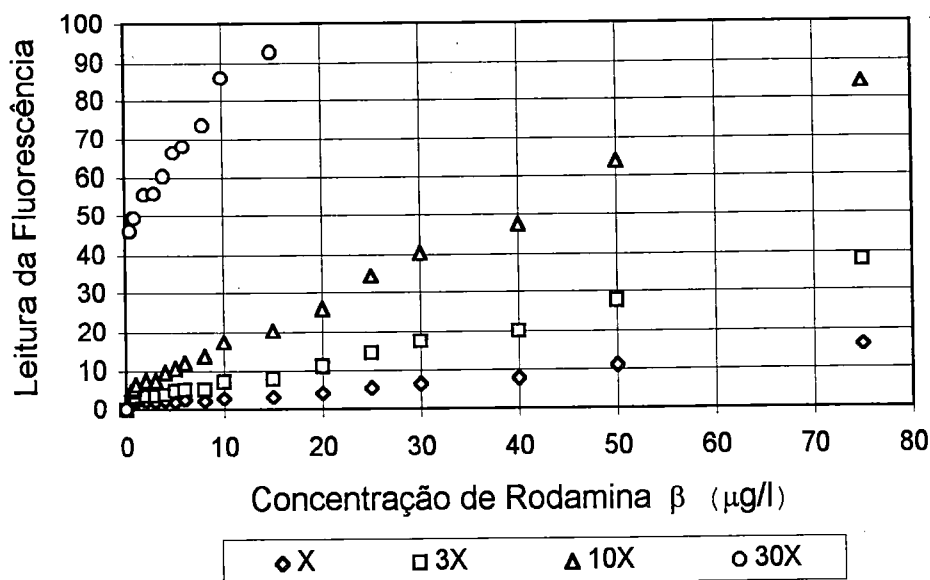


Figura 4.2 - Curvas de Calibração do Fluorímetro

Esta série de testes encontra-se resumida na Tabela 4.4 e suas curvas correspondentes na Figura 4.3. Pode-se observar que a concentração do álcool polivinílico que mais se aproxima do líquido intersticial do lodo anaeróbio situa-se na faixa de 1,0 g/l, e de uma forma geral, a viscosidade do álcool polivinílico não variou com o pH do meio.

Para simular o lodo anaeróbio, os reatores foram preenchidos até as alturas pré-estabelecidas com gel acrílico moído e peneirado com diâmetro médio de 3 mm. Este material mostrou-se um tanto sensível à variação do pH do meio, retraía-se em meio ácido e expandia-se em meio básico.

TABELA 4.4 - Concentrações Molares de Ácidos e Bases e Concentração de Álcool Polivinílico para Ensaio de Viscosidade.

CONCENTRAÇÃO		VISCOSIDADE APARENTE (mPa.s)		
ÁCIDO/BASE	Mol/l	CONCENTRAÇÃO DE ALCÓOL POLIVINÍLICO (g/l)		
		0.24	1.00	1.50
	0.00	0.739	0.739	0.739
	0.08	0.825	0.825	0.861
	0.16	0.774	0.828	0.857
	0.24	0.774	0.830	0.875
	0.32	0.775	0.840	0.870
	0.40	0.779	0.832	0.867
	0.48	0.781	0.823	0.874

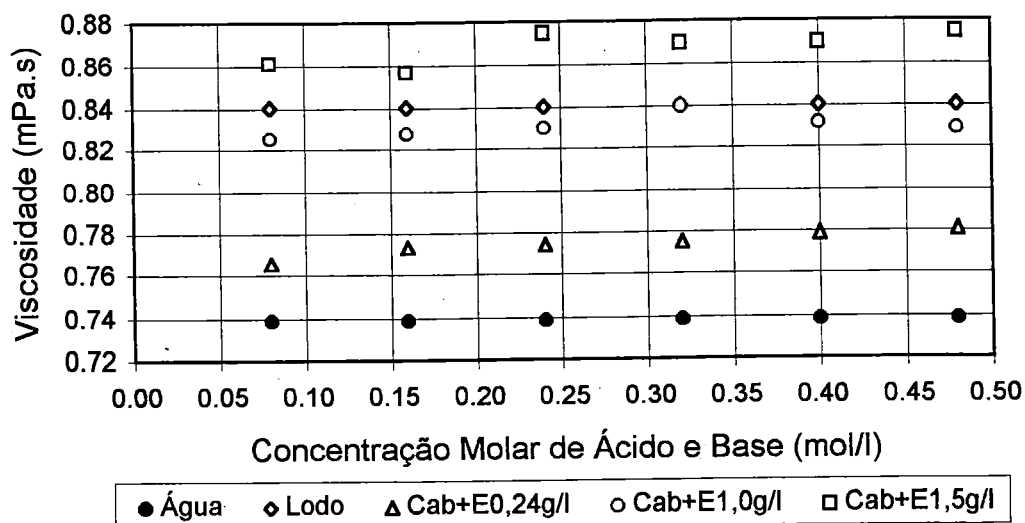
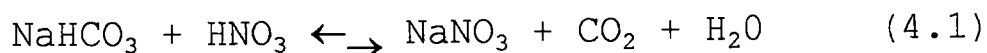


Figura 4.3 - Curvas de Ensaio de Viscosidade

Com a preocupação de reproduzir ao máximo as condições de funcionamento de um reator tipo UASB, necessitou-se criar um mecanismo que se assemelhasse à produção interna de gás. A simulação de produção de gás nos reatores experimentais foi promovida pela reação química de um ácido e de uma base, especificamente, ácido nítrico (HNO_3) e bicarbonato de sódio (NaHCO_3).

Esta reação pode ser representada de maneira bastante simplificada, fazendo-se o balanço estequiométrico da seguinte forma:



Esta reação indica que para cada mol de bicarbonato de sódio, há possibilidade de formação de 1 mol de gás carbônico (CO_2) ao final da mesma, só dependendo da solubilidade do CO_2 no meio.

Segundo **STUMM & MORGAN (1970)**, a formação de CO_2 gasoso depende muito do pH do meio. Os pesquisadores constataram faixas de pH onde predominam os principais produtos da reação entre ácido e base carbonatada na produção de CO_2 . Assim, destacam que em pH abaixo de 4, pode-se valer do equilíbrio estequiométrico dado pela Equação 4.1 na liberação de CO_2 gasoso.

Salvo algumas particularidades da reação do bicarbonato de sódio com ácido nítrico, o desprendimento de CO_2 gasoso pode ser controlado. Pois, apenas em condições específicas as moléculas de CO_2 podem ficar retidas na forma aquosa formando o ácido carbônico.

As soluções de ácidos e bases preparadas para as duas séries de ensaios (com e sem produção de gás) encontram-se apresentadas na Tabela 4.5.

TABELA 4.5 - Soluções de Ácido e Base Utilizadas nos Ensaios

ENSAIO	ÁCIDO (mol/l)	BASE (mol/l)
BAIXA PRODUÇÃO DE GÁS	0,18	0,24
COM PRODUÇÃO DE GÁS - 0,02 m ³ gás/m ³ subs.dia	0,72	0,96

Terminada a montagem dos equipamentos e preparo das soluções de ácido e base necessários, iniciaram-se os ensaios experimentais. Um dos reatores utilizado neste trabalho é apresentado esquematicamente na Figura 4.4.

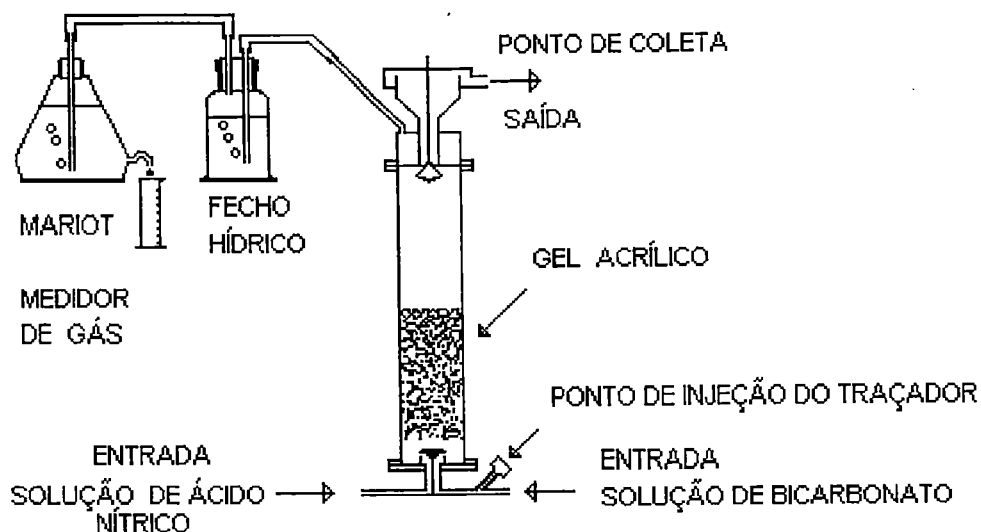


Figura 4.4 - Esquema de Funcionamento de um Reator Experimental.

Cada reator foi ligado ao seu respectivo equipamento conforme Figura 4.4, ficando assim, pronto para os ensaios experimentais.

Na sequência, calibraram-se as bombas peristálticas nas vazões necessárias para os 3 (três) tempos de detenção hidráulica (TDH) de 2,0, 4,0 e 6,0 h para os ensaios com os três reatores de fluxo ascendente utilizados.

Para atender as demandas, foram utilizadas quatro (04) bombas, das quais duas (02) eram de canal único e duas (02) de canais múltiplos, com quatro (04) e oito (08) canais, devido à capacidade restrita de deslocamento volumétrico por canal das bombas. Nas bombas multicanais foram necessários vários canais para alimentar um mesmo reator na vazão desejada.

Feito isto, elaborou-se uma rotina experimental, discriminada a seguir, adotada em todos ensaios:

- a) acionamento da bomba peristáltica regulada na vazão desejada;
- b) 30 *min* de espera para regularização da vazão e injeção de volume entre 0,8 a 3.6 *ml* de traçador (solução de Rodamina β a 500 *mg/l*), conforme altura do reator;
- c) coleta de amostras num intervalo de 5 a 15 *min* até a detecção de traços de traçador no efluente;
- d) diminuição do intervalo de tempo entre as coletas para 3 *min* até apresentar declínio da concentração de traçador no efluente;
- e) ampliação dos intervalos de tempo de coletas de 5 *min* até 1 *h*, à medida que a concentração no efluente diminuía;
- f) injeção de traçador defasados de 30 *min* a 2 *h* entre os reatores;
- g) medição do pH, da vazão do reator, do volume de gás produzido e da temperatura da cabina, nos intervalos entre as leituras das fluorescências dos efluentes.
- h) encerramento do ensaio determinado pela equiparação da fluorecência entre efluente anterior a injeção do traçador e o presente.

Esta rotina foi cumprida com todo rigor para garantir a reprodutibilidade dos ensaios em outras ocasiões.

O controle ambiental como medição da pressão barométrica, condição climática e outros não foi realizado, apenas controlou-se a temperatura interna da cabina. A temperatura externa durante o período do experimento variou de 23 a 33°C, oscilação de 10°C e internamente oscilações menores que 2°C. As condições climáticas no período foram de céu claro com pouca nebulosidade, intercalados com dias de frio e chuvas ocasionais.

4.5 - Tratamento dos Dados

O tratamento dos dados coletados foi feito com auxílio de planilha eletrônica Quattro Pro. O software foi bastante útil na determinação da média e variância de cada ensaio conforme recomendado por **Levenspiel (1974)**, na determinação do $\theta(t/t_0)$, na determinação do C_0 (C/C_0), e na confecção dos gráficos das curvas normalizadas.

A planilha eletrônica também foi uma ferramenta de auxílio na comparação e no ajuste do modelo de grande dispersão apresentada por **Levenspiel & Smith (1957)** posteriormente reescrita por **Pires & Ribeiro (1991)**.

4.6 - Dificuldades Encontradas

Numa montagem experimental, é comum encontrar dificuldades decorrente da concepção do projeto, dos equipamentos disponíveis, da mão de obra de apoio e dos materiais acessíveis, que associados à escassez de recursos financeiros, quase sempre, impõe limitações técnicas e restrições experimentais à realização de um bom trabalho.

As principais dificuldades encontradas na realização deste trabalho foram:

- a) Na montagem da instalação de apoio. A adequação dos materiais para construção da estrutura de apoio dos reatores, para serem leves, resistentes e de fácil manejo.
- b) Na construção dos reatores. Os dispositivos de saída dos reatores requereram execução cuidadosa e demorada. Os separadores de fases foram executados em polímero a base de óleo de mamona fornecido pelo Instituto de Física e Química da USP - São Carlos para minimizar os custos.
- c) Determinação da viscosidade do sobrenadante centrifugado do lodo anaeróbio. Inicialmente, tentou-se determinar a viscosidade deste sobrenadante através de um reômetro, mas devido às impurezas, não foi possível a detecção. Depois, montou-se um dispositivo hidráulico que mantinha escoamento e carga hidráulica constantes para medição da viscosidade cinemática, mas os resultados não foram satisfatórios, pois faltava controle de

temperatura. Por fim, a viscosidade foi medida através de um viscosímetro de esfera com controle de temperatura do fluido testado.

d) Escolha dos produtos de simulação. Para a viscosidade, testaram-se várias soluções preparadas com produtos encontrados no comércio local, como amido de milho, amido de batata, amido de mandioca, espessante para sorvete e CMC(carboxi-metil-celulose). Todas mostraram-se sensíveis à variação de pH, diminuindo a viscosidade à medida que o meio se acidificava, sendo assim, inadequadas. Após procura incessante, testou-se o álcool polivinílico liofilizado que apresentou comportamento satisfatório nos testes de variação de pH na viscosidade. Para simular a manta e o leito de lodo foram utilizados produtos como sagú, farinha de mandioca e outros até chegar ao gel acrílico utilizado em floricultura.

e) Manutenção da temperatura. Inicialmente pensou-se num sistema de aquecimento através de mangueiras com água aquecida enroladas ao redor dos reatores. Este sistema traria muitos inconvenientes operacionais, fazendo-se então opção pelo sistema de aquecimento por cabina térmica. A cabina vedada com painéis de madeira compensada de 6 mm de espessura, perdia muita carga térmica através dos painéis e a temperatura interna oscilava mais de 5°C. Minimizou-se estas perdas revestindo internamente com placas de isopor de 5 mm de espessura, baixando a oscilação para menos de 2°C.

5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO

Após selecionar os materiais adequados ao ensaio de simulação, investigou-se as possíveis interrelações físicas e hidrodinâmicas dos reatores anaeróbios de manta de lodo testados.

Através dos resultados de ensaios estímulo-resposta pôde-se estabelecer algumas indicações comportamentais importantes referentes à hidrodinâmica e à condição de funcionamento.

As discussões dos resultados dessas observações experimentais serão comentadas subdividindo-as em tópicos, conforme os objetivos propostos neste trabalho.

As análises foram realizadas levando em consideração o tempo de detenção hidráulico (**TDH**) adimensionalizado (t/t_0), sendo o tempo t_0 , o quociente entre o volume total do reator e a vazão nominal de saída do reator.

$$t_0 = \frac{V_t}{Q}$$

A discussão quanto ao comportamento dos reatores considerando a porosidade do meio, será abordada no decorrer deste capítulo.

5.1 - Variação da Altura dos Reatores

Para investigar a influência deste parâmetro na hidrodinâmica de reatores de fluxo ascendente de manta de lodo, foram ensaiados simultaneamente três reatores: pequeno(**P**), de 4,29l, médio(**M**), de 7,31l e grande(**G**) de 14,15l. A espessura da manta foi pré-estabelecida em 30, 50 e 70% da altura do reator e para cada espessura utilizaram-se tempos de detenção hidráulico(**TDH**) de 2,0, 4,0 e 6,0h.

As Figuras 5.1, 5.2 e 5.3 apresentam as curvas de resposta dos ensaios cujos dados encontram-se nas Tabelas 5.1, 5.2 e 5.3, realizados com reatores **P**, **M** e **G**, espessura da manta de 30% e **TDH** de 2,0, 4,0 e 6,0h, respectivamente. Analisando-se esses resultados observa-se que, à medida que aumenta o **TDH**, a altura do reator passa a influir nas respostas do traçador.

Com **TDH** de 2,0h, os picos máximos dos três reatores aconteceram entre t/t_0 de 0,78 a 1,00, mostrando que o tempo médio de residência do líquido é bem próximo ao tempo médio de operação dos mesmos. Mas quando aumentado para 4,0h, apesar dos picos de máximos permanecerem próximos entre si, **TDH** de 0,66 a 0,73, houve um deslocamento dos mesmos em relação ao t/t_0 de 1,00. Com o **TDH** 6,0h houve um espalhamento, com os picos ocorrendo em diferentes t/t_0 : o reator **P** atingiu o máximo em 0,375, o reator **M**, em 0,580 e o reator **G** em 0,840. Esses dados mostram que a altura dos reatores, nessa proporção de enchimento, provoca alterações no comportamento hidráulico.

TABELA 5.1 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 2,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH	TDH	Pico max. (t/to)	Re
				teor. (h)	exp. (h)		
RG32	7012	1,031	0,203	2,02	2,05	0,785	35
RM32	3587	0,530	0,175	2,04	1,79	1,022	18
RP32	2155	0,317	0,383	1,99	2,08	0,823	11

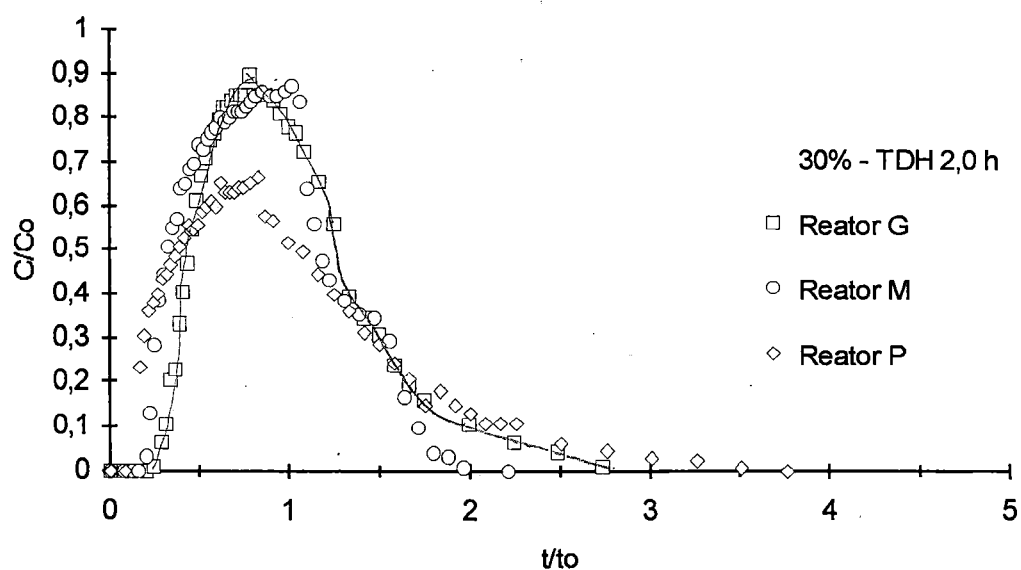


Figura 5.1 - Curvas de Resposta para Ensaios com Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 2,0h.

TABELA 5.2 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 4,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico max. (t/to)	Re
RG34	3350	0,492	0,237	4,22	4,65	0,724	17
RM34	1801	0,266	0,240	4,06	3,88	0,702	9
RP34	1060	0,156	0,279	4,05	4,32	0,663	5

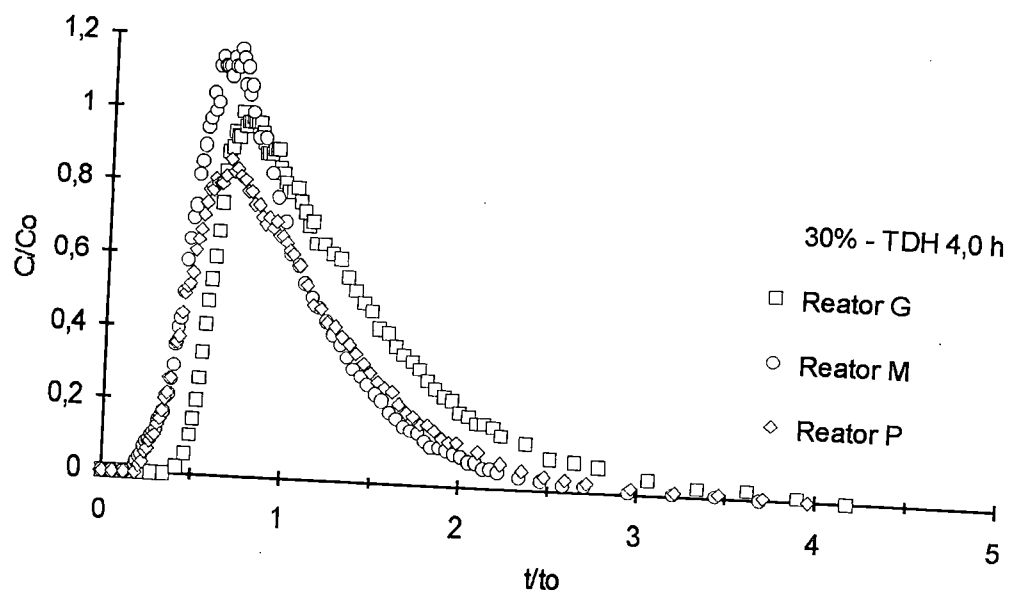


Figura 5.2 - Curvas de Resposta para Ensaios com Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 4,0h.

TABELA 5.3 - Dados dos Ensaiois com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 6,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico max. (t/to)	Re
RG36	2279	0,335	0,310	6,21	7,21	0,837	12
RM36	1206	0,176	0,306	6,06	5,53	0,580	6
RP36	704	0,103	0,494	6,10	5,35	0,372	4

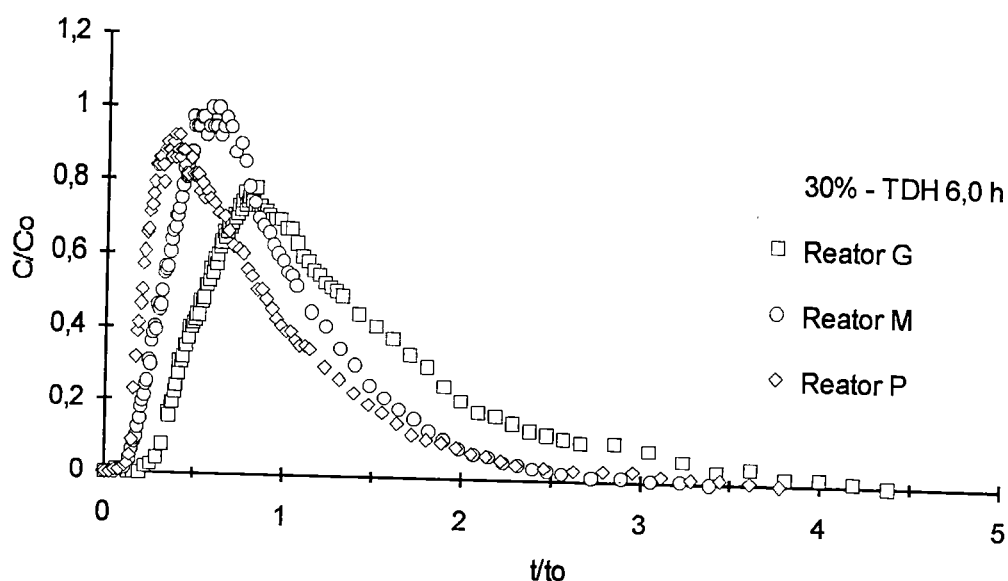


Figura 5.3 - Curvas de Resposta para Ensaiois com Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 6,0h.

$$\uparrow \text{TDH} \Rightarrow \frac{V}{Q} = \frac{L}{uLs}$$

$$Q = V \cdot A$$

62

O aumento do **TDH** implica na diminuição da vazão afluyente dos reatores e, conseqüentemente, menor velocidade de escoamento. Em decorrência disto, nota-se o aumento da cauda nos sinais de resposta obtidos. O parâmetro $2D/uL$ cresce à medida que aumenta o **TDH**, um indicativo de que o grau de mistura está aumentando. Esses valores podem ser verificados na Tabela 5.1, 5.2 e 5.3.

Segundo **Levenspiel (1974)**, o termo D/uL determina a forma da curva resposta, pois quando este termo tende a zero (0), o reator terá escoamento pistonado ("plug-flow" ideal) e quando tende a infinito (∞) o reator terá escoamento em mistura completa ideal.

$$\frac{D}{uL} = 0 \text{ (PF)}$$
$$= \infty \text{ (MC)}$$

Portanto, o resultado obtido nesta série de ensaios leva a concluir que existe uma tendência de comportamento característico no escoamento hidrodinâmico dos reatores testados. Isto é, quanto maior o **TDH**, maior será a probabilidade de ter escoamento em mistura completa, na configuração dos dispositivos de entrada e saída adotada nos reatores.

Em outra série de ensaios, desta vez aumentando a espessura da manta de 30 para 50%, os resultados obtidos foram mais equilibrados em relação à série anterior. Notam-se algumas diferenças quando observadas as Tabelas 5.4, 5.5 e 5.6 e confirmadas pelas Figuras 5.4, 5.5 e 5.6. Em todos **TDHs**, as curvas apresentam comportamentos semelhantes com características de escoamento pistonado, salvo perturbações detectadas na Figura 5.4.

TABELA 5.4 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 50% e **TDH** de 2,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico max. (t/to)	Re
RG52	7049	1,036	0,139	2,01	2,25	1,009	36
RM52	3661	0,541	0,148	2,00	2,51	0,977	19
RP52	2059	0,302	0,228	2,08	2,48	0,824	10

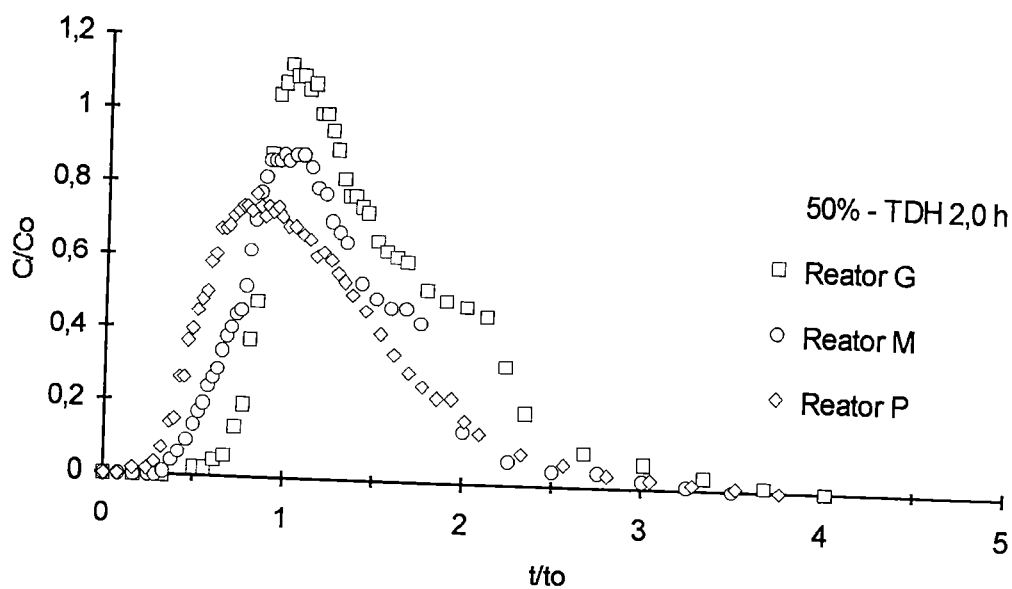


Figura 5.4 - Curvas de Resposta para Ensaios com Espessura de Manta de 50% e **TDH** de 2,0h.

TABELA 5.5 - Dados dos Ensaiois com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 50% e **TDH** de 4,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH	TDH	Pico max. (t/to)	Re
				teor. (h)	exp. (h)		
RG54	3519	0,517	0,169	4,02	4,78	0,777	18
RM54	1755	0,259	0,155	4,17	4,52	0,852	9
RP54	1084	0,159	0,239	3,96	4,57	0,712	6

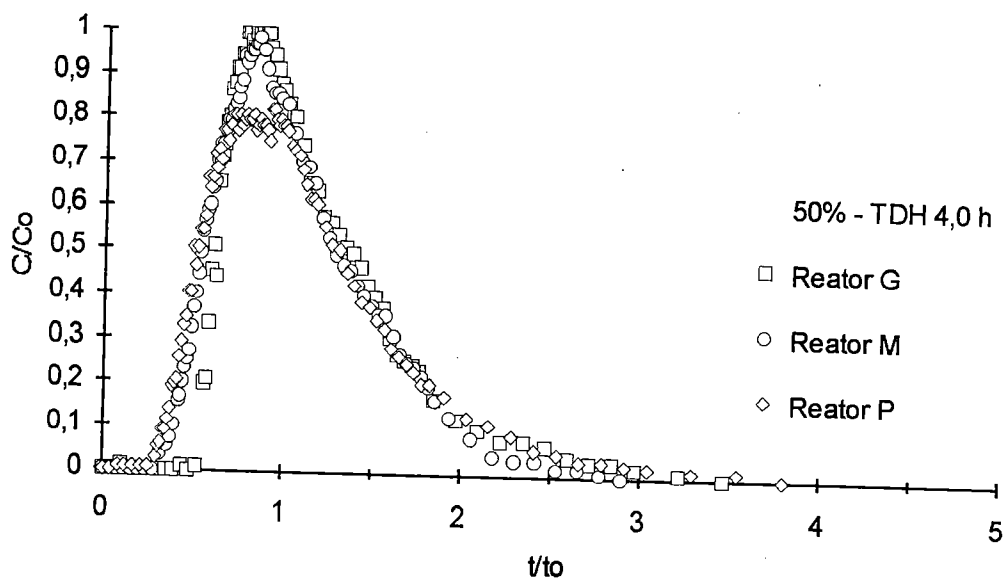


Figura 5.5 - Curvas de Resposta para Ensaiois com Espessura de Manta de 50% e **TDH** de 4,0h.

TABELA 5.6 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 50% e **TDH** de 6,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico max. (t/to)	Re
RG56	2321	0,341	0,191	6,10	6,54	0,864	12
RM56	1216	0,180	0,230	6,01	6,58	0,790	6
RP56	711	0,104	0,332	6,04	7,54	0,787	4

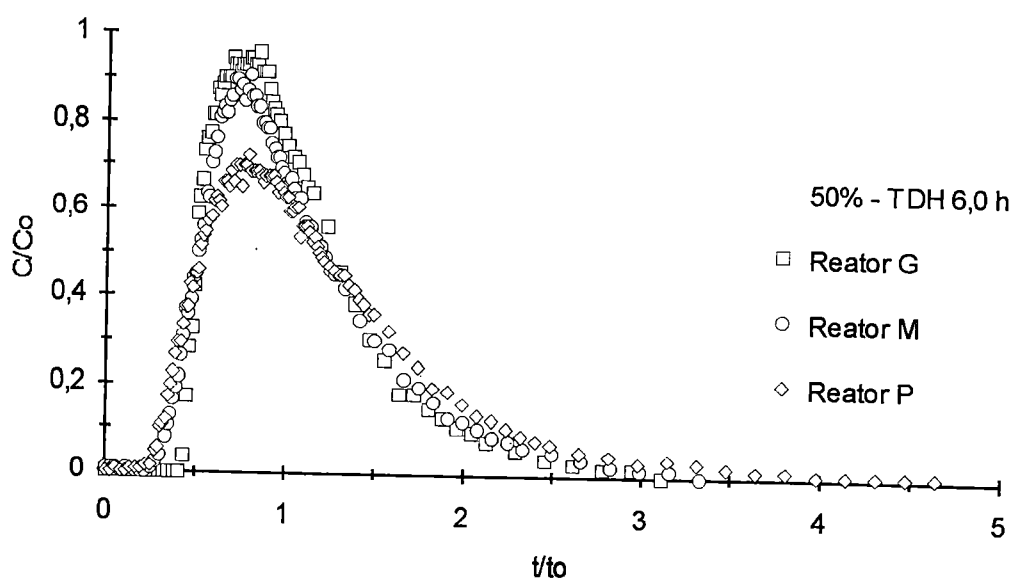


Figura 5.6 - Curvas de Resposta para Ensaios com Espessura de Manta de 50% e **TDH** de 6,0h.

Com espessura da manta em 50%, os reatores funcionaram mais estáveis, apresentando curvas respostas semelhantes em todos **TDHs**, tendo praticamente os mesmos aspectos, com leve tendência de deslocamento dos picos das curvas para a esquerda.

Entretanto, existe variação facilmente detectada, como a diferença da magnitude dos picos no reator **P**, sempre menor em relação aos demais, provando que ocorre mais dispersão, pois seu número de dispersão **R** é sempre maior se comparado com os outros reatores.

Estes resultados podem induzir a concluir que a altura física do reator pouco influi no comportamento hidrodinâmico, sendo mais importante a espessura da manta de lodo dos reatores, principalmente quando o **TDH** for maior que 4,0h.

Na última série de ensaios, para enchimento de 70% e **TDH** de 2,0h, houve arraste de grande quantidade de gel, de todos reatores, o que impossibilitou a realização dos ensaios. Estes foram descartados e em seus lugares foram realizados ensaios com **TDH** de 4,0h para verificar a consistência e a reprodutividade dos resultados. Nos ensaios com **TDH** de 4,0 e 6,0h, aparentemente a altura dos reatores não interferiu no comportamento hidrodinâmico, como podem ser observados nas Figuras 5.7, 5.8 e 5.9 e nas Tabelas 5.7, 5.8 e 5.9.

TABELA 5.7 - Dados dos Ensaiois com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 4,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH	TDH	Pico max. (t/to)	Re
				teor. (h)	exp. (h)		
RG74	3392	0,499	0,040	4,17	5,10	1,055	17
RM74	1742	0,257	0,065	4,20	3,87	0,874	9
RP74	1060	0,156	0,102	4,05	3,97	0,865	5

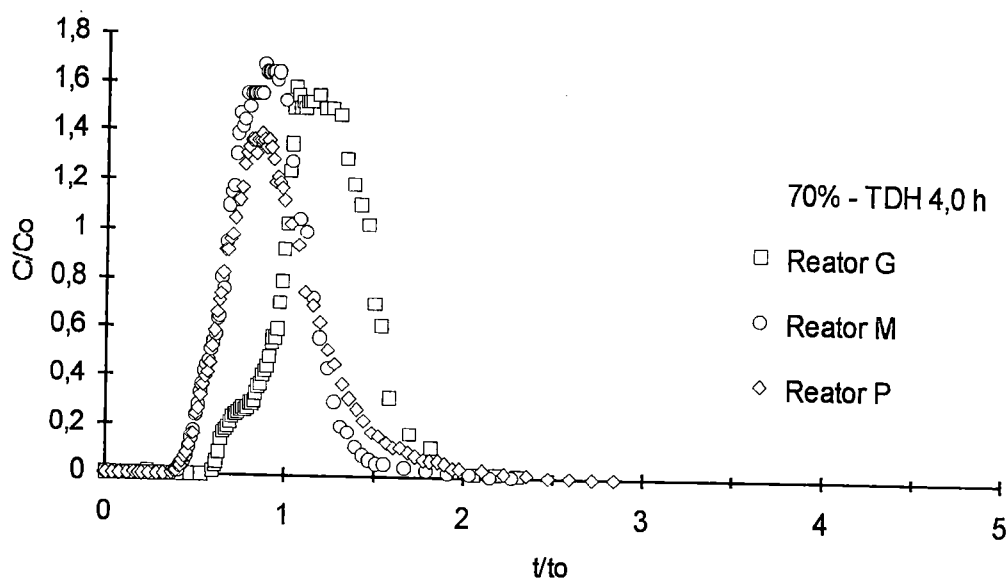


Figura 5.7 - Curvas de Resposta para Ensaiois com Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 4,0h.

TABELA 5.8 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 4,0h(Réplica).

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH	TDH	Pico max. (t/to)	Re
				teor. (h)	exp. (h)		
RG742	3372	0,496	0,057	4,20	4,64	1,033	17
RM742	1796	0,265	0,096	4,07	4,43	0,913	9
EP742	1088	0,160	0,279	3,94	4,24	0,825	5

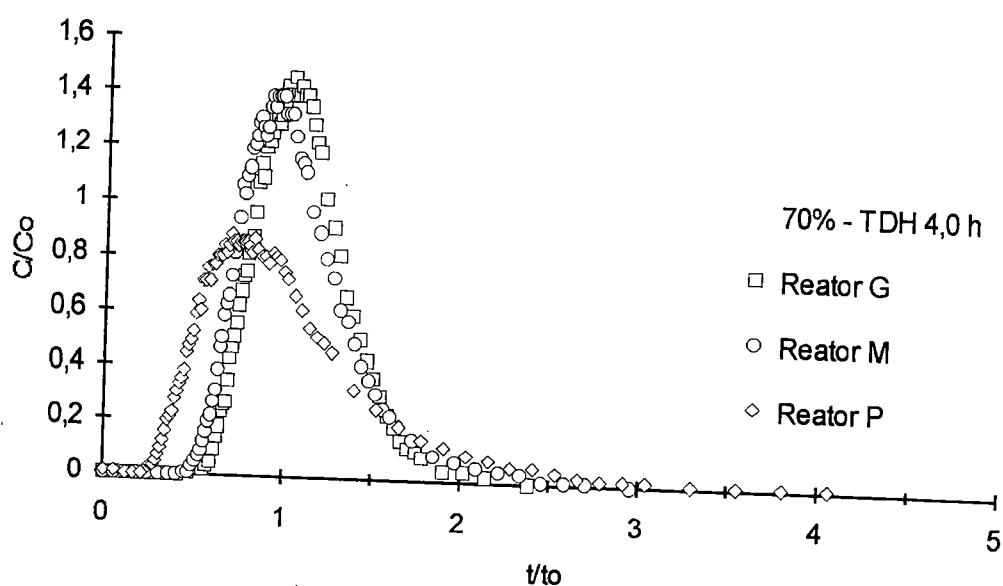


Figura 5.8 - Curvas de Resposta para Ensaios com Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 4,0h(Réplica).

TABELA 5.9 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 6,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico max. (t/to)	Re
RG76	2204	0,324	0,081	6,42	7,65	1,088	11
RM76	1209	0,179	0,149	6,05	6,50	1,020	6
RP76	708	0,104	0,298	6,06	8,60	0,842	4

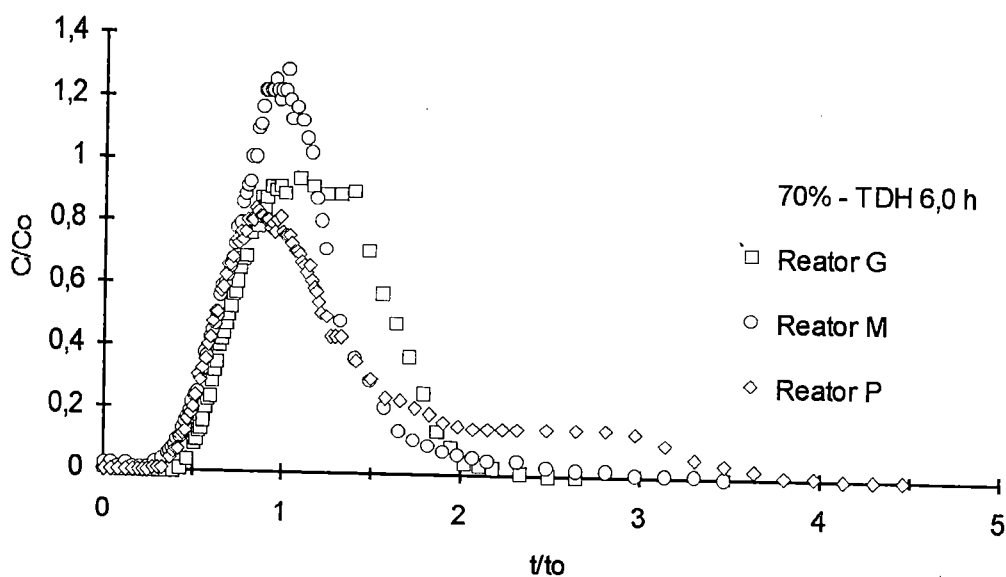


Figura 5.9 - Curvas de Resposta para Ensaios com Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 6,0h.

Evidentemente existem diferenças em menor grau nestas condições do que nas anteriores, pois maior espessura de manta pode garantir escoamento mais uniforme e pistonado, como nas colunas de equipamentos cromatográficos. Por outro lado, não há como afirmar que em outros **TDHs**, maiores que os testados, não se repita o observado nos ensaios com espessura de manta de 30%.

Mesmo com condições favorecidas, o reator **P** apresenta diferença em relação aos demais, motivada pelo mesmo problema mencionado na série anterior, maior dispersão do traçador. Pois o número de dispersão **R** é aproximadamente 2,5 vezes maior que outros dois reatores. Assim as curvas resposta são mais achatadas e os picos defasados para a esquerda.

De maneira geral, analisando os resultados dos 27 ensaios realizados, pode-se concluir em relação à altura dos reatores que: a) os reatores **M** e **G** comportaram-se como reatores de escoamento pistonado em todos ensaios, independentemente da espessura da manta e dos **TDHs** testados; b) o reator **P** mostrou-se suscetível às alterações de espessura de manta e de **TDH**; c) a altura influi no comportamento hidrodinâmico em manta com espessura de 30% e **TDH** de 6.0h ou mais e d) quanto maior a relação altura/diâmetro maior é a tendência do reator ser pistonado, independentemente da espessura da manta de recheio.

5.2 - Variação da Espessura da Camada de Enchimento.

Na análise anterior, a altura do reator exerce influência em determinadas situações, principalmente com relação à espessura da camada de enchimento. Para comprovar este fato, procurou-se fazer análises comparativas entre reatores quanto à mudança da espessura de enchimento nos diversos **TDH** em que cada reator foi submetido.

Então, para analisar as reações de cada reator quanto a esta variação, agrupou-se as curvas respostas obtidas em cada **TDH** numa figura para melhor visualização. Para cada figura acompanha a tabela de dados correspondente.

Analisando primeiramente o reator **G**, observa-se nas Figuras 5.10, 5.11 e 5.12 e nas Tabelas 5.10, 5.11 e 5.12, que a maior espessura favorece o pistonamento do fluxo, pois os ensaios com **TDHs** de 4,0 e 6,0h e camada de enchimento de 70%, tem o pico máximo em t/t_0 próximo de 1. O mesmo acontece com o ensaio com **TDH** de 2,0h e camada de 50%.

Na Figura 5.11, pode-se notar que com **TDH** de 4,0h, o reator **G** comportou-se da mesma forma nos ensaios com enchimento de 30 e 50%, mas defasados em relação aos ensaios com 70%. Isto se deve a diferença no número de dispersão **R** entre os ensaios. No ensaio com **TDH** de 6,0h, Figura 5.12, um melhor controle de operação dos reatores permitiria registrar comportamento equivalente entre os ensaios.

Entretanto, nota-se nas figuras, que a espessura da manta exerce influência no comportamento hidrodinâmico do reator **G** de forma nítida.

TABELA 5.10 - Dados do Ensaio com Reator **G** e **TDH** 2,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico max. (t/to)	Re
RG32	7012	1,031	0,203	2,02	2,05	0,785	35
RG52	7049	1,036	0,139	2,01	2,25	1,009	36

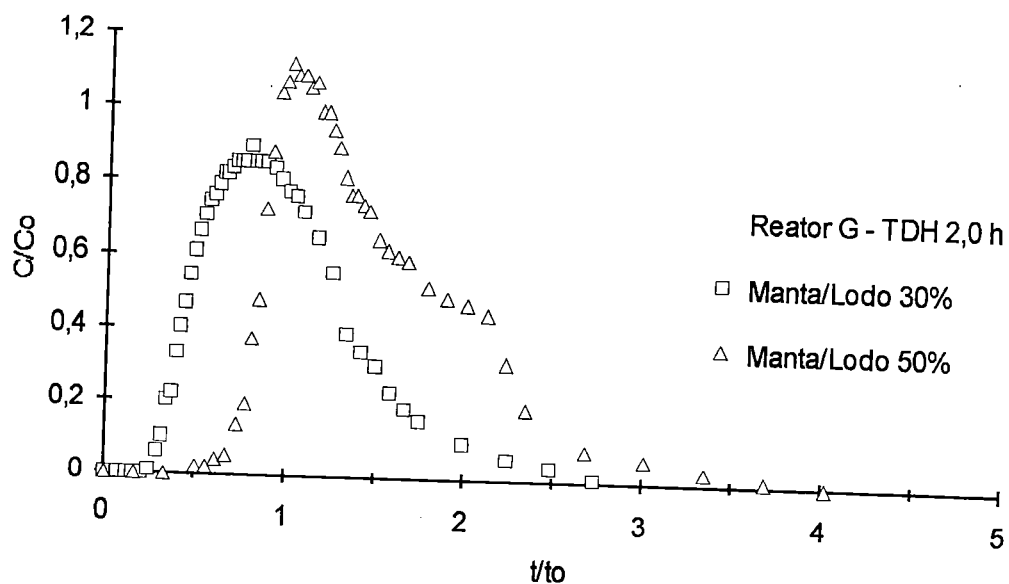


Figura 5.10 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **G** e **TDH** de 2,0h.

TABELA 5.11 - Dados do Ensaio com Reator **G** e **TDH** de 4,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH	TDH	Pico max. (t/to)	Re
				teor. (h)	exp. (h)		
RG34	3350	0,492	0,237	4,22	4,65	0,724	17
RG54	3519	0,517	0,169	4,02	4,78	0,777	18
RG74	3392	0,499	0,040	4,17	5,10	1,055	17
RG742	3372	0,496	0,057	4,20	4,64	1,033	17

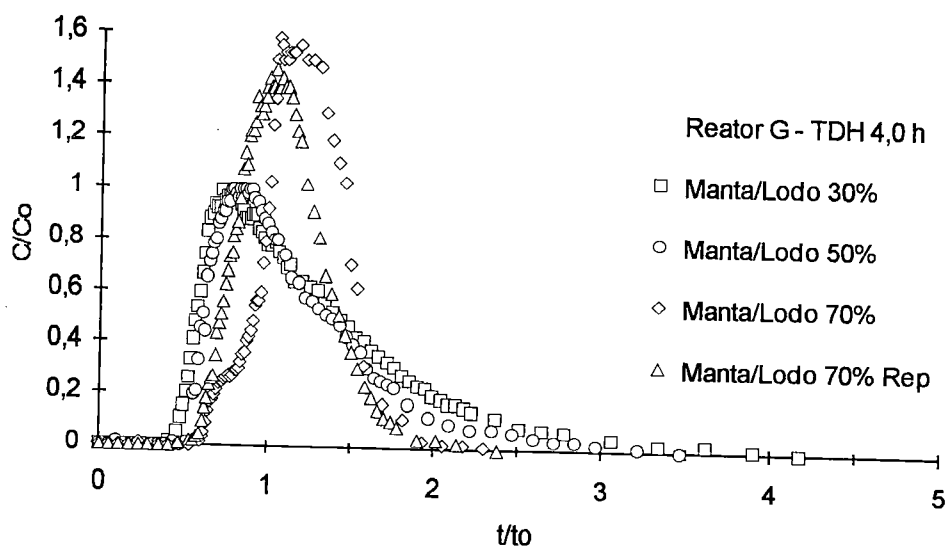


Figura 5.11 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **G** e **TDH** de 4,0h.

TABELA 5.12 - Dados do Ensaio com Reator **G** e **TDH** de 6,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico max. (t/to)	Re
RG36	2279	0,335	0,310	6,21	7,21	0,837	12
RG56	2321	0,341	0,191	6,10	6,54	0,846	12
RG76	2204	0,324	0,081	6,42	7,65	1,088	11

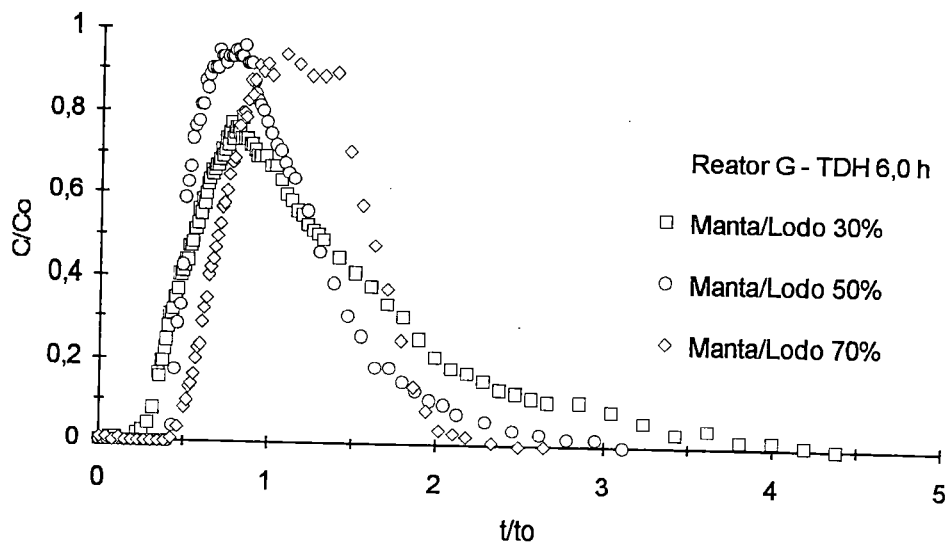


Figura 5.12 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **G** e **TDH** de 6,0h.

O reator **M** tem comportamento diferenciado em relação ao reator **G**, pois à medida que aumentou o **TDH** de 2,0 para 6,0h, a camada de enchimento passou ter papel preponderante no comportamento hidrodinâmico. Observou-se que quanto menor a espessura do enchimento maior foi a dispersão do traçador no meio, o que é

comprovado pelos ensaios com espessura de 30 e 50%, nas Figuras 5.13, 5.14 e 5.15, juntamente com os dados das Tabelas 5.13, 5.14 e 5.15.

TABELA 5.13 - Dados do Ensaio com Reator **M** e **TDH** de 2,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH	TDH	Pico max. (t/to)	Re
				teor. (h)	exp. (h)		
RM32	3587	0,530	0,175	2,04	1,79	1,022	18
RM52	3661	0,541	0,148	2,00	2,51	0,977	19

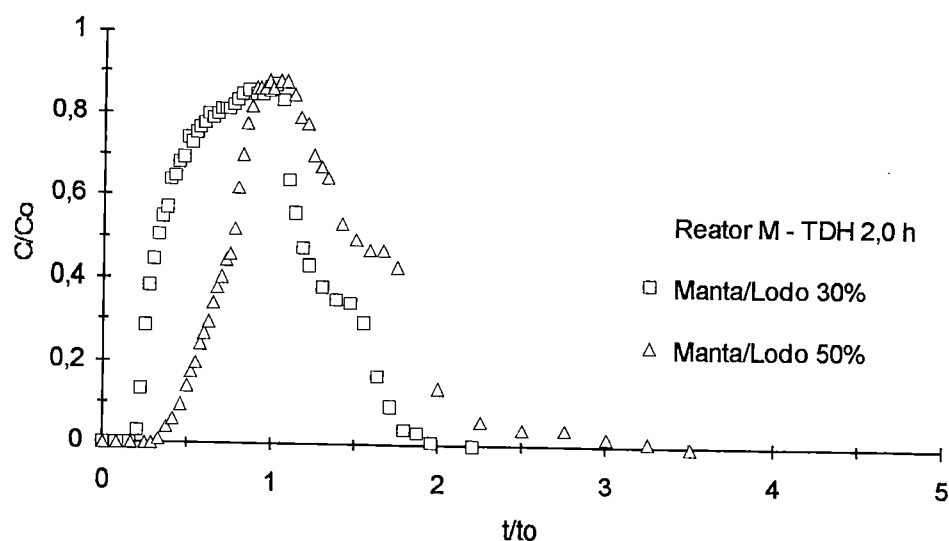


Figura 5.13 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **M** e **TDH** de 2,0h.

TABELA 5.14 - Dados do Ensaio com Reator **M** e **TDH** de 4,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico max. (t/to)	Re
RM34	1801	0,266	0,240	4,06	3,88	0,702	9
RM54	1755	0,259	0,155	4,17	4,52	0,852	9
RM74	1742	0,257	0,065	4,20	3,85	0,874	9
RM742	1796	0,265	0,096	4,07	4,43	0,913	9

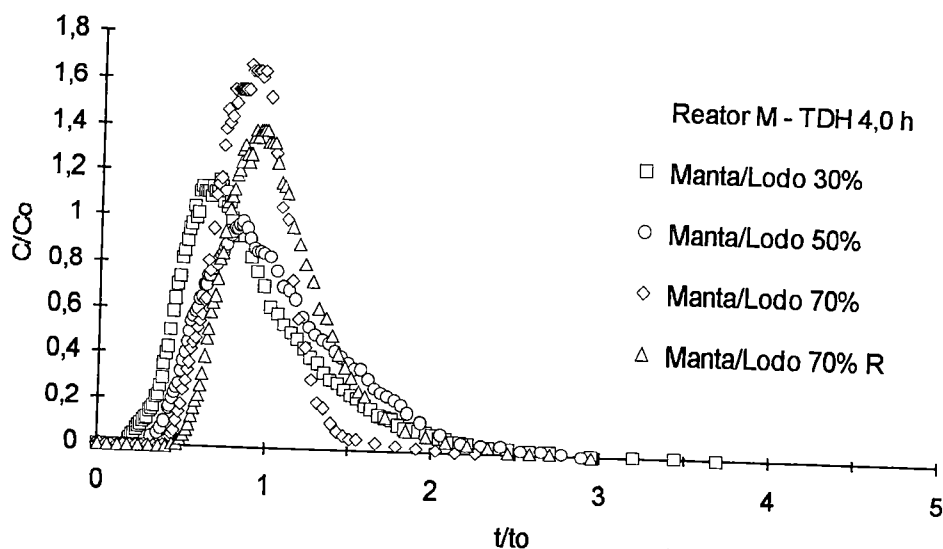


Figura 5.14 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **M** e **TDH** de 4,0h.

TABELA 5.15 - Dados do Ensaio com Reator **M** e **TDH** de 6,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH	TDH	Pico max. (t/to)	Re
				teor. (h)	exp. (h)		
RM36	1206	0,178	0,306	6,06	5,53	0,580	6
RM56	1216	0,180	0,230	6,01	6,58	0,790	6
RM76	1209	0,179	0,149	6,05	6,50	1,026	6

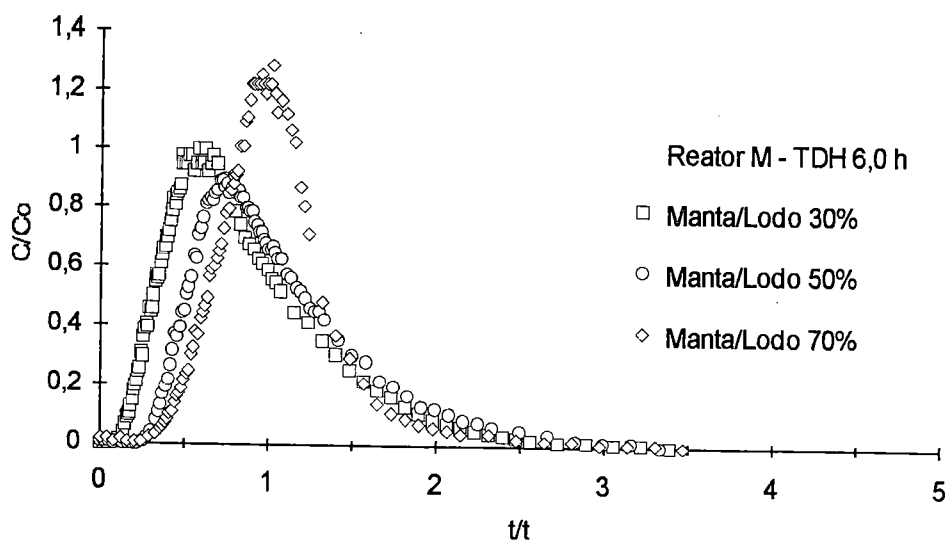


Figura 5.15 - Curvas Respostas para Ensaios com Reator **M** e **TDH** de 6,0h.

No entanto, o ensaio de **TDH** de 2,0h, apresenta uma resposta diferenciada em relação aos outros ensaios, pois mostra uma curvatura incomum ao comportamento usual. Este comportamento pode ser devido ao deslocamento da camada da manta ou provocado pelo desprendimento

de bolha de ar retido nas mangueiras de entrada que permitiram a passagem do traçador.

O reator **M** mostrou-se mais suscetível a variação da espessura da manta de enchimento e a mudança de **TDH**. Pois com espessura de 70% tem comportamento de reator pistonado, mas a medida que diminui a espessura e aumenta o **TDH**, passa a ter comportamento de reator de mistura.

O reator **P** apresentou comportamento semelhante ao reator **M**, que nos ensaios de menor espessura foi o reator que mais se aproximou de um reator de mistura completa. Nesta série de ensaios, pode-se notar que a espessura da camada de enchimento tem papel fundamental na manutenção do fluxo de escoamento independente do **TDH**. Pode-se observar este comportamento nas Figuras 5.16, 5.17 e 5.18 juntamente com as Tabelas 5.16, 5.17 e 5.18.

Nos ensaios de **TDH** de 4,0h, as curvas respostas de 3 ensaios estão bem próximas indicando que o reator tem comportamento assemelhado com este tempo de detenção. Coincidentemente os reatores foram projetados para serem operados com este **TDH**. O número de dispersão **R** para os 3 ensaios são próximos, os **TDHs** teóricos e experimentais são assemelhados, tornando as curvas respostas coincidentes.

Como comentado anteriormente, o aumento do **TDH** para 6,0h e a diminuição da espessura da manta para 30%, torna este reator bastante suscetível, passando a ter escoamento mais para mistura completa do que para pistonado. No entanto, com o aumento da espessura da manta

para 50 ou 70%, este passa a ter comportamento de reator com escoamento pistonado. Este comportamento sensível requer cautela na hora de adotar **TDH** e espessura da manta para operacionalizar um reator.

TABELA 5.16 - Dados do Ensaio com Reator **P** e **TDH** de 2,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico max. (t/to)	Re
RP32	2155	0,317	0,383	1,99	2,08	0,823	11
RP52	2059	0,302	0,228	2,08	2,48	0,824	10

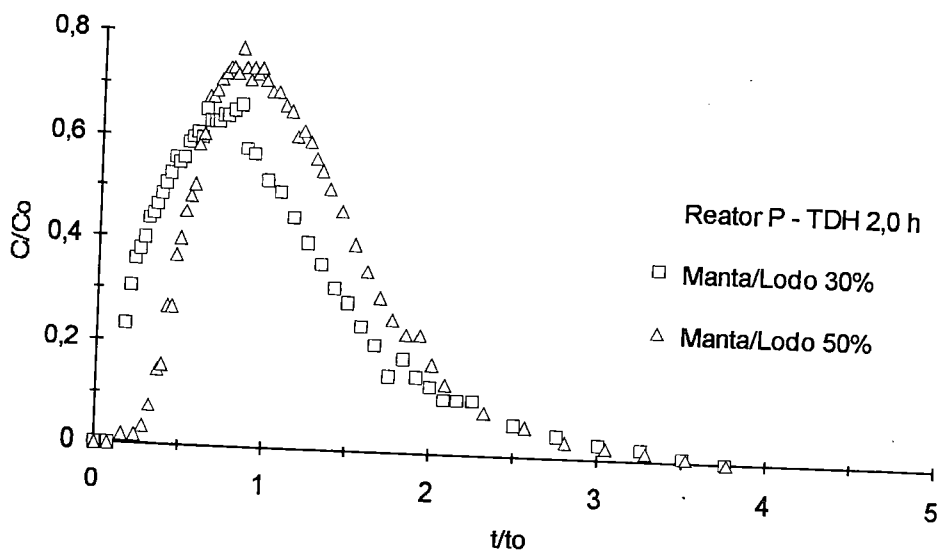


Figura 5.16 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **P** e **TDH** de 2,0h.

TABELA 5.17 - Dados do Ensaio com Reator **P** e **TDH** de 4,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico max. (t/to)	Re
RP34	1060	0,156	0,279	4,05	4,32	0,663	5
RP54	1084	0,159	0,239	3,96	4,57	0,712	6
RP74	1060	0,156	0,102	4,05	3,97	0,865	5
RP742	1088	0,160	0,279	3,94	4,29	0,825	5

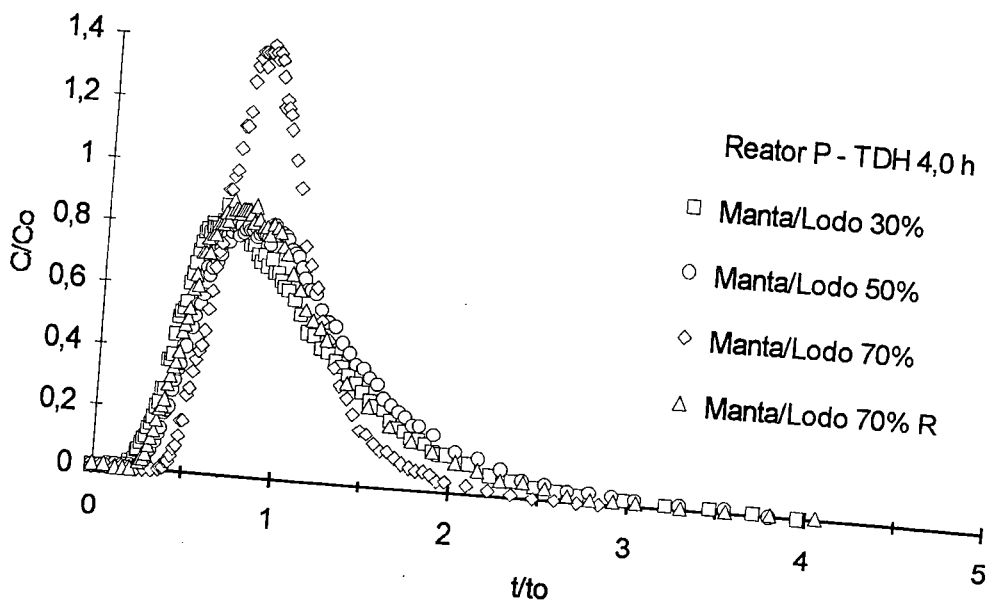


Figura 5.17 - Curvas Respostas para Ensaios com Reator **P** e **TDH** de 4,0h.

TABELA 5.18 - Dados do Ensaio com Reator **P** e TDH de 6,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Vel. (m/h)	R 2D/uL	TDH	TDH	Pico max. (t/to)	Re
				teor. (h)	exp. (h)		
RP36	704	0,103	0,494	6,10	5,35	0.372	4
RP56	711	0,104	0,332	6,04	7,54	0,787	4
RP76	708	0,104	0,298	6,06	8,60	0,842	4

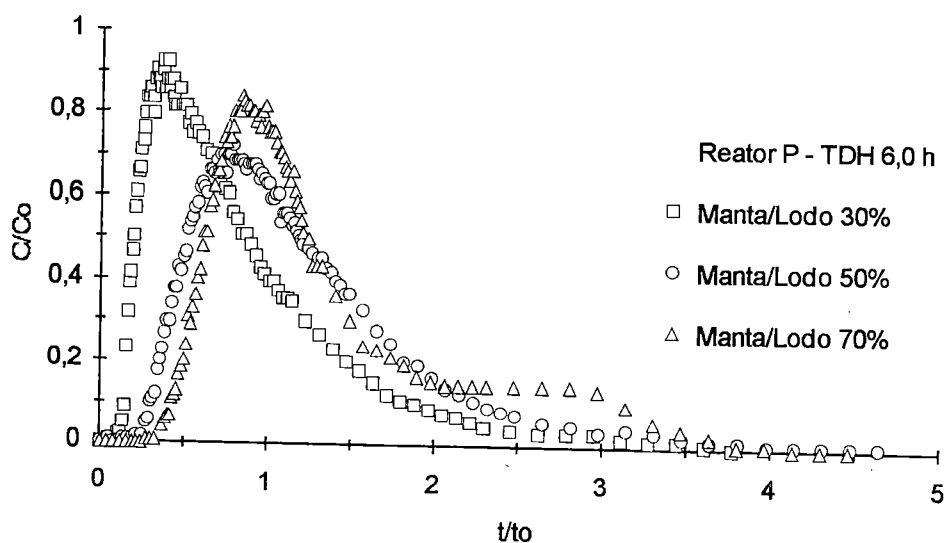


Figura 5.18 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **P** e TDH de 6,0h.

Analisando a variação da espessura da manta de enchimento nos 27 ensaios realizados, nota-se a importância deste elemento no comportamento hidrodinâmico de reatores, pois exerce influência em todos, de forma significativa. Em alguns casos, alterando muito o comportamento do escoamento interno do fluido, passando do fluxo pistonado para fluxo em mistura completa.

Portanto, pode-se concluir que: a) no reator **G**, a espessura tem pouca influência no

comportamento hidrodinâmico do reator; b) no reator **M** a suscetibilidade deste reator à mudança de espessura pode ser notada com mais clareza, mas ainda não se fazem notar mudanças significativas no comportamento do fluxo; c) o reator **P** sofre influência bastante significativa no comportamento hidrodinâmico, pois passa de fluxo pistonado para fluxo de mistura completa.

5.3 - Efeito da Variação do TDH

Nos dois tópicos anteriores, foram analisadas as interrelações da altura e da espessura da manta de enchimento. Em ambos os casos, verificou-se que o **TDH** tem papel importante no desempenho do reator.

Analisa-se agora individualmente cada espessura de manta de cada reator, em relação aos **TDHs** submetidos. Observando as Figuras 5.19, 5.20 e 5.21, ensaios realizados com o reator **G**, nos **TDHs** de 2,0, 4,0 e 6,0h, nota-se o aumento do pico de concentração do traçador à medida que aumenta a espessura do enchimento, o que mostra tendência nítida de pistonamento do fluxo através do reator neste mesmo sentido.

O **TDH** não afeta o comportamento hidrodinâmico do reator **G** de um modo geral, mas a espessura da manta sim, tornando-o mais pistonado. Porém, existe uma limitação operacional em **TDH** curto, pois sempre existe a probabilidade de ocorrer o arraste do material particulado que compõe o leito e a manta de lodo.

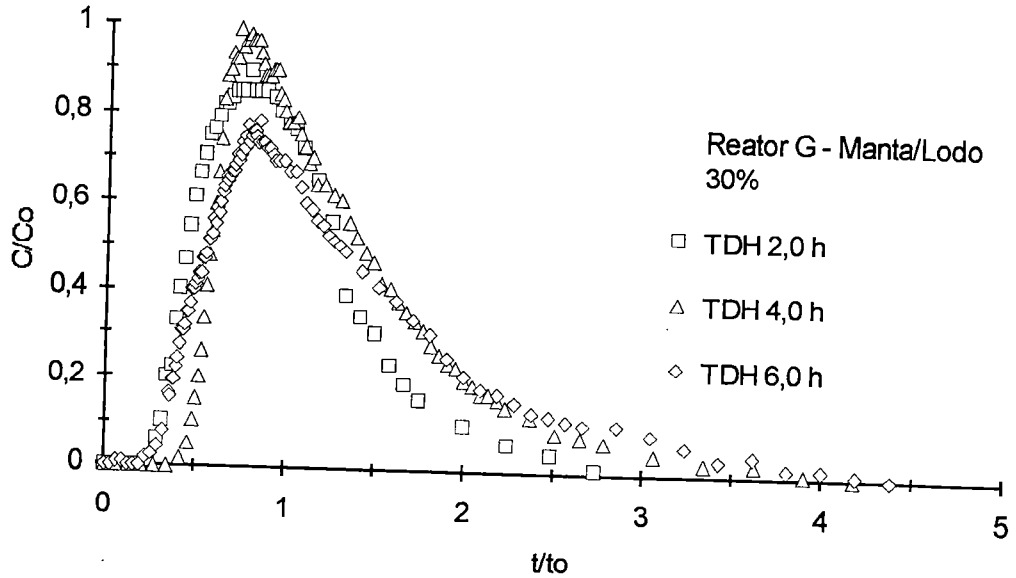


Figura 5.19 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **G** e Manta com Espessura de 30%.

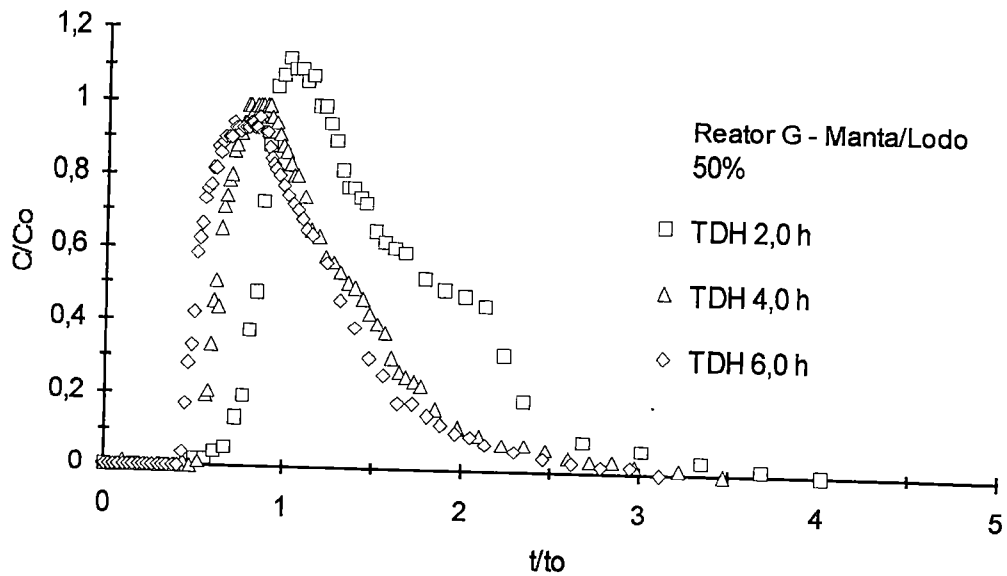


Figura 5.20 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **G** e Manta com Espessura de 50%.

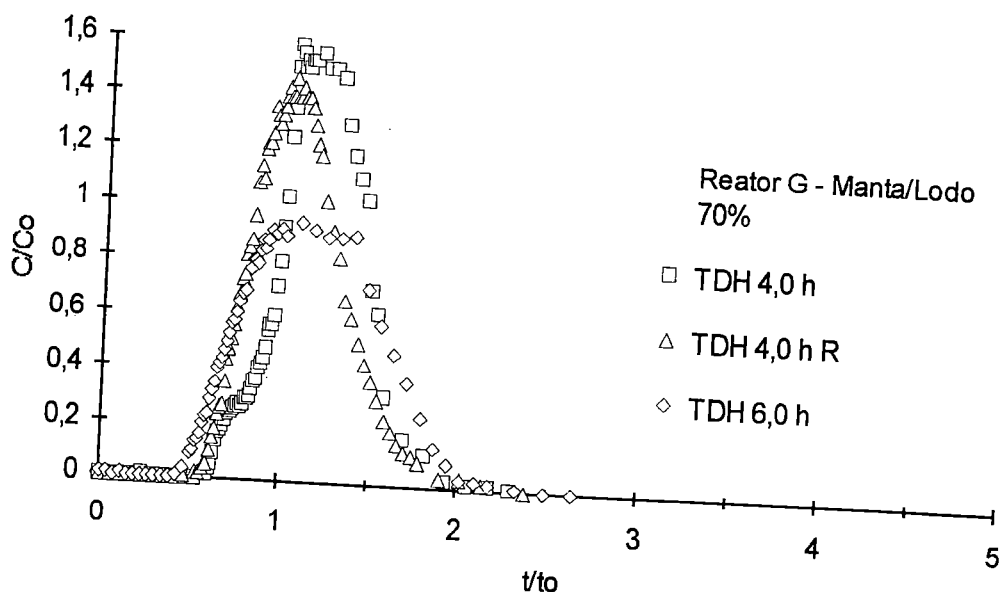


Figura 5.21 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **G** e Manta com Espessura de 70%.

Nos ensaios com o reator **M**, apresentados nas Figuras 5.22, 5.23 e 5.24, pode-se notar também o deslocamento dos picos de máximos para t/t_0 igual a 1, independentemente do **TDH**. Isto demonstra que quanto mais espessa a manta de enchimento, maior será a possibilidade do reator tornar-se pistonado. A espessura de enchimento de 50% ainda consegue conservar esta tendência. Mas em espessura menor, no caso 30%, ocorre deslocamento do pico para esquerda, dando indício de estar alterando o comportamento do fluxo.

Para o reator **M** a variação do **TDH** não afeta o comportamento, mas a espessura da manta mostra-se importante na manutenção do fluxo de escoamento.

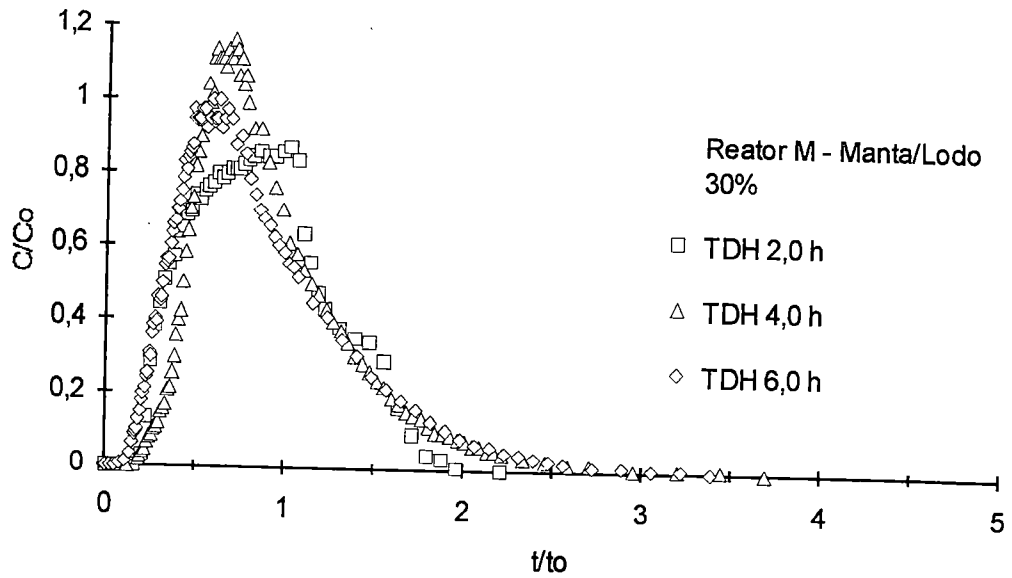


Figura 5.22 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **M** e Manta com Espessura de 30%.

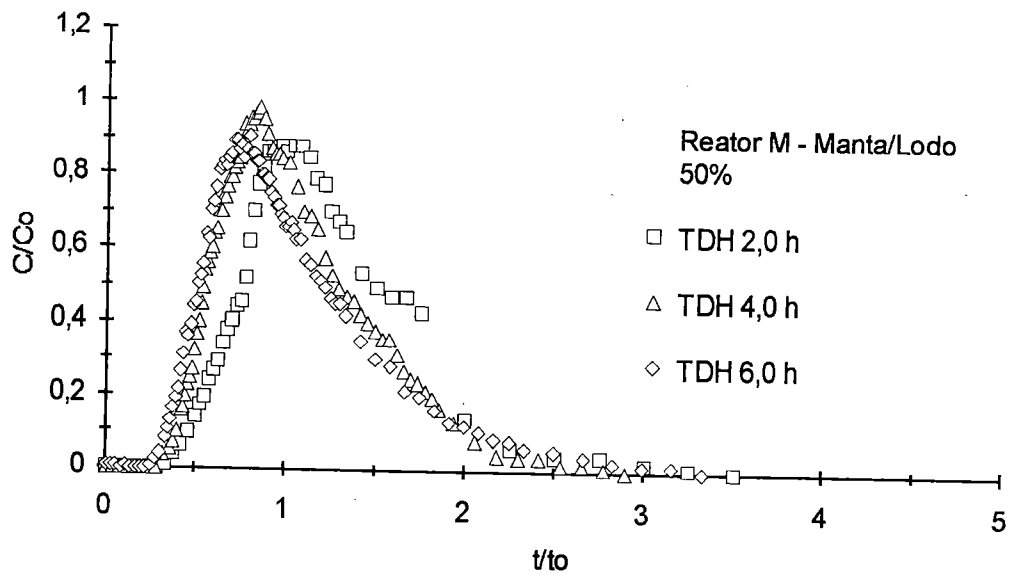


Figura 5.23 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **M** e Manta com Espessura de 50%.

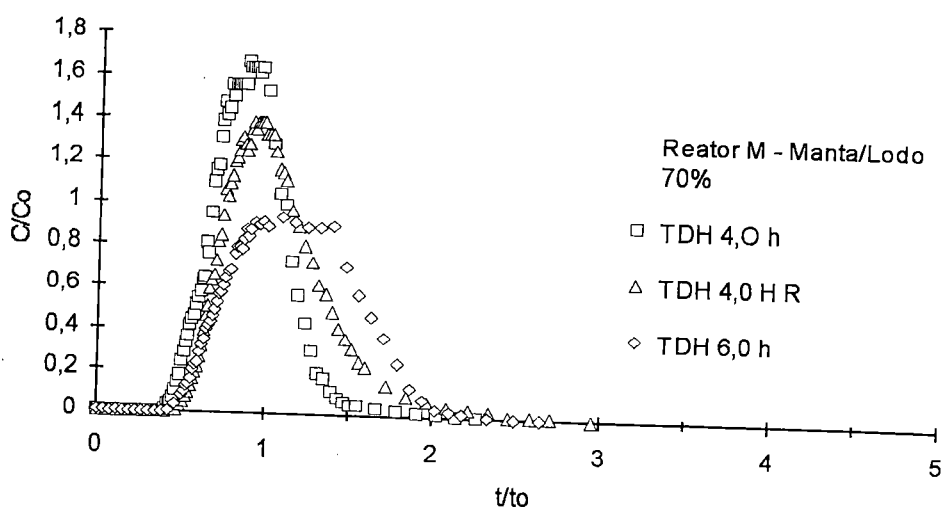


Figura 5.24 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **M** e Manta com Espessura de 70%.

Entretanto, para o reator **P**, o **TDH** tem influido nos ensaios com espessura de até 50%, pois nota-se que as curvas são bastante deslocadas entre os vários ensaios de **TDH**, mostrando a sensibilidade deste reator quanto a esse parâmetro. Basta observar as Figuras 5.25, 5.26 e 5.27, que no ensaio com espessura de 30%, apresenta tendência para ser de mistura completa, mas por outro lado, com enchimento de 70%, a tendência é para o pistonamento. Isto demonstra que reatores pequenos podem tornar-se sensíveis demais ao acúmulo de lodo durante o experimento.

Este reator com espessura da manta de 50% mostra-se equilibrado, com as curvas respostas quase coincidentes. Esta peculiaridade somente foi notada neste reator. O ponto ideal de operação deste reator deve ser 50% de manta e 4,0h de **TDH**.

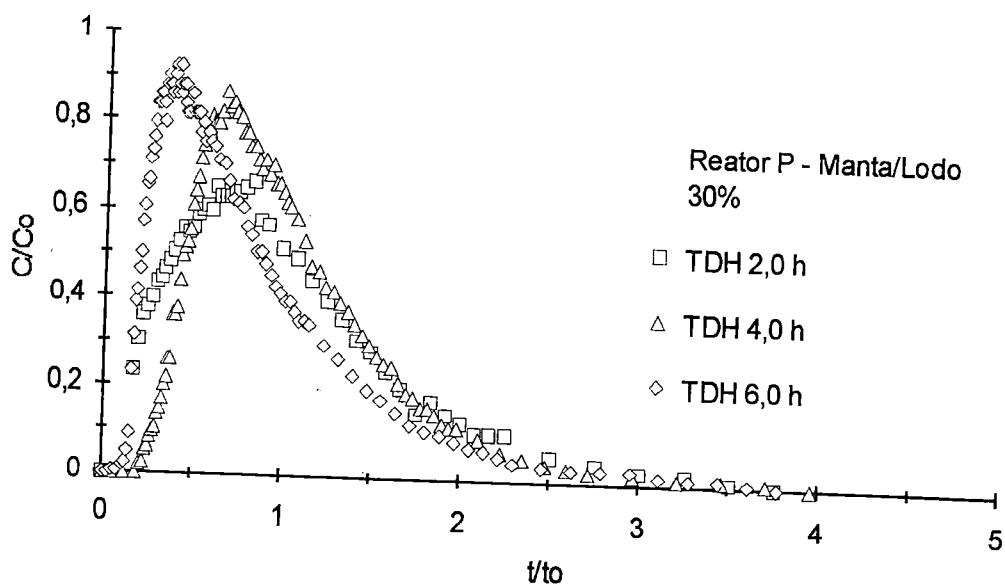


Figura 5.25 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator P e Manta com Espessura de 30%.

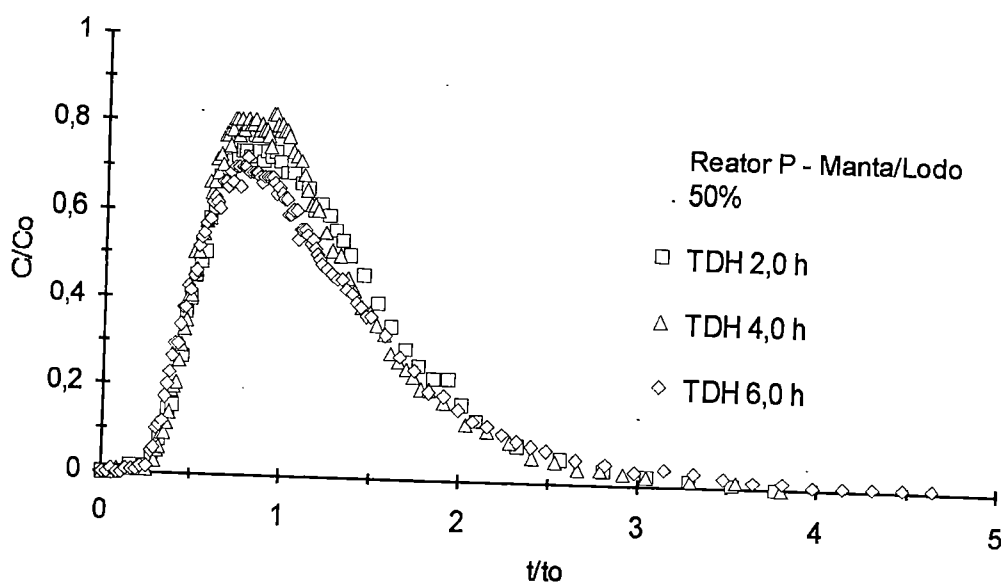


Figura 5.26 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator P e Manta com Espessura de 50%.

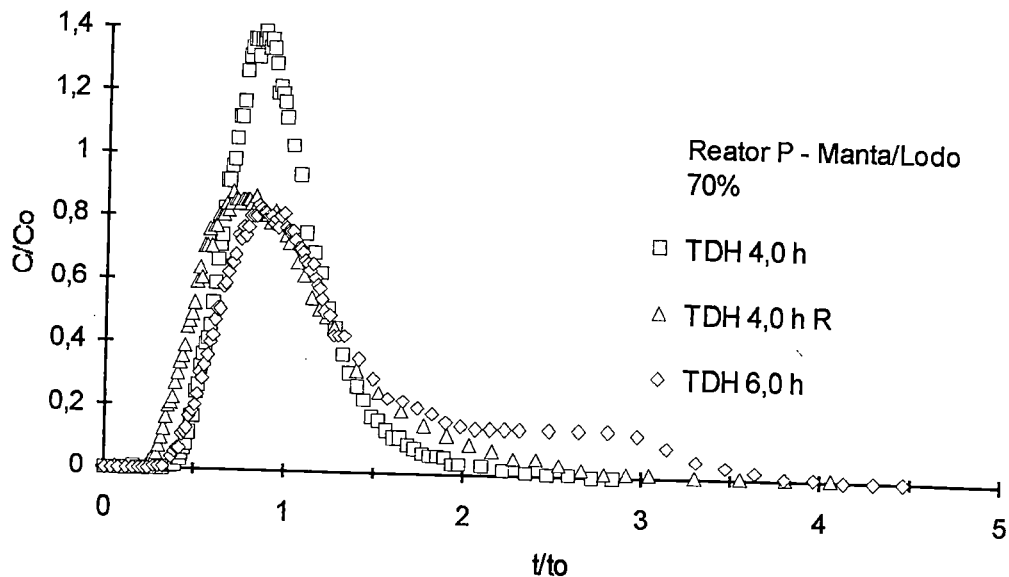


Figura 5.27 - Curvas Respostas para Ensaio com Reator **P** e Manta com Espessura de 70%.

A variação do **TDH** confirma que os três parâmetros estão intimamente ligados na determinação do comportamento do fluxo de escoamento de um reator. A contribuição da variação do **TDH** no comportamento hidrodinâmico do reator pode ser resumida como: a) o aumento do **TDH** associado a diminuição da espessura da manta facilita a mudança de comportamento do fluxo de escoamento; b) a variação do **TDH** afeta mais o reator **P**, por ser mais sensível às mudanças de espessura da manta de enchimento.

5.4 - Efeito do Escoamento do Gás

Em reatores anaeróbios reais, no processo de estabilização da matéria orgânica, há liberação de gás metano, que deve influenciar na hidrodinâmica do reator, devido à velocidade ascensional da bolha de gás ser maior do que o escoamento do efluente. Para analisar essa influência, realizou-se uma série de ensaios com produtividade de gás em torno de $0,020 \text{ m}^3$ de gás por m^3 de substrato, mais ou menos o nível produzido em esgoto sanitário.

Os resultados desses ensaios foram comparados com os ensaios da outra série sem produção de gás. Na comparação, observou-se na maioria dos ensaios, a presença do traçador mais rapidamente na saída. Este fato pode ser um indicativo da existência de fluxo de curto-circuito ocasionado pela ascensão das bolhas através da manta e do líquido.

Pelo fato de ocorrer produção de gás no interior da manta, esperava-se maior agitação dentro do reator. Porém, devido a baixa taxa de produção, a formação do gás ficou limitada nas proximidades do dispositivo de entrada. As bolhas sofriam coesão antes da liberação aumentando de tamanho, de 5 a 8 *mm* de diâmetro. Isto tornava a liberação das bolhas esparsa, afetando significativamente o comportamento do reator.

Para verificar este fato, plotaram-se curvas comparativas dos resultados entre ensaios, com e sem produção de gás, de algumas das combinações ensaiadas.

Na Figura 5.28, por exemplo, encontram-se as curvas comparativas do reator **G** com 30% de manta e 6,0h de **TDH**. Nesta figura pode-se observar que a presença do traçador na saída do reator foi comparativamente mais rápida no ensaio com produção em relação ao ensaio sem produção de gás. Esta pequena diferença de comportamento pode ter sido ocasionada pela facilidade que as bolhas de gás encontram para atravessar a camada de manta e o líquido sobrenadante, arrastando consigo o traçador.

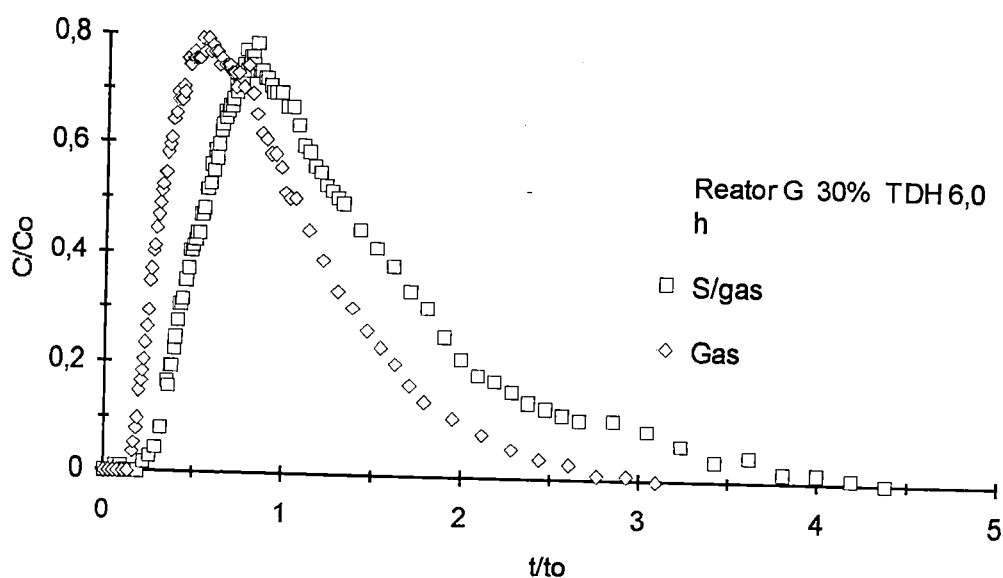


Figura 5.28 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator **G**, Manta de 30% e 6,0h de **TDH**, com e sem Produção de Gás.

Por outro lado, a diferença entre as curvas pode ser em decorrência da maior distribuição do traçador na pouca espessura da camada de manta presente e da baixa velocidade de escoamento do fluido, principalmente neste

ensaio com **TDH** de 6,0h. Embora não se possa concluir a razão exata do fato ocorrido, é certo que a presença de bolhas de gás altera o comportamento hidrodinâmico do reator.

Frente à incerteza apresentada, plotaram-se na Figura 5.29, as curvas comparativas aumentando-se a camada de manta para 50% no reator **G**, com **TDH** de 6,0h. Novamente nesta comparação, observou-se que o início da presença do traçador na saída é comparativamente mais rápido no ensaio com produção de gás. Mais uma vez demonstra que as bolhas de gás podem estar carreando o traçador através da manta e do líquido. Isto pode significar existência de curto-circuito do traçado através do reator provocado pelo deslocamento das bolhas.

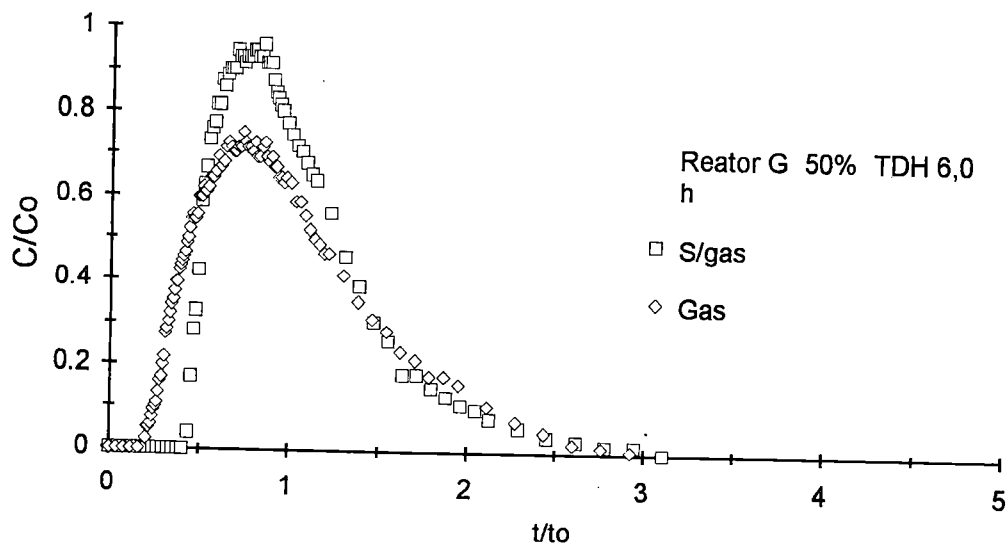


Figura 5.29 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator **G**, Manta de 50% e 6,0h de **TDH**, com e sem Produção de Gás.

A passagem intermitente do traçador carregado pelas bolhas possibilita maior dispersão, tanto na manta como no líquido, tendo como resposta, curva mais achatada em relação à do ensaio sem produção de gás.

Nos ensaios com espessura de manta de 70% e **TDH** de 6,0h, Figura 5.30, obteve-se curvas semelhantes à da Figura 5.28. Como nas comparações anteriores, a produção de gás modifica o comportamento hidrodinâmico do reator. Este comportamento semelhante vem comprovar que a movimentação do gás dentro da manta e do líquido sobrenadante provoca aumento do curto-circuito, distribuição e dispersão do traçador ao mesmo tempo.

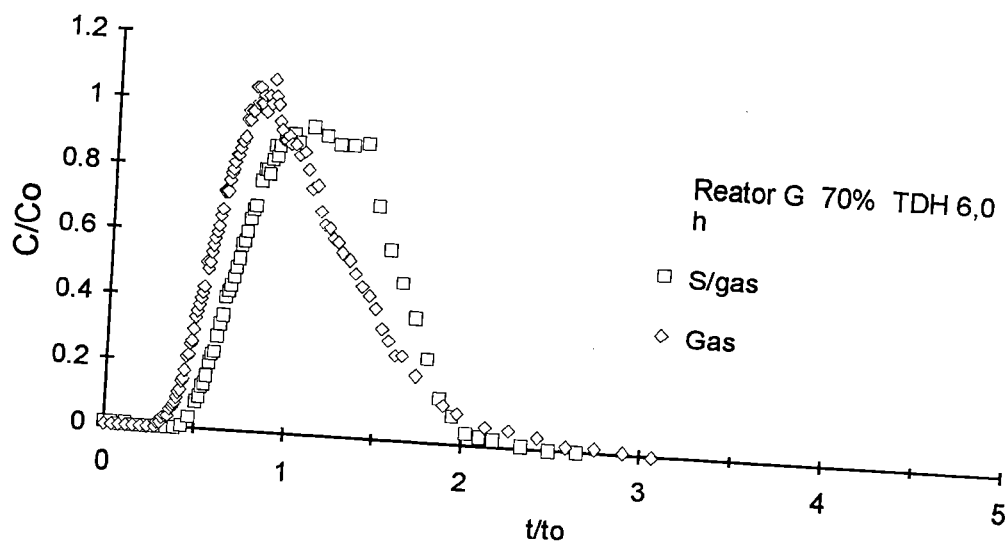


Figura 5.30 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator **G**, Manta de 70% e 6,0h de **TDH**, com e sem Produção de Gás.

Portanto, a presença de gás no reator **G** com **TDH** de 6,0h, como em todos outros ensaios apresenta o mesmo comportamento hidrodinâmico descrito nos exemplos demonstrados.

A comparação com outros reatores **M** e **P** será feita somente para alguns ensaios, como a apresentada na Figura 5.31. As curvas apresentadas são do reator **M** com camada de manta de 30% e **TDH** de 6,0h. Elas diferem dos outros exemplos, mas suas características e tendências de comportamento são parecidos com o apresentado na Figura 5.30, pois na presença de gás, a obtenção da resposta do traçador na saída é mais rápida, sendo a curva mais abatida talvez devido a maior distribuição do traçador no meio.

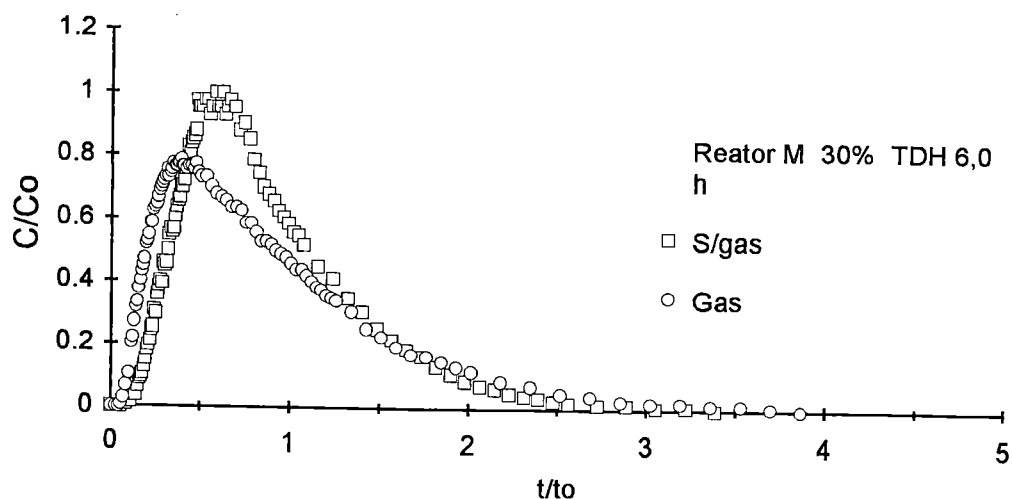


Figura 5.31 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator **M**, Manta de 30% e 6,0h de **TDH**, com e sem Produção de Gás.

Com a redução de altura do reator e consequente redução de velocidade de escoamento do líquido, esperava-se mudança mais significativa, mas a resposta foi semelhante ao do ensaio sem produção de gás.

No caso apresentado na Figura 5.32, nota-se diferença significativa entre as curvas. A resposta obtida na presença de gás mostra que, para tempo de detenção curto, o traçador carregado atinge muito rapidamente a saída do reator. Este fato pode ter ocorrido devido a maior distribuição do traçador na manta e dispersão na massa líquida. Isto acarreta o achatamento da curva resposta, indicando características diferenciadas ao escoamento.

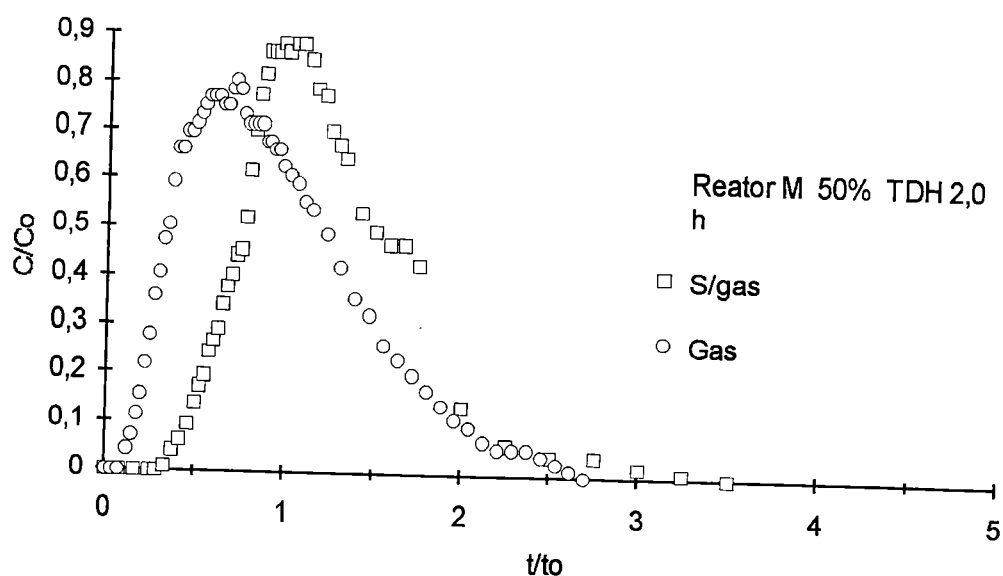


Figura 5.32 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator M, Manta de 50% e 2,0h de TDH, com e sem Produção de Gás.

A Figura 5.33 mostra a diferença das curvas respostas obtidas com o reator **M**, manta de 70% e **TDH** de 6,0h, bastante notória em relação às características típicas de escoamento, pistonado no ensaio sem produção de gás e de forte tendência de mistura completa no ensaio com produção de gás. Mais uma vez, a maior penetração do traçador provocada pela movimentação das bolhas associada a melhor dispersão na manta e no líquido podem ser as responsáveis pelas curvas obtidas.

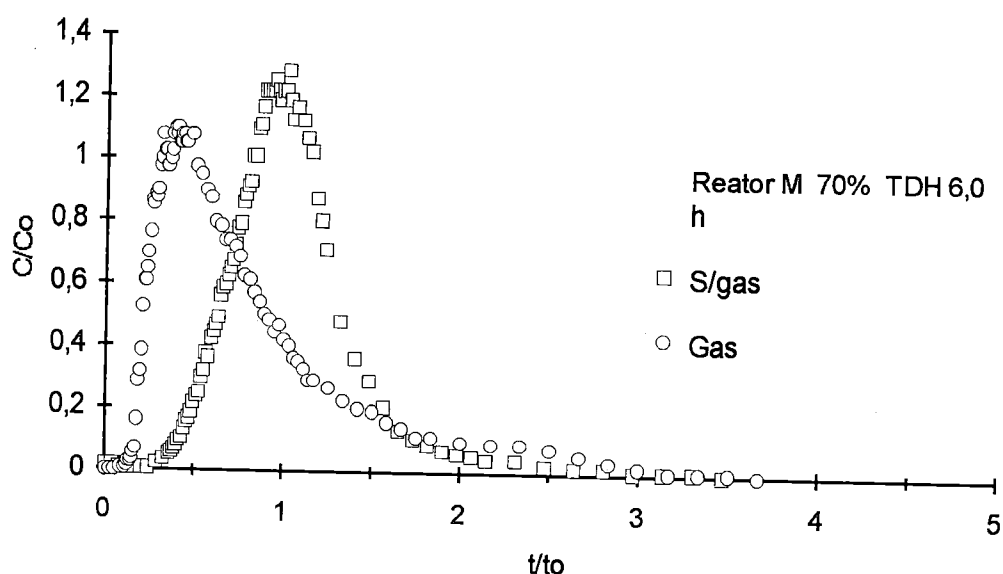


Figura 5.33 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator **M**, Manta de 70% e 6,0h de **TDH**, com e sem Produção de Gás.

O reator **M** mostrou-se sensível ao aumento da camada de manta, podendo ser confirmado através dos comportamentos apresentados nos ensaios com camada de 30, 50 e 70%. A variação apresentada deve-se a maior

distribuição do traçador ao longo da camada da manta como discutido anteriormente, pois quanto maior a espessura, maior será a penetração do traçador carregado pelas bolhas. Além disto, a velocidade reduzida do escoamento do líquido também contribui para o distanciamento das diferenças.

Comportamento semelhante pode ser notado no reator **P**. As Figuras 5.34, 5.35 e 5.36 confirmam esta observação.

Analisando individualmente cada figura, observou-se na Figura 5.34, ensaio com espessura da manta de 30% e **TDH** de 4,0h, comportamento assemelhado ao visto na Figura 5.31. Apesar de terem a mesma espessura, são de **TDH** diferentes, 4,0 e 6,0h, mesmo assim podendo ter a razão das velocidades entre o líquido e o gás semelhantes, devido a altura menor e menor vazão no reator **P**.

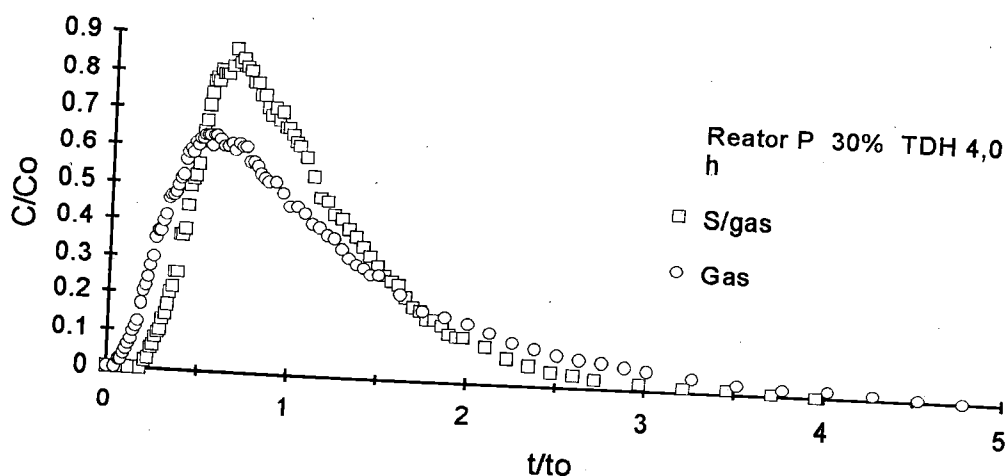


Figura 5.34 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator **P**, Manta de 30% e 4,0h de **TDH**, com e sem Produção de Gás.

Da mesma maneira como foi analisado o comportamento do reator **M** para espessura de manta de 50%, pode-se estender ao reator **P**. Nota-se na Figura 5.35 o abatimento da curva resposta no ensaio com produção de gás, o pico máximo adiantado em relação ao ensaio sem produção de gás e a presença do traçador na saída também mais rápida. Isto demonstra a influência da locomoção das bolhas de gás dentro do reator, criando caminhos preferenciais e zonas mortas no seu interior.

Contudo, pode-se observar que o aumento da espessura de manta contribui com a maior distribuição do traçador no seu interior, ocasionando a sua soltura mais uniforme ao longo do tempo, apresentando uma cauda mais suave e alongada.

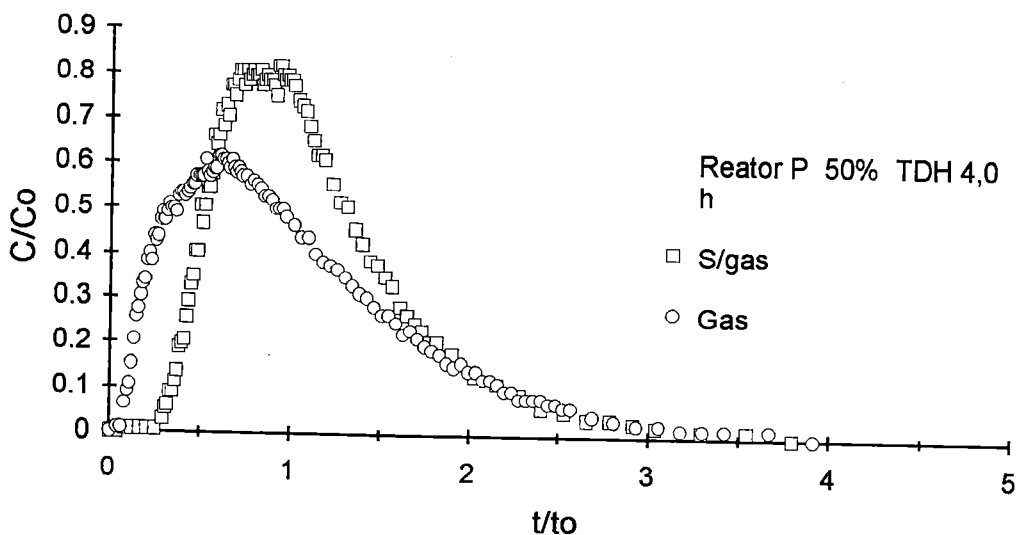


Figura 5.35 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator **P**, Manta de 50% e 4,0h de **TDH**, com e sem Produção de Gás.

Embora o comportamento mostrado nas figuras anteriores pareça estar ligado à formação e desprendimento do gás no interior da manta carreando o traçador, justificando as diferentes curvas apresentadas nas duas séries de ensaios, o reator **P** com espessura de manta de 70% demonstra que outros fatores podem interferir na resposta ao estímulo induzido na forma de pulso. Observa-se nas curvas apresentadas na Figura 5.36 que os ensaios foram conduzidos teoricamente nas mesmas condições, mas apresentaram respostas diferentes. Isto pode indicar que outros parâmetros não controlados nos ensaios, estejam promovendo estas diferenças. Entretanto, entre os ensaios das duas séries, observou-se que com produção de gás, o reator **P** comportou-se com maiores tendências de escoamento em mistura completa.

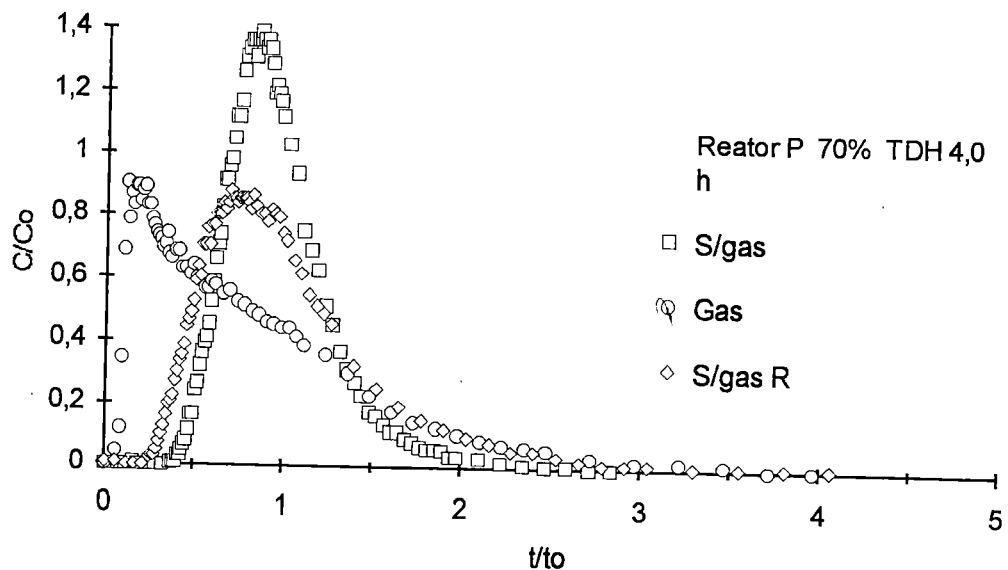


Figura 5.36 - Curva Comparativa para o Ensaio com Reator **P**, Manta de 70% e 4,0h de **TDH**, com e sem Produção de Gás.

Embora somente apresente uma forma de comparação entre as duas séries de ensaios, baseados em características de operação, as diferenças em alguns casos, como os apresentados anteriormente, possivelmente sejam provocada pelo deslocamento do gás e pela formação de zonas mortas no interior dos reatores.

Como comentado anteriormente, análises individualizadas dos ensaios não fornecem dados interessantes ao objetivo do presente trabalho. Porém, globalizar a análise, como realizada para os ensaios sem produção de gás, mostrou-se mais interessante.

Analisando os dados com relação à altura dos reatores testados, pode-se observar que com a presença de gás na corrente fluida, alterou-se significativamente o comportamento hidrodinâmico dos reatores.

Começando as análises pelo **TDH** de 2,0h e manta de 30%, verificou-se em ensaio similar sem gás, as curvas obtidas não apresentavam formas gaussianas, mas um emaranhado de pontos formando as curvas respostas. Na presente situação obteve-se as curvas tipo gaussianas bem definidas como resposta. As curvas de respostas são semelhantes entre os reatores **P**, **M** e **G**, embora o reator **G** apresente um ligeiro pico acima dos demais. Estas poderão ser observadas recorrendo-se à Figura 5.37.

De uma maneira geral, nos ensaios com espessura da manta de 30%, observa-se que, ao contrário dos ensaios sem produção de gás, o de menor **TDH** foi o mais aproximado da curva

normalizada, com pico de máximo em torno de t/t_0 igual a 1.

A tendência do comportamento das curvas, quando tem o **TDH** aumentado, é distanciar-se da curva normal, aproximando-se mais das características de reator de mistura completa, como pode ser observado nas Figuras 5.37, 5.38 e 5.39 e nas Tabelas 5.19, 5.20 e 5.21, respectivamente.

Os reatores que em ensaios sem produção de gás apresentaram problemas do ponto de vista operacional, como nos casos com **TDH** de 2,0h, passaram a não apresentar problemas na série de ensaios com produção de gás.

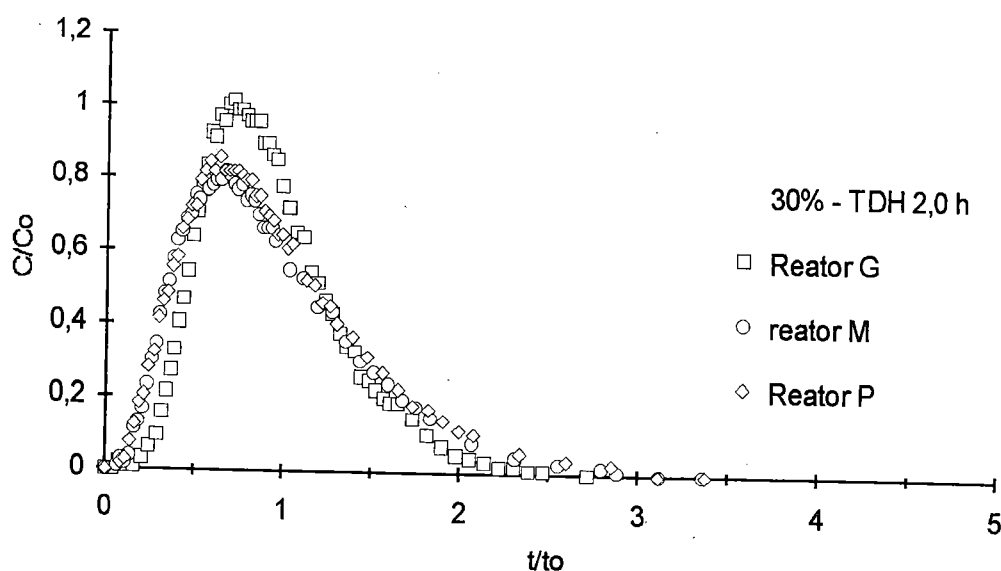


Figura 5.37 - Curvas de Resposta para Ensaio com Reatores **P**, **M** e **G** e Manta de 30%, **TDH** de 2,0h.



TABELA 5.19 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 2,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Veloc. (m/h)	R (2D/ul)	TDH	TDH	Pico máximo (t/to)	Taxa gás $m^3/m^3.d$	Re
				teor. (h)	exp. (h)			
RG3G2	6997	1,029	0,173	2,02	1,88	0,732	0,015	35
RM3G2	3511	0,519	0,287	2,08	1,98	0,664	0,020	18
RP3G2	2221	0,326	0,299	1,93	1,88	0,630	0,018	11

O ensaio com **TDH** de 4,0h, apresenta características semelhantes ao ensaio com 2,0h. A diminuição da velocidade de escoamento pode ter influenciado na distribuição do traçador ao longo da manta, uma das causas dos abatimentos verificados nas curvas à medida que se reduz a altura do reator. A Figura 5.38 mostra esta ocorrência.

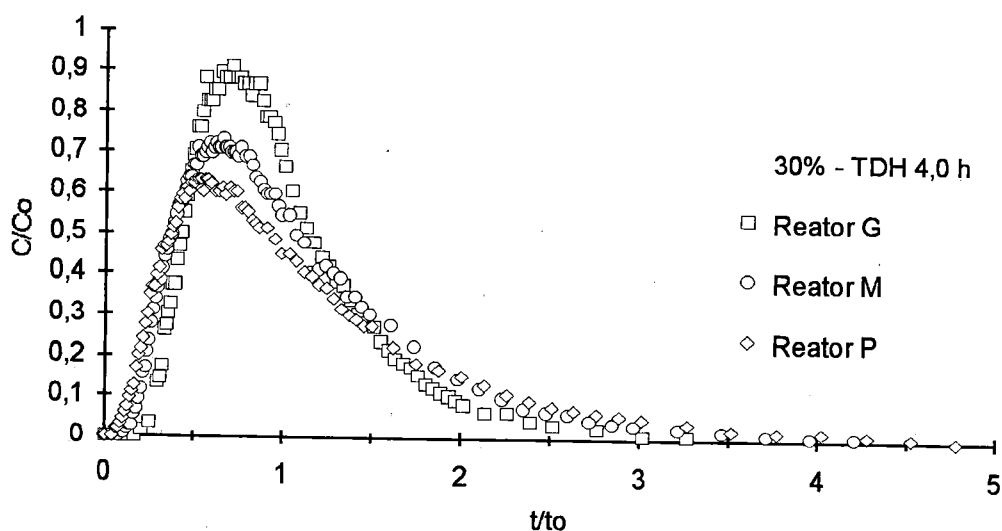


Figura 5.38 - Curvas de Resposta para Ensaio com Reatores **P**, **M** e **G** e Manta de 30%, **TDH** de 4,0h.

TABELA 5.20 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 4,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Veloc. (m/h)	R (2D/ul)	TDH	TDH	Pico de máximo (t/to)	Taxa gás m ³ /m ³ .d	Re
				teor. (h)	exp. (h)			
RG3G4	3557	0,523	0,253	3,98	4,01	0,712	0,018	18
RM3G4	1809	0,267	0,390	4,04	4,52	0,582	0,023	9
RP3G4	1084	0,159	0,485	3,96	4,73	0,518	0,018	6

Na Figura 5.39 pode-se verificar que o aumento do **TDH** proporciona o abatimento do pico da curva do reator **G**, reforçando a tese de que o gás favorece a distribuição do traçador ao longo da manta.

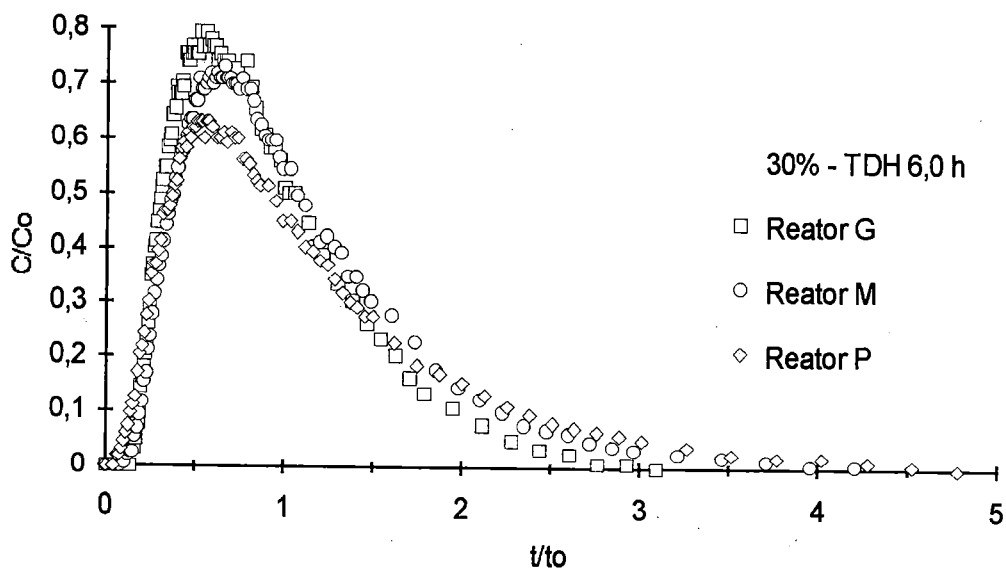


Figura 5.39 - Curvas de Resposta para Ensaio com Reatores **P**, **M** e **G** e Manta de 30%, **TDH** de 6,0h.

TABELA 5.21 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 6,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Veloc. (m/h)	R (2D/ul)	TDH		Pico de máximo (t/to)	Taxa gás m ³ /m ³ .d	Re
				teor. (h)	exp. (h)			
RG3G6	2305	0,339	0,305	6,14	5,73	0,527	0,020	12
RM3G6	1227	0,181	0,485	5,96	5,62	0,656	0,016	6
RP3G6	725	0,107	0,520	5,92	5,74	0,505	0,015	4

Com relação à altura, os ensaios permitiram concluir que a situação anteriormente descrita prevalece, pois os reatores de pequena altura foram os que mais sofreram perturbações e apresentaram alterações no comportamento hidrodinâmico. Além das já apresentadas, outras como as Figuras 5.40, 5.41, 5.42, 5.43, 5.44 e 5.45, e Tabelas 5.22, 5.23, 5.24, 5.25, 5.26 e 5.27 reforçam a observação.

Na Figura 5.40, ensaio com espessura de manta de 50% e **TDH** de 2,0h, o reator **P** mostrou ser mais pistonado que os demais, mesmo tendo a curva mais achatada. Tal observação pode ser constatada na Tabela 5.22, na qual verificou-se que o reator **P** apresentou menor coeficiente **R**. Por outro lado, o reator **G** apresentou curva mais acentuada, indicando menor dispersão em relação aos demais, mas com o coeficiente **R** semelhante ao do reator **P**. Analisando o comportamento geral do escoamento para os dois ensaios, a diferença na produção de gás pode ter influenciado no resultado, pois a maior produção pode intensificar o curto-circuito no reator.

TABELA 5.22 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 50% e **TDH** de 2,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Veloc. (m/h)	R (2D/ul)	TDH	TDH	Pico de máximo (t/to)	Taxa gás m ³ /m ³ .d	Re
				teor. (h)	exp. (h)			
RG5G2	7188	1,057	0,266	1,97	2,05	0,709	0,019	36
RM5G2	3591	0,531	0,270	2,04	1,96	0,712	0,027	18
RP5G2	2153	0,316	0,264	1,99	2,42	0,795	0,022	11

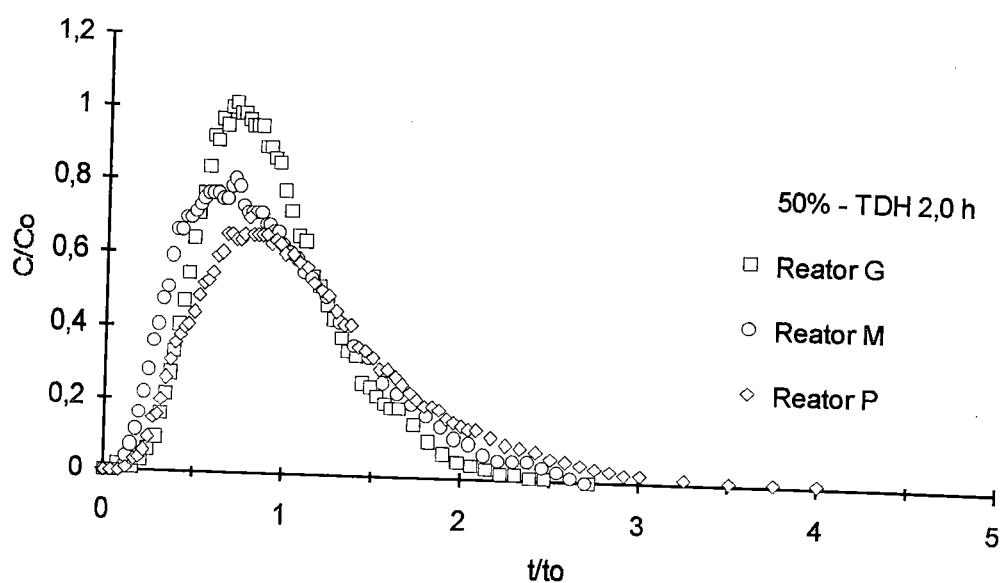


Figura 5.40 - Curva de Resposta para Ensaio com Reatores **P**, **M** e **G** e Manta de 50%, **TDH** de 2,0h.

Ao aumentar o **TDH** para 4,0h, os coeficientes **R** de cada reator passaram a variar de tal forma que as diferenças nas respostas são facilmente detectáveis. A Tabela 5.23 mostra os valores de **R** e a produção de gás em cada ensaio.

TABELA 5.23 - Dados dos Ensaios com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 50% e **TDH** de 4,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Veloc. (m/h)	R (2D/ul)	TDH		Pico de máximo (t/to)	Taxa gás m ³ /m ³ .d	Re
				teor. (h)	exp. (h)			
RG5G4	3381	0,497	0,181	4,19	4,07	0,765	0,020	17
RM5G4	1851	0,273	0,522	3,95	4,61	0,591	0,020	9
RP5G4	1050	0,154	0,415	4,08	4,33	0,596	0,026	5

A Figura 5.41 mostra com clareza a influência do coeficiente **R** nas formas das curvas de resposta, mesmo levando em consideração a produção de gás dos reatores. Pois a curva representativa do reator **G** com **R** de 0,181 é bastante diferente dos reatores **M** e **P** que possuem **R** de 0,522 e 0,415, respectivamente.

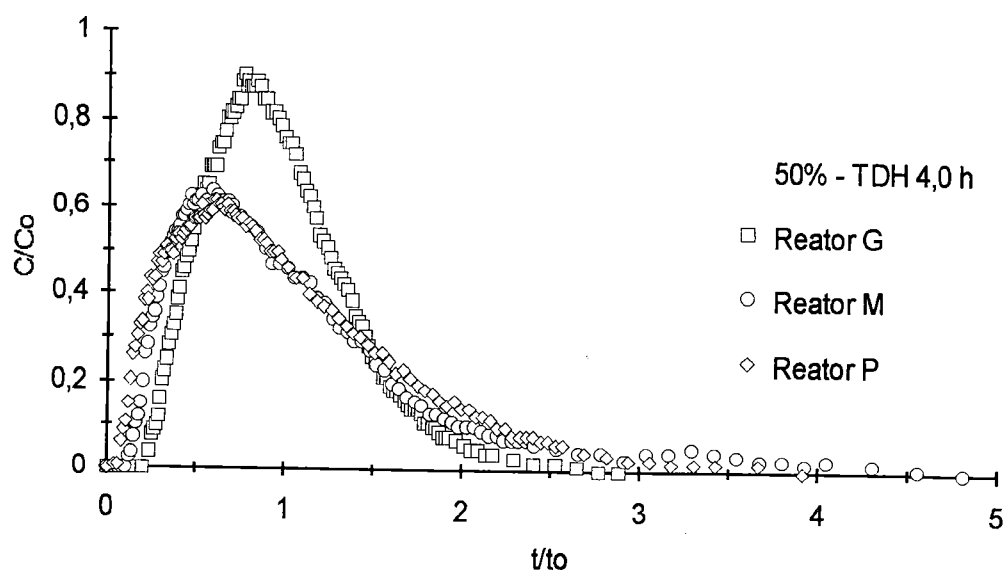


Figura 5.41 - Curva de Resposta para Ensaio com Reatores **P**, **M** e **G** e Manta de 50%, **TDH** de 4,0h.

As separações tornaram-se mais nítidas quando foram aumentadas as espessuras da manta e os TDHs. Os ensaios com espessura de manta de 50% e TDH de 6,0h da Tabela 5.24 e Figura 5.42, por exemplo, mostram que o menor reator, **P**, sofreu maior perturbação, depois o reator **M** e por fim o reator **G**, sendo que este mantém praticamente idêntico ao do ensaio sem produção de gás.

TABELA 5.24 - Dados dos Ensaio com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 50% e TDH de 6,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Veloc. (m/h)	R (2D/ul)	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico de máximo (t/to)	Taxa gás $m^3/m^3.d$	Re
RG5G6	2299	0,338	0,243	6,16	6,43	0,731	0,013	12
RM5G6	1218	0,180	0,376	6,00	6,34	0,458	0,015	6
RP5G6	716	0,105	0,524	5,96	6,05	0,306	0,018	4

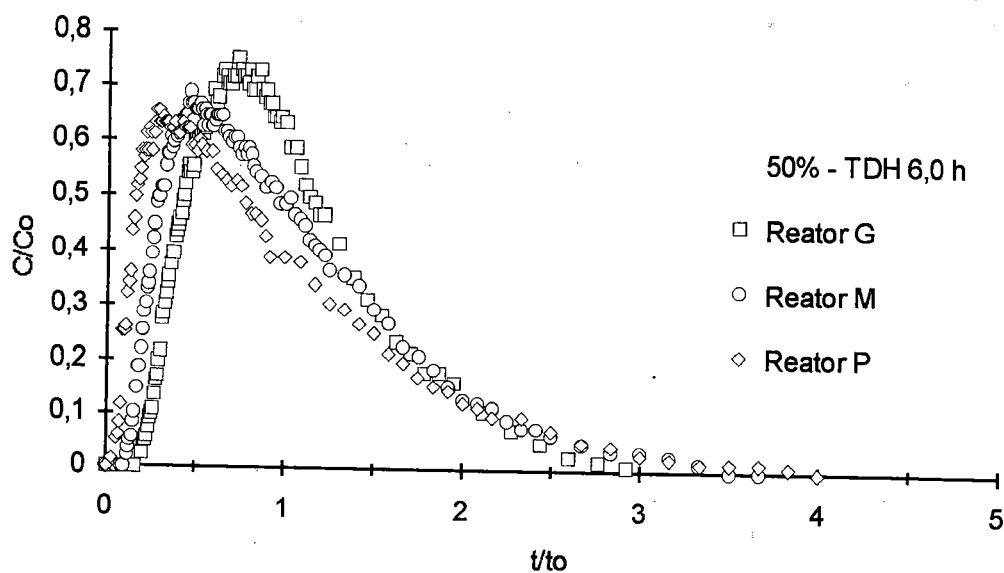


Figura 5.42 - Curva de Resposta para Ensaio com Reatores **P**, **M** e **G** e Manta de 50%, TDH de 6,0h.

Nos ensaios com manta 70% e **TDH** de 2,0h, não foi possível a realização do ensaio com o reator **G** devido ao carreamento excessivo da manta. Porém nos ensaios com reatores **M** e **P**, foram obtidas curvas de resposta bastante semelhantes, mesmo com coeficientes **R** diferentes, mas em compensação as taxas de produção de gás são iguais e as relações $\text{TDH}_{\text{exp}}/\text{TDH}_{\text{teor.}}$ bem próximas, como pode ser conferido na Tabela 5.25 e na Figura 5.43.

TABELA 5.25 - Dados dos Ensaio com Reatores **P** e **M**, Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 2,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Veloc. (m/h)	R (2D/ul)	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico de máximo (t/to)	Taxa gás $\text{m}^3/\text{m}^3.\text{d}$	Re
RM7G2	3367	0,498	0,348	2,17	1,79	0,553	0,032	17
RP7G2	2254	0,331	0,562	1,90	1,51	0,341	0,032	11

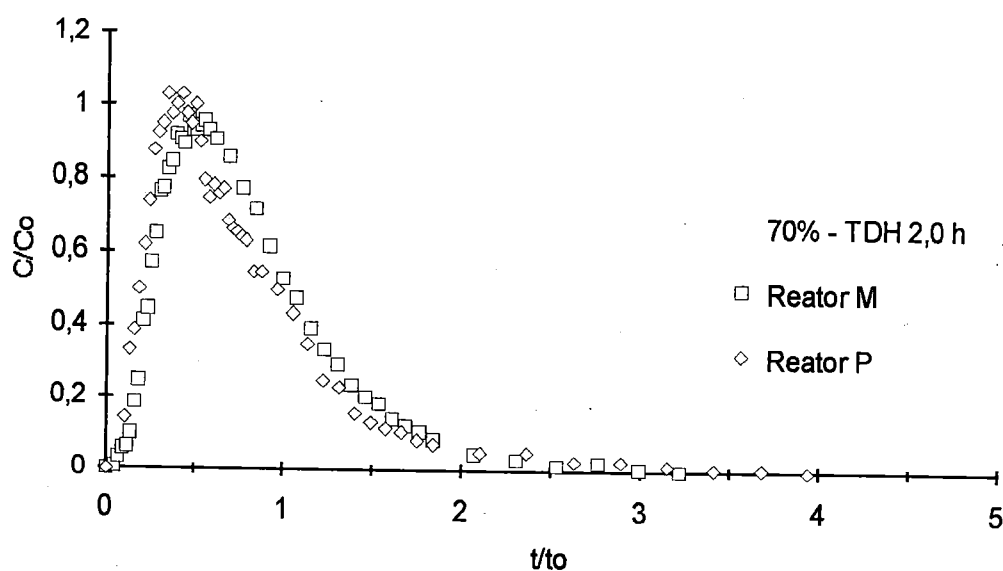


Figura 5.43 - Curva de Resposta para Ensaio com Reatores **P**, **M** e **G** e Manta de 70%, **TDH** de 2,0h.

Nos ensaios com **TDH** de 4,0h e 70%, Tabela 5.26 e Figura 5.44, os picos estão mais espalhados, tendo o reator **P**, apresentando características de escoamento em mistura completa.

TABELA 5.26 - Dados dos Ensaio com Reatores **P**, **M** e **G**, Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 4,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Veloc. (m/h)	R (2D/ul)	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico de máximo (t/to)	Taxa gás m ³ /m ³ .d	Re
RG7G4	3496	0,514	0,091	4,05	3,97	0,848	0,022	18
RM7G4	1848	0,273	0,393	3,96	3,50	0,485	0,025	9
RP7G4	1065	0,156	0,573	4,03	3,59	0,120	0,024	5

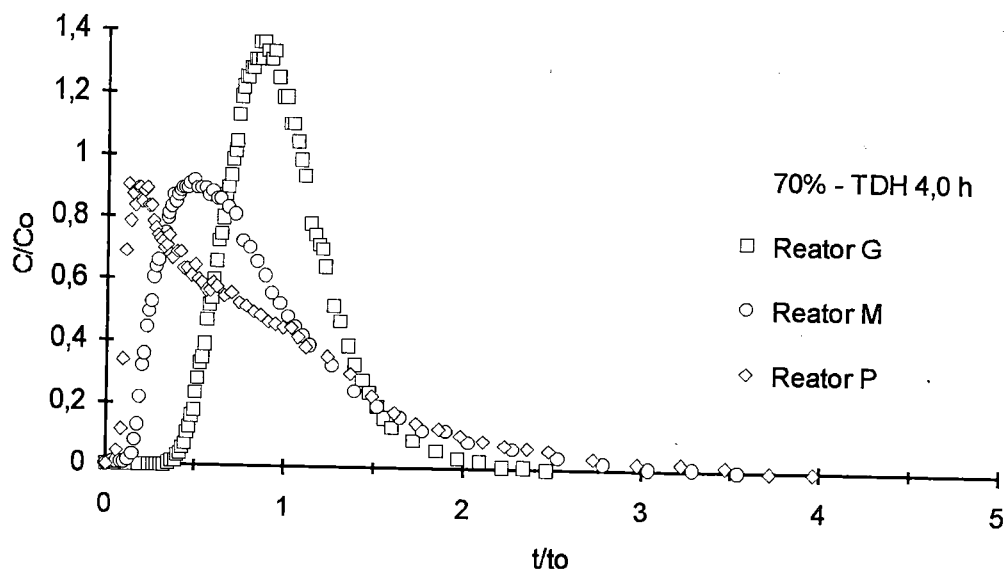


Figura 5.44 - Curva de Resposta para Ensaio com Reatores **P**, **M** e **G** e Manta de 70%, **TDH** de 4,0h.

Se em ensaio com menor espessura já havia a forte tendência de arraste e espalhamento do traçador através da manta, o aumento da espessura da manta poderia ter agravado a situação. Então, esta resposta também poderia ser de reatores que apresentassem excessivo curto-circuito do traçador.

Dessa maneira, quando o TDH foi aumentado para 6,0h, os valores obtidos no ensaio com o reator P, não permitiram análise e foram abandonados. Mas foi possível a obtenção de dados para os reatores M e G, os resumos dos quais estão apresentados na Tabela 5.27 e na Figura 5.45. Pelas curvas de resposta obtidas, o reator que apresentou menor coeficiente R e a relação $TDH_{exp}/TDH_{teor.}$ próximo de 1 tem maior tendência de escoamento pistonado.

TABELA 5.27 - Dados dos Ensaio com Reatores M e G, Espessura de Manta de 70% e TDH de 6,0h.

Ensaio	Vazão (ml/h)	Veloc. (m/h)	R (2D/ul)	TDH teor. (h)	TDH exp. (h)	Pico de máximo (t/to)	Taxa gás $m^3/m^3.d$	Re
RG7G6	2213	0,334	0,156	6,23	6,63	0,755	0,018	12
RM7G6	1217	0,180	0,500	6,01	5,34	0,383	0,027	6

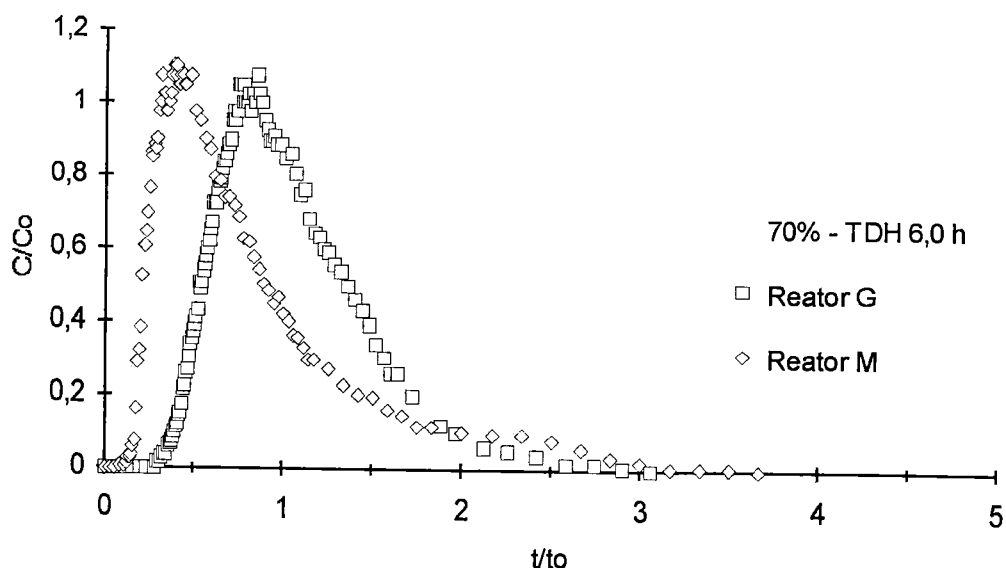


Figura 5.45 - Curva de Resposta para Ensaio com Reatores **M** e **G** e Manta de 70%, **TDH** de 6,0h.

Analisando mais detalhadamente as curvas obtidas em cada ensaio, pode-se identificar melhor o comportamento assumido pelos reatores quanto ao escoamento hidrodinâmico. Pois as perturbações vão se propagando à medida que se aumenta a espessura da manta e o **TDH**.

A ligeira variação de comportamento persistiu nas duas séries de ensaios. O enchimento relativamente espesso, que na série sem produção de gás era garantia de escoamento pistonado, não evitou, entretanto, o aparecimento de perturbações no escoamento, na série com presença de gás.

Portanto, na presença de gás, o escoamento em um reator deve ser analisado com muita cautela para não cometer erros de interpretação. Pois os modelos tradicionais de dispersão oferecem um direcionamento do comportamento hidrodinâmico dentro das condições pré-estabelecidas no desenvolvimento das equações analíticas.

Dentre os cuidados a serem tomados, muito das diferenças podem ser ocasionadas por motivos que fogem do controle operacional, tais como: falha no sistema de alimentação, erro na leitura, presença de bolha de gás na canalização de entrada das soluções de entrada, calibração dos equipamentos ou ainda, retenção do traçador nos sistemas de entrada e saída dos reatores.

5.5 - Comparação dos Resultados com Modelo Hidrodinâmico Existente

Uma vez constatadas as tendências do comportamento hidrodinâmico dos reatores, procurou-se traçar um paralelo entre os modelos hidrodinâmicos apresentados por diversos pesquisadores, como **Levenspiel & Smith(1957)**, **Levenspiel(1974)**, **Heertjes & van der Meer(1978)**, **Riemer et al(1980)**, **Bolle et al(1986)** e **Young & Young(1988)**.

Como somente foi realizada, no presente trabalho, medição do traçador na saída do reator, as análises de modelos mistos não foram estudadas. Com isto, limita-se a averiguar os modelos de parâmetro único.

Assim, analisou-se os resultados com o modelo de grande dispersão apresentado por **Levenspiel & Smith(1957)**, na forma simplificada. Desta análise pode-se constatar que a maioria dos ensaios realizados sem produção de gás, apresenta um bom ajuste da curva de distribuição normalizada da saída do reator. As Figuras 5.46, 5.47 e 5.48, demonstram este ajuste.

Quando este modelo foi aplicado a ensaios com produção de gás, as curvas só se ajustaram no reator **G** com **TDH** acima de 4,0 h, o que pode ser comprovado pelas Figuras 5.49 e 5.50. As demais curvas desta série de ensaios, apresentaram um desvio de tempo de pico em relação a este modelo. Isto pode ser corrigido com um pequeno ajuste, como por exemplo, considerar a porosidade do meio.

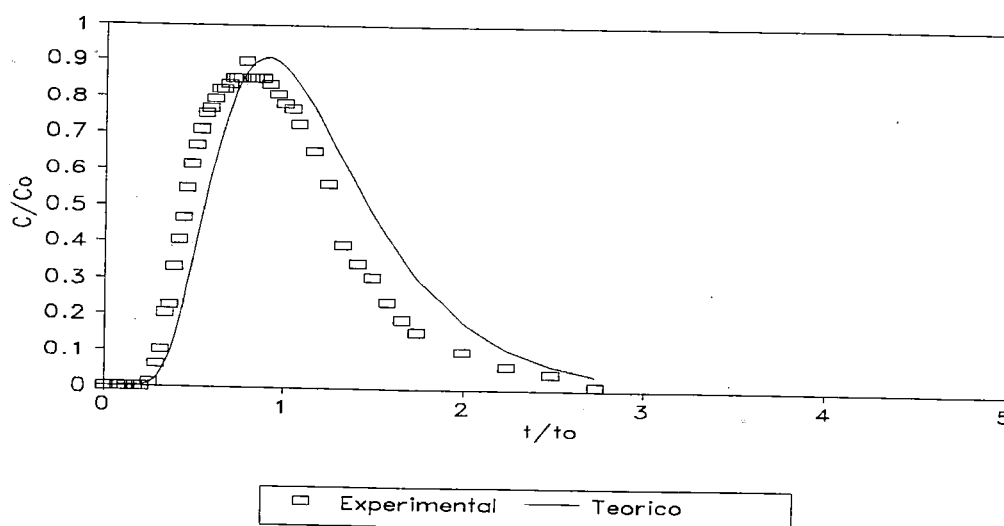


Figura 5.46 - Curva de Ajuste do Modelo de Grande Dispersão, para o Ensaio com Reator **G**, Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 2,0h, sem Produção de Gás.

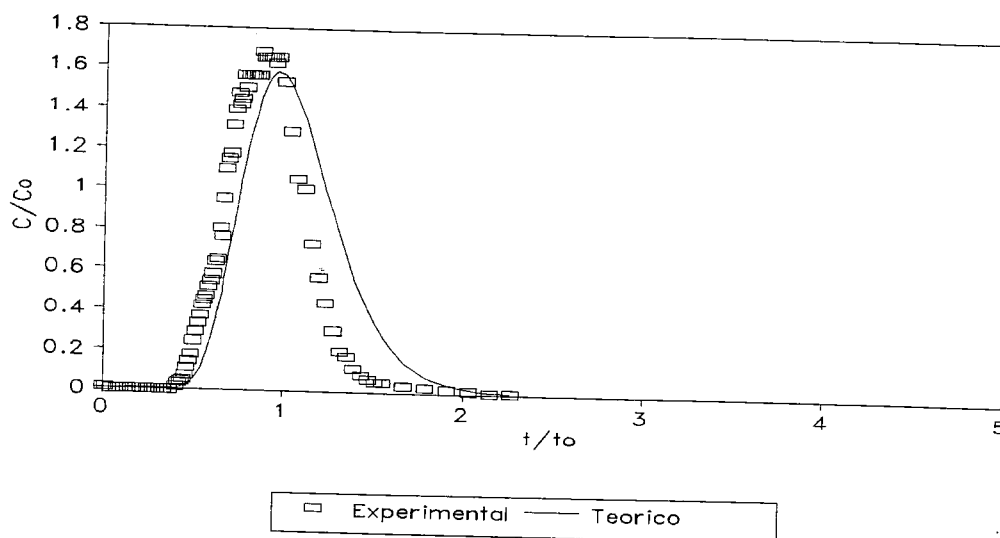


Figura 5.47 - Curva de Ajuste do Modelo de Grande Dispersão, para o Ensaio com Reator **M**, Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 4,0h, sem Produção de Gás.

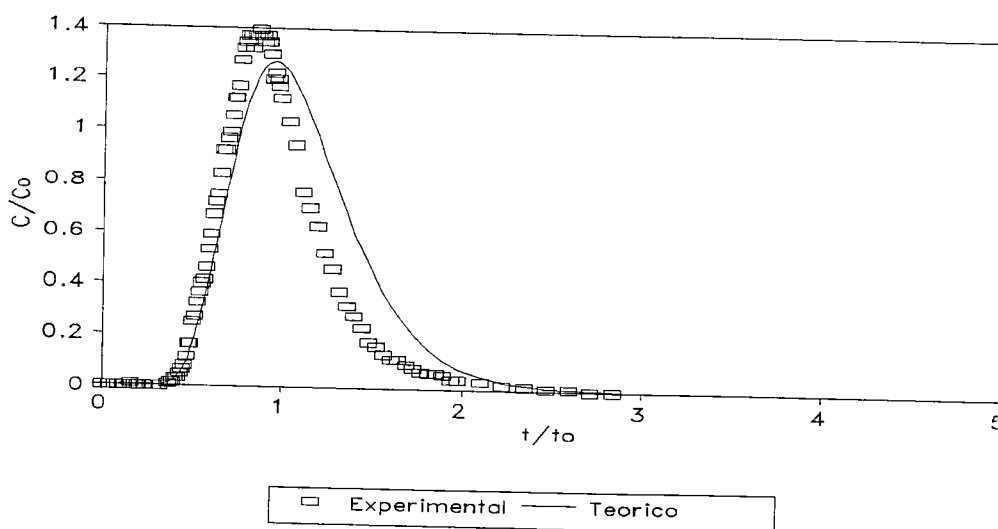


Figura 5.48 - Curva de Ajuste do Modelo de Grande Dispersão, para o Ensaio com Reator **P**, Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 4,0h, sem Produção de Gás.

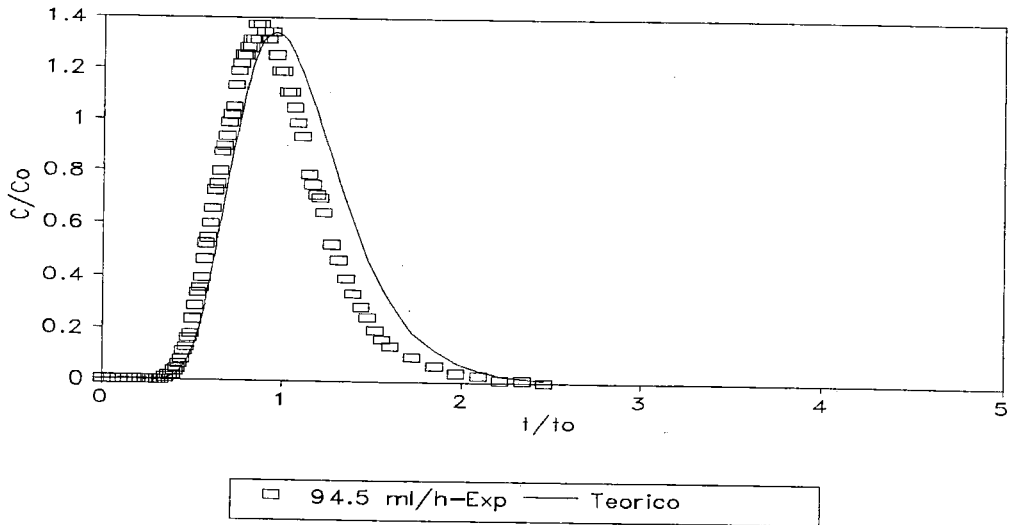


Figura 5.49 - Curva de Ajuste do Modelo de Grande Dispersão, para o Ensaio com Reator **G**, Espessura de Manta de 70% e **TDH** de 4,0h, com Produção de Gás.

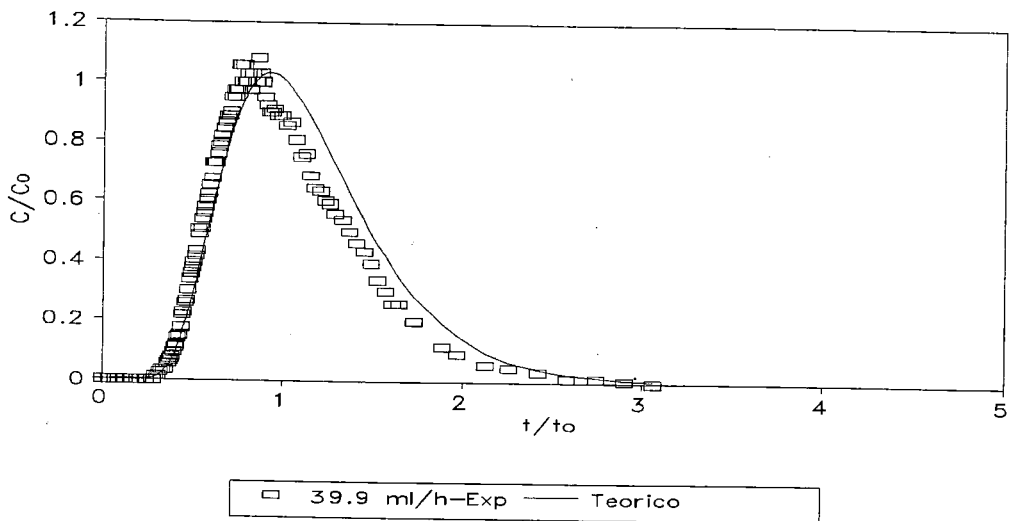


Figura 5.50 - Curva de Ajuste do Modelo de Grande Dispersão, para o Ensaio com Reator **G**, Espessura de Manta de 30% e **TDH** de 6,0h, com Produção de Gás.

5.6 - Comentário Final

Após analisar o modelo e os comportamentos apresentados pelos reatores de bancada estudados, surge a possibilidade de interpretar o processo operacional destes reatores de maneira bastante diferenciada em relação a reatores em escala piloto ou escala real.

Visto que os reatores curtos, no caso o reator **P**, com relação altura/diâmetro(H/D) de 5, foram os que apresentam maior tendência de escoamento em mistura completa, com coeficiente de dispersão $R(2D/uL)$, na maioria das vezes acima de 0,250, o que segundo **Levenspiel (1974)**, caracteriza um escoamento pistonado com grande dispersão.

Os outros dois reatores têm a relação(H/D) entre 10 e 20, sendo que atingiram poucas vezes o índice de dispersão acima de 0,250, indicando que a proporção altura/diâmetro(H/D) acima de 20 facilita a manutenção de fluxo pistonado no reator. Por outro lado, o **TDH** também contribui no regime de escoamento, facilitando ou não o escoamento pistonado.

Portanto, em muitos trabalhos de bancada o regime de escoamento predominante poderá ser realmente, o de mistura completa devido ao longo tempo de detenção. Mas em contrapartida, como constataram **Campos (1990)**, **van der Meer (1979)** e **Bolle et al (1986)**, o comportamento pode ser

dividido, sendo na entrada, escoamento pistonado, na área de reação, escoamento em mistura completa e na saída, escoamento pistonado. Este comportamento não só se verifica pela produção de gás no meio, mas também pela configuração do reator. O trabalho realizado na EESC-USP por **Paula & Foresti (1991)**, provavelmente tinha o escoamento em mistura completa, pois os tempo de detenção médio utilizado foi de 16,0 h.

Sendo assim, as recomendações feitas por **Lettinga & Hulshoff Pol (1986)**, **Souza (1986)** e **Lettinga & Hulshoff Pol (1990)**, de altura de reator ser de 4,5 a 6,0 m e velocidades entre 0,5 e 1,5 m/h, devem manter o regime de mistura completa devido a altura de manta acima de 2,5m, juntamente com a taxa de produção de gás.

Estas considerações deverão ser melhor abordadas em trabalhos futuros sobre hidrodinâmica de reatores anaeróbios, em funcionamento com processo real de tratamento, para permitir comparações diretas.

6 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Neste trabalho foi testada uma instalação modelo de simulação dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente, com resultados satisfatórios. O modelo utiliza gel acrílico e solução de ácidos e bases em substituição à manta de lodo e gás metano produzido em reatores anaeróbios reais.

Das análises e discussões feitas no capítulo anterior podem-se tirar algumas conclusões e propor sugestões que visam melhorar e incrementar o modelo de simulação empregado.

6.1 - Conclusões

O aumento da espessura de enchimento nem sempre é garantia de se obter escoamento em fluxo pistonado. Devem-se levar em conta fatores que influenciam no escoamento do fluido dentro do reator, como produção de gás, difusividade do substrato e correntes convectivas.

A espessura absoluta foi mais significativa que a ocupação percentual da altura do reator, em ambas as séries de ensaios, na determinação do regime de escoamento.

Na série sem produção de gás, a maior espessura da manta garante uma curva de resposta bem próxima da normal, ou seja, pistonado.

Na série de ensaios com produção de gás, a tendência observada foi a de comportamento de mistura completa à medida que se aumenta a espessura da manta e o **TDH**.

O reator **G**, de maior altura, tem maior tendência de se manter em regime de escoamento pistonado em todas alternativas testadas. Por admitir maiores vazões, pode ter minimizado as interferências de outra natureza.

Os reatores **M** e **G** comportaram-se como reatores de escoamento pistonado em todos ensaios, independentemente da espessura da manta e dos **TDHs** testados.

O reator **P** mostrou-se suscetível às alterações de espessura de manta e de **TDH**.

A altura influi no comportamento hidrodinâmico em manta com espessura de 30% e **TDH** de 6.0 h ou mais.

Quanto maior a relação altura/diâmetro maior é a tendência do reator ser pistonado independentemente da espessura da manta de recheio.

Os reatores curtos, no caso o reator **P**, com relação altura/diâmetro (**H/D**) de 5, foram os que apresentaram maior tendência de escoamento em mistura completa.

A relação (H/D) entre 10 e 20 facilita a manutenção de fluxo pistonado no reator.

O enchimento relativamente espesso, na série sem produção de gás, teoricamente garantia o escoamento pistonado nos reatores. Entretanto na série com produção de gás, isto não evitou o aparecimento de perturbações no escoamento.

A variação do **TDH** confirma que os três parâmetros (altura, espessura e tempo de detenção) estão intimamente ligados na determinação do comportamento do fluxo de escoamento de um reator.

O aumento do **TDH** associado a diminuição da espessura da manta facilita a mudança de comportamento do fluxo de escoamento.

A variação do **TDH** afeta mais o reator **P**, por ser mais sensível às mudanças de espessura da manta de enchimento.

O traçador Rodamina β mostrou ser adequado para indicar o comportamento de escoamento nos reatores testados por não aderir na superfície do gel.

O modelo de grande dispersão não é recomendado para determinar o regime de escoamento nos reatores reais, pois só mostrou ser adequado na determinação do comportamento hidrodinâmico de reatores sem produção de gás.

6.2 - Recomendações

Na ampliação ou redução de escala deve-se respeitar a natureza do regime de escoamento hidráulico do reator e as características dos substratos reais na obtenção de resultados satisfatórios.

Para melhorar este método de simulação, deve-se contar com dispositivos de controle do tempo de injeção do traçador, da quantidade injetada e manter a estabilidade da corrente elétrica de todos os equipamentos, inclusive das bombas peristálticas.

Para se fazer estudo detalhado da influência do escoamento dos gases produzidos são necessários câmara isotérmica, gasômetro de precisão e soluções químicas manipuladas com rigor para garantir produtividade constante do gás.

Deve ser estudada a interferência da seção transversal no escoamento hidrodinâmico do reator para manter as características do regime de escoamento.

Faz-se necessário um estudo mais criterioso e detalhado dos dispositivos de entrada e saída destes tipos de reatores, para melhorar as condições de distribuição de substrato no interior do reator.

Deve-se tomar cuidados na interpretação dos resultados experimentais obtidos, pois muito das diferenças podem ter causas no sistema de alimentação, no erro da leitura, na calibração

dos equipamentos ou ainda, na retenção do traçador nos sistemas de entrada e saída dos reatores, por motivos que fogem do controle operacional.

As considerações do parágrafo anterior deverão ser melhor estudadas em trabalhos futuros sobre hidrodinâmica de reatores anaeróbios, em funcionamento com processo real de tratamento, para comparações diretas.

ANEXO

No presente anexo é apresentado projeto detalhado dos reatores utilizados na investigação experimental.

A Figura A1 mostra os cortes transversais e as respectivas dimensões do corpo de reação dos reatores **M** e **G**.

A Figura A2 mostra o corte do corpo de reação do reator **P** e a vista superior indicando a posição dos cortes transversais dos três reatores.

A Figura A3 mostra o corte AA do separador trifásico (decantador e separador de gás) dos reatores **P** e **M**.

A Figura A4 mostra o corte AA do separador trifásico (decantador e separador de gás) do reator **G**.

A Figura A5 mostra cortes transversais do sistema amostrador de líquido instalado ao longo do corpo de reação dos reatores e dos dispositivos de entrada e dreno.

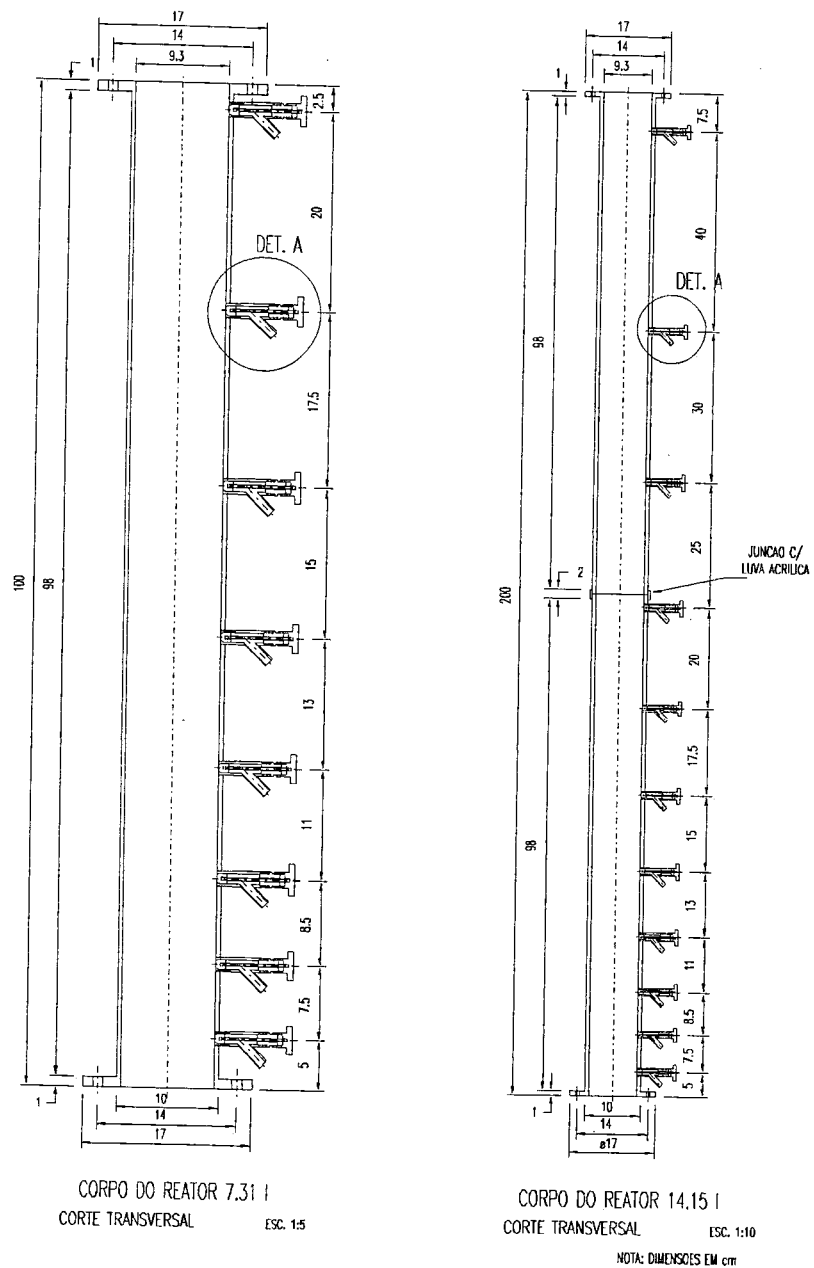


Figura A1 - Cortes transversais dos reatores M e G.

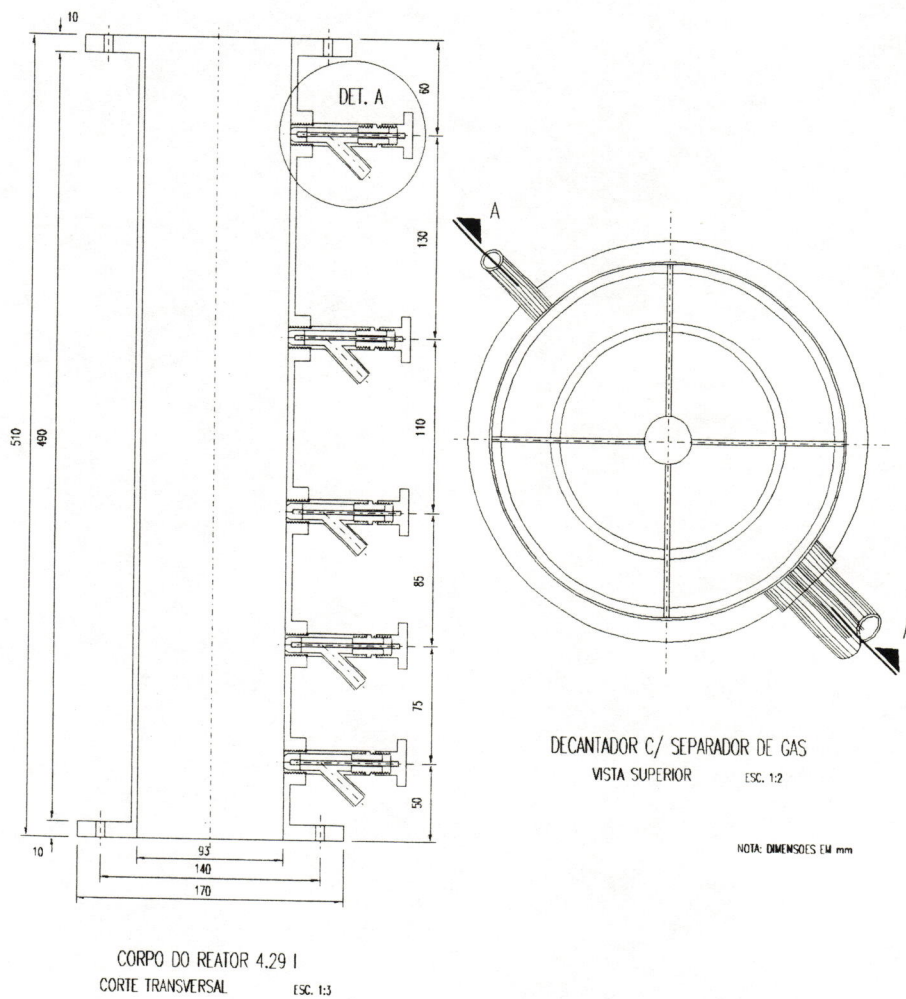
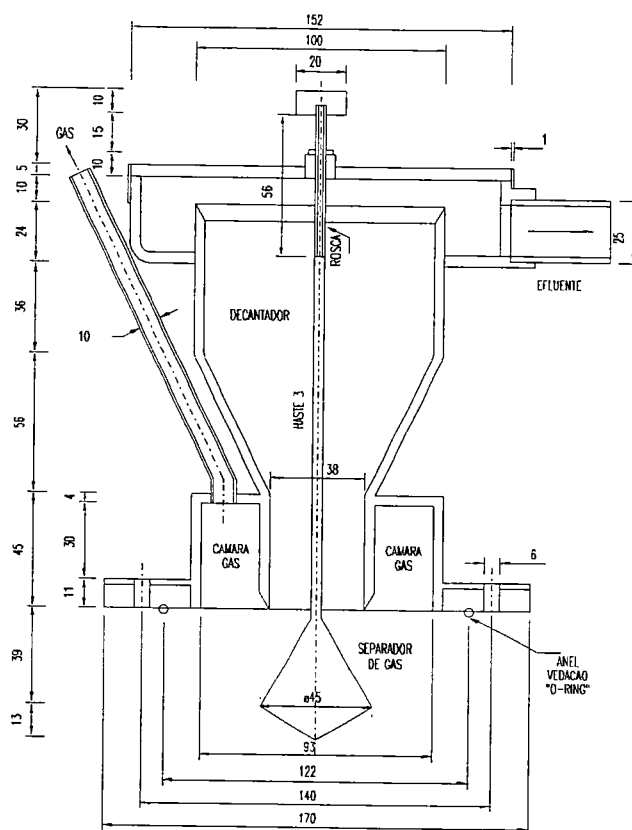


Figura A2 - Corte transversal do reator P e vista superior dos reatores.



DECANTADOR C/ SEPARADOR DE GAS

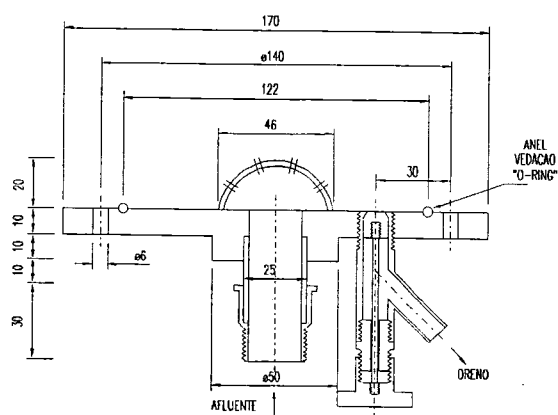
(2x) 4.29 l - 7.31 l

CORTE A-A

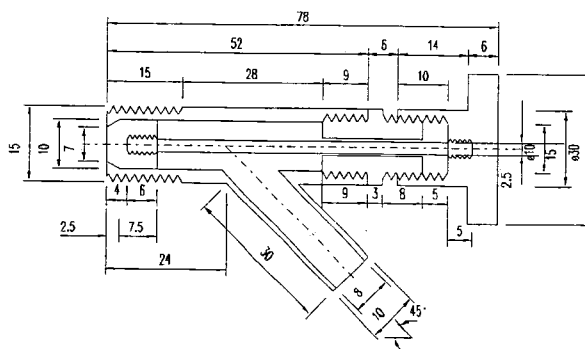
ESC. 1:2

NOTA: DIMENSÕES EM mm

Figura A3 - Corte transversal do separador tri-fásico (decantador e separador de gás) dos reatores **P** e **M**.



DISPOSITIVO DE ENTRADA E DRENO
(3x) 4.29 l - 7.31 l - 14.15 l
CORTE TRANSVERSAL ESC. 1:2



DETALHE DO AMOSTRADOR
DETALHE A - CORTE TRANSVERSAL ESC. 1:1

NOTA: DIMENSÕES EM mm

Figura A5 - Cortes transversais do dispositivo de entrada e dreno e do amostrador de líquidos dos reatores.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AIBA, S.; HUMPHREY, A.E.; MILLIS, N.F. (1973)** - *Biochemical Engineering* - 2 ed ACADEMIC PRESS, Inc - University of Tokyo.
- BATTISTONI, P.; FAVA, G.; RUELLO, M.L. (1990)** - Reology of Sewage Sludge (1) - Development of a Standartized Methodology for Reological Properties Measurement - *INGEGNERIA SANITARIA*, (2), p. 10 - 19.
- BATTISTONI, P.; FAVA, G.; RUELLO, M.L. (1990)** - Reology of Sewage Sludge (2) - Behaviour in Relation to Sludge Properties - In PROCEEDINGS OF ENVIRONMENTAL CONTAMINATION - 4th INTERNATIONAL CONFERENCE, Barcelona, Spain, p. 126 - 128.
- BATTISTONI, P. et al (1991)** - Sludge Reology in a Number of Anaerobic Digestion Processes - 6th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION - POSTER ABSTRACTS, São Paulo, Brasil, p. 38.
- BELLINI et al (1991)** - Hydrodynamic Studies on Anaerobic Sludge Bed Reactors - 6th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION - POSTER ABSTRACTS, São Paulo, Brasil, p. 40.

- BOLLE, W.L. et al (1986)** - Modeling the Liquid Flow in Up-Flow Sludge Blanket Reactors - *BIOTECHNOLOGY & BIOENGINEERING*, vol 28, (11), p. 1615 - 1620.
- BOLLE, W.L. et al (1986)** - An Integral Dynamic Model for the UASB Reactor - *BIOTECHNOLOGY & BIOENGINEERING*, vol 28, (11), p. 1621 - 1636.
- BRODKEY, R.S. (1967)** - *The Phenomena of Fluid Motion* - Ed. ADDISON-WESLEY PUBLISHING COMPANY, USA.
- CAMPOS, C.M.M. (1990)** - *Physical Aspects Affecting Granulation in UASB Reactors* - PhD THESIS - University of New Castle upon Tyne, England.
- CAMPO, C.M.M. & ANDERSON, G.K. (1991)** - The Effect of the Liquid Upflow Velocity and the Substrate Concentration on the Start-up and Steady-State Periods of Lab-Scale UASB Reactors - 6th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, São Paulo, Brasil.
- COUDERC, J.P. (1985)** - Incipient Fluidization and Particulate Systems - In *FLUIDIZATION*, 2nd Ed, ACADEMIC PRESS, London, England, p.1 - 72.
- CUNNINGHAM, A.B. et al (1991)** - Influence of Biofilm Accumulation on Porous Media Hydrodynamics - *ENVIRONMENTAL SCIENCE TECHNOLOGY*, vol 25, (7), p. 1305 - 1311.
- DRAAIJER, J.A.W. et al (1991)** - Performance of the 5 mld UASB Reactor for Sewage Treatment at Kanpur - 6th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON

ANAEROBIC DIGESTION, São Paulo, Brasil, p 115
- 124.

DUBOURGUIER, H.C. et al (1987) - Structural Characteristics and Metabolic Activities of Granular Methanogenic Sludge on a Mixing Defined Substrate - In PROCEEDINGS OF THE GASMAT-WORKSHOP : GRANULAR ANAEROBIC SLUDGE - MICROBIOLOGY AND TECHNOLOGY, Lunteren, The Netherlands.

FISHER, H.B. et al (1979) - *Mixing in Inland and Coastal Waters* - ACADEMIC PRESS, USA.

GUIOT, S.R. et al (1987) - Nutricional Factors Contributing to Microbial Granulation During Upflow Anaerobic Sludge Bed-Filter (UBF) Reactor Start-Up - In PROCEEDINGS GASMAT-WORKSHOP: GRANULAR ANAEROBIC SLUDGE - MICROBIOLOGY AND TECHNOLOGY, Lunteren, The Netherlands.

HAWKES, F.R. et al (1991) - The Stability of Anaerobic Digesters Operating on a Food-Processing Wastewater - 6th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, São Paulo, Brasil.

HEERTJES, P.M. ; KUIJVENHOVEN, J. & van der MEER, R.R. (1982) - Fluid Flow Pattern in Upflow Reactor for Anaerobic Treatment of Sugar Beet Factory Wastewater - *BIOTECHNOLOGY & BIOENGINEERING*, vol 24, p. 443 - 459.

HEERTJES, P.M. & van der MEER, R.R. (1978) - Dynamic of Liquid Flow in an Up-Flow Reactor Used for Anaerobic Treatment of Wastewater -

BIOTECHNOLOGY & BIOENGINEERING, vol 20, (10), p. 1577 - 1594.

HENZE, M. & HARREMOES, P. (1983) - Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors - A Literature Review - *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, vol 15, p.1 - 101.

HUDSON, H.E. Jr (1981) - *Water Clarification Processes Practical Design and Evaluation* - Ed van NOSTRAND REINHOLD COMPANY, USA.

HULSHOFF POL, L.W.; HEIJNEKAMP, K. & LETTINGA, G. (1987) - The Selection Pressure as a Driving Force Behind the Granulation of Anaerobic Sludge - In *PROCEEDINGS GASMAT-WORKSHOP: GRANULAR ANAEROBIC SLUDGE - MICROBIOLOGY AND TECHNOLOGY*, Lunteren, The Netherlands.

LAWRENCE, A.W. (1971) - Application of Process Kinetics to Design of Anaerobic Processes - In *ANAEROBIC BIOLOGICAL TREATMENT*, Ed ADVANCED IN CHEMISTRY SERIES No 105, Washington, DC, USA, p. 163 - 189.

LAWRENCE, A.W. & McCARTY, P.L. (1970) - Unfield Basis for Biological Treatment Design and Operation, *JOURNAL OF THE SANITARY ENGINEERING DIVISION - ASCE*, vol 96, p.757 -777.

LETTINGA, G et al (1980) - Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment - *BIOTECHNOLOGY & BIOENGINEERING*, vol 22, (4), p. 699 - 734.

- LETTINGA, G. & HULSHOFF POL, L.W. (1986)** - Advanced in Reactor Design, Operation and Economy - *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, vol 18, (12), p. 99 -108.
- LETTINGA, G. & HULSOFF POL, L.W. (1990)** - UASB - Process Design for Various Types of Wastewaters In ANAEROBIC TREATMENT TECHNOLOGY WORKSHOP, Valladolid, Spain.
- LETTINGA, G.; ROERSMA, R.; GRIN, P. (1983)** - Anaerobic Treatment of Raw Domestic Sewage at Ambient Temperature Using a Granular Bed UASB Reactor - *BIOTECHNOLOGY & BIOENGINEERING*, vol 25, p. 1701 - 1723.
- LEVENSPIEL, O. (1974)** - *Engenharia das Reações Químicas* - Ed. EDGARD BLÜCHER, São Paulo.
- LEVENSPIEL, O.; LAI, B.W.; CHATLYNE, C.Y. (1970)** - Tracer Curves and the Residence Time Distribution - *CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE*, vol 25, p. 1611 - 1613.
- LEVENSPIEL, O. & SMITH, W.K. (1957)** - Notes on the Diffusion-Type Model for the Longitudinal Mixing of Fluids in Flow - *CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE*, vol 6, p. 227 -233.
- LEVENSPIEL, O. & TURNER, J.C.R. (1970)** - The Interpolation of Residence Time Experiments - *CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE*, vol 25, p. 1605 - 1609.
- LEVICH, V.G.; MARKIN, V.S. & CHISMADZHEV, Y.A. (1967)** - On Hydrodynamic Mixing in a Model of

a Porous Medium with Stagnant Zones - *CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE*, vol 22, p. 1357 -1367.

LÓPES, R.L. ; BRITO, L.P. ; SOUZA MELO, H.N. & SOUZA MELO, J.L. (1994) - Estudo de Similaridade de um Decanto-Digestor-Filtro para Tratamento de Esgotos Domésticos, Construídos em Escala de Laboratório - III CONGRESSO DE ENGENHARIA MECÂNICA NORTE-NORDESTE, Belém, PA, vol II, p. 259 - 260.

MANNO, V.P. & RUOCCO, G. (1989) - A Performance Model of Bubbling Fluidized Bed Hydrodynamics - *POWDER TECHNOLOGY*, vol 59, p. 261 -273.

NOVAES, R.F.V. et al (1988) - Bacterial Identification of Granular Sludge from Domestic Sewage UASB Reactor: Advances in Water pollution Control IN 5th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGETION, Bologna, Italy.

PAULA, D.R. Jr & FORESTI, E (1991) - Kinetic Studies on a UASB Reactor Submitted to Increasing COD Concentration- 6th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, São Paulo, Brasil.

PIRES, E.C. & RIBEIRO, A.P. (1991) - Avaliações Preliminares do Comportamento Hidrodinâmico de Reatores Anaeróbios de Escoamento Ascendente e Manta de Lodo - XI CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA MECANICA, São Paulo.

RIEMER, M. ; KRISTENSEN, G.H. & HARREMOES, P. (1980) - Residence Time Distribution in Submerged

- Biofilters - *WATER RESEARCH*, vol 14, p. 949 - 958.
- SOUZA, M. E. (1986)** - Criteria for the Utilization, Design and Operation of UASB Reactors- *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, vol 18, (12), p. 55 - 69.
- SPEECE, R. E. (1983)** - Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment - *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, vol 17, 416a - 427a.
- STUMM, W. & MORGAN, J. J. (1970)** - *Aquatic Chemistry - An Introduction Emphasizing Chemical Equilibria in Natural Water* - Ed. JOHN WILLEY & SONS, Inc, USA.
- THEOLEYRE, M. A. & MLAOUHI, A. (1988)** - Using a Chemical Tracer to Determine the Real Retention Time of the Digestor - 5th INTERNATIONAL SYMPOSIUM OF ANAEROBIC DIGESTION, Bologna, Italia, p. 243 -246.
- TREYBAL, R. E. (1980)** - *Mass-Transfer Operations* - MCGRAW-HILL BOOKS COMPANY, USA.
- van der MEER, R. R. (1979)** - *Anaerobic Treatment of Wastewater Containing Fatty Acids in Upflow Reactors* - PhD THESIS - DELFT UNIVERSITY PRESS, Delft, Netherlands, .
- VANDERHAGEN, B. et al (1991)** - Acidogenesis in Relation to In-Reactor Granule Yield - 6th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, São Paulo, Brasil.

- VIEIRA, S.M.M. & SOUZA, M.E. (1986)** - Development of Technology for the Use of the UASB Reactor in Domestic Sewage Treatment- *WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY*, vol 18, (12), p. 109 -121.
- YANG, B.S.; JAHAN, K.; YOUNG, J.C. (1987)** - Modeling of Anaerobic Filter Performance - 8th MIAMI INTERNATIONAL CONFERENCE ON ALTERNATIVE ENERGY SOURCES, Miami Beach, .
- YOUNG, J.C. & DAHAB, M.F. (1982)** - Operational Characteristic of Anaerobic Packed-Bed Reactor - *BIOTECHNOLOGY & BIOENGINEERING SYMPOSIUM*, vol 12, p. 303 - 316.
- YOUNG, J.C. & McCARTY, P.L. (1969)** - Anaerobic Filter for Waste Treatment - *JOURNAL WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION*, vol 41, p. 160 - 173.
- YOUNG, H.W. & YOUNG, J.C. (1988)** - Hydraulic Characteristics of Upflow Anaerobic Filters - *JOURNAL OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING*, vol 114, (3), p. 621 - 638.
- WANG, D.I.C. et al (1979)** - *Fermentation and Enzyme Technology*- Ed JOHN WILEY & SONS, P. 194 -211.
- WIEGANG, W.M. (1987)**- The "Spaghetti Theory" on Anaerobic Granular Sludge Formation, or the Inevitability of Granulation - In PROCEEDINGS GASMAT-WORKSHOP: GRANULAR ANAEROBIC SLUDGE - MICROBIOLOGY AND TECHNOLOGY, Lunteren, The Netherlands.
- WILSON, J.F.; COBB, E.D.; KILPATRICK, F.A. (1986)** - Fluorometric Procedure for Dye Tracing - In

TECHNIQUES OF WATER RESOURCES INVESTIGATIONS
OF THE UNITED STATES GEOLOGICAL SURVEY, cap
12, book 3.

WOLF, D. & RESNICK, W. (1967) - Residence Time
Distribution in Real Systems - I & EC
FUNDAMENTALS, vol 2, (4), p. 283 -293.

ZEEUW, W. J. (1984) - *Acclimatization of Anaerobic
Sludge for UASB Reactor Start-up* - PhD THESIS,
Agricultural University, Wageningen, The
Netherlands, 157 p.

ZEEUW, W. J. (1987) - Granular Sludge in UASB
Reactors - In PROCEEDINGS GASMAT-WORKSHOP:
GRANULAR ANAEROBIC SLUDGE - MICROBIOLOGY AND
TECHNOLOGY, Lunteren, The Netherlands.