

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

CERRO LARGO

2015

UNIVERSIDADE FEDERAL DA FRONTEIRA SUL – UFFS

**DETERMINAÇÃO DA NÃO-IDEALIDADE DE
BIORREATORES TIPO LAGOA ANAERÓBIA**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

GUILHERME DAVI MUMBACH

CERRO LARGO – RS

2015

GUILHERME DAVI MUMBACH

**DETERMINAÇÃO DA NÃO-IDEALIDADE DE BIORREACTORES TIPO LAGOA
ANAERÓBIA**

Trabalho apresentado à Universidade Federal da Fronteira Sul, como parte das exigências do Curso de Graduação em Engenharia Ambiental, para a obtenção do título de Engenheiro Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Bruno München Wenzel

CERRO LARGO - RS

2015

GUILHERME DAVI MUMBACH

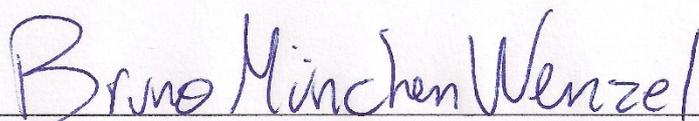
**DETERMINAÇÃO DA NÃO-IDEALIDADE DE BIORREATORES TIPO LAGOA
ANAERÓBIA**

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova o Trabalho de Conclusão de Curso elaborado por Guilherme Davi Mumbach, como requisito parcial para obtenção do título de Engenheiro Ambiental da Universidade Federal da Fronteira Sul.

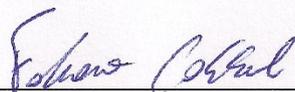
Orientador: Prof. Dr. Bruno München Wenzel

Aprovado em 07 de Dezembro de 2015

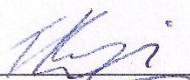
BANCA EXAMINADORA



Prof. Dr. Bruno München Wenzel – UFFS/*Campus* Cerro Largo



Prof. Dr. Fabiano Cassol – UFFS/*Campus* Cerro Largo



Prof. Dr. Tiago de Cacio Luchese – UFFS/*Campus* Cerro Largo

Dedico este trabalho aos meus familiares,
que independentemente da situação
tiveram paciência e me apoiaram.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a DEUS, por ter me dado força, persistência, sabedoria e humildade.

Aos meus pais Guido e Cerlene, meus irmãos Kleiton e Cassiana, pelo apoio, incentivo e compreensão em todos os momentos.

Agradeço ao meu orientador Prof. Dr. Bruno München Wenzel pelo empenho, paciência, apoio e dedicação na orientação do trabalho.

Agradeço ao voluntário da Universidade da Fronteira Sul, Djonathan Luiz Giordani Lenz pelo auxílio na condução das corridas experimentais e análises, e por estar sempre pronto a auxiliar.

Agradeço a todos os professores, técnicos, colegas da UFFS e amigos que de uma forma ou outra contribuíram, apoiaram e auxiliaram na realização do trabalho.

Agradeço ao apoio financeiro obtido da FAPERGS, financiadora de bolsa de pesquisa de iniciação científica, que englobou este estudo.

Agradeço ao apoio fornecido pela Universidade Federal da Fronteira Sul, quanto à disponibilização de infraestrutura e materiais para realização da pesquisa.

SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS.....	i
LISTA DE FIGURAS.....	ii
LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS.....	iv
RESUMO.....	vii
ABSTRACT	viii
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS.....	4
3. FUNDAMENTOS TEÓRICOS	5
3.1. REATORES CONTÍNUOS	5
3.1.1. Reatores contínuos ideais.....	5
3.1.1.1. Reator Agitado de Mistura Perfeita.....	5
3.1.1.2. Reator Tubular.....	6
3.1.2. Reatores contínuos não-ideais	6
3.1.2.1. Referencial teórico	9
3.2. REATORES NÃO-IDEAIS E A DTR	11
3.2.1. Medida da DTR	12
3.2.1.1. Perturbação em pulso	12
3.2.2. Características da DTR.....	13
3.2.2.1. Tempo de Residência Médio.....	14
3.2.2.2. Variância e Assimetria	14
3.2.2.3. Função DTR Normalizada	15
3.2.3. DTR em Reatores ideais.....	15
3.2.3.1. DTR para reator PFR.....	16
3.2.3.2. DTR para um reator CSTR.....	16
3.3. LAGOAS ANAERÓBIAS	18
3.4. MODELOS DE NÃO-IDEALIDADES EM REATORES	20
3.4.1. Sem parâmetros ajustáveis	21
3.4.1.1. Modelo de segregação.....	21
3.4.1.2. Modelo de escoamento laminar.....	22
3.4.1.3. Modelo de mistura máxima.....	22
3.4.2. Um parâmetro ajustável	23
3.4.2.1. Modelo de tanques em série.....	23
3.4.2.2. Modelo de dispersão.....	24
3.4.3. Dois ou mais parâmetros ajustáveis.....	24

3.4.3.1.	Reatores reais modelados como combinações de reatores ideais	24
4.	MATERIAIS E MÉTODOS.....	26
4.1.	MATERIAIS E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	26
4.2.	APARATO EXPERIMENTAL.....	28
4.3.	MÉTODO ANALÍTICO	30
4.4.	MODELAGEM DAS NÃO-IDEALIDADES.....	31
5.	RESULTADOS E DISCUSSÕES	33
5.1.	CARACTERIZAÇÃO DA DTR E SUAS PROPRIEDADES.....	33
5.1.1.	Tempo de residência médio e Tempo normalizado	33
5.1.2.	Variância e Assimetria	36
5.1.3.	Análise estatística.....	36
5.2.	DESENVOLVIMENTO DE MODELOS DE NÃO-IDEALIDADE	39
5.2.1.	Modelos Convencionais com presença de volume morto.....	39
5.2.2.	Modelos com presença de <i>by-pass</i> e volume morto.....	43
5.2.3.	Modelos com presença de reciclo e volume morto.....	47
5.3.	AJUSTE DOS MODELOS	52
5.3.1.	Ajuste dos parâmetros do modelo.....	53
5.3.2.	Escolha do melhor modelo	58
5.3.3.	Equação de projeto para o reator	59
6.	CONCLUSÕES	61
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	63

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1. Características das corridas experimentais.	27
Tabela 5.1. Tempo de residência de projeto (τ), Tempo de residência médio (t_m) e Tempo normalizado (θ) obtido a partir dos dados experimentais.	34
Tabela 5.2. Valores normalizados de variância e assimetria.	36
Tabela 5.3. Avaliação estatística da significância através do teste t-student para os resultados obtidos de tempo normalizado.	37
Tabela 5.4. Avaliação estatística através do teste t-student para os resultados normalizados obtidos para a variância e assimetria.	38
Tabela 5.5. Tabela com as equações finais, $E(t)$ e $E(\theta)$, dos modelos desenvolvidos.	52
Tabela 5.6. Valores obtidos para os parâmetros dos modelos, coeficiente de correlação, coeficiente de correlação ajustado, média e desvio padrão para a repetição do ponto central – Experimentos 2 e 2.R.	54

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1. Exemplos de não idealidades em reatores (a) PFR, (b) Lagoa anaeróbia e (c) CSTR. (adaptado de WENZEL, 2015; adaptado de FOGLER, 2009).	8
Figura 3.2. Reator contínuo com injeção de traçador tipo pulso e detecção no efluente – para medidas de DTR (adaptado de FOGLER, 2009).	12
Figura 3.3. Função DTR e DTR cumulativa para reatores PFR e batelada: função delta de Dirac (adaptado de FOGLER, 2009).	16
Figura 3.4. Função DTR e DTR cumulativa para um reator CSTR ideal (adaptado de FOGLER, 2009).	18
Figura 3.5. Biodigestores empregados na produção de biogás (OLIVEIRA e HIGARASHI, 2006)	19
Figura 4.1. Estrutura do reator (a) com as dimensões e (b) após construído com madeira pinus.	29
Figura 4.2. Sistema experimental composto por um protótipo de reator tipo lagoa anaeróbia revestido com geomembrana, reservatório de armazenamento de água potável e bomba peristáltica.	30
Figura 4.3. Gráfico da curva de calibração e da melhor reta.	31
Figura 5.1. Gráfico da (a) função de distribuição de tempos de residência, $E(t)$, para o experimento 1, experimento 2 e experimento 3, com linhas verticais indicando o tempo de residência médio; e (b) função normalizada da distribuição de tempos de residência normalizada, $E(\theta)$, para o experimento 1, experimento 2 e experimento 3, com linhas verticais indicando o tempo normalizado para cada caso.	35
Figura 5.2. Gráfico do tempo normalizado para o experimento 1, média do experimento 2 com a repetição do experimento 2 e a respectiva barra de erro, e experimento 3.	38
Figura 5.3. Ilustração do sistema composto por um CSTR com volume morto.	40
Figura 5.4. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com presença de volume morto.	41
Figura 5.5. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com volumes variáveis e volume morto.	42
Figura 5.6. Ilustração do sistema composto por um CSTR com by-pass e volume morto.	44

Figura 5.7. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com by-pass e volume morto.....	45
Figura 5.8. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com by-pass, volumes variáveis e volume morto.....	46
Figura 5.9. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com reciclo e volume morto.....	47
Figura 5.10. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com reciclo, volumes variáveis e volume morto.....	50
Figura 5.11. Gráfico contendo as curvas geradas pelos modelos para ajustar a curva de dados experimentais da 1ª corrida experimental.....	55
Figura 5.12. Gráfico das curvas geradas pelos modelos para ajustar a curva de dados da 2ª corrida experimental.	56
Figura 5.13. Gráfico contendo as curvas geradas pelos modelos para ajustar a curva de dados experimentais da repetição da 2ª corrida experimental.	57
Figura 5.14. Gráfico contendo as curvas geradas pelos modelos para ajustar a curva de dados experimentais da 3ª corrida experimental.....	58

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

a	Parâmetro do modelo de reciclo definido no texto	[T ⁻¹]
b	Parâmetro do modelo de reciclo definido no texto	[T ⁻¹]
BP1VM	Um CSTR com <i>by-pass</i> e volume morto	
BP2VM	Dois CSTRs em série com <i>by-pass</i> e volume morto	
BP2VMVV	Dois CSTRs em série com <i>by-pass</i> , volumes variáveis e volume morto	
C	Concentração	[M.L ⁻³]
c	Parâmetro do modelo de reciclo definido no texto	[T ⁻¹]
CSTR	Reator agitado de mistura perfeita	
C1VM	Um CSTR com volume morto	
C2VM	Dois CSTRs em série com volume morto	
C2VMVV	Dois CSTRs em série com volumes variáveis e presença de volume morto	
d	Parâmetro do modelo de reciclo definido no texto	[T ⁻¹]
D_a	Coefficiente de dispersão	[L ² T ⁻¹]
D_b	Largura na base	[L]
D_c	Largura aferida ao nível d'água	[L]
DTR	Distribuição de tempos de residência	
$E(t)$	Função de distribuição de tempos de residência	[T ⁻¹]
$E(\theta)$	Função normalizada de distribuição de tempos de residência	[adim.]
F	Fluxo mássico	[M.T ⁻¹]
$F(t)$	Função distribuição de tempos de residência cumulativa	[T ⁻¹]
gl	Número de graus de liberdade	
H	Altura do reator	[L]
L_b	Comprimento na base	[L]
L_c	Comprimento aferido ao nível d'água	[L]
N	Massa	[M]
np	Número de parâmetros do modelo	
nt	Número total de experimentos	
PFR	Reator tubular	

r	Velocidade de reação	
R^2	Coeficiente de correlação	[adim.]
r_1	Autovetor	
r_2	Autovetor	
R2VM	Dois CSTRs em série com reciclo e volume morto	
R2VMVV	Dois CSTRs em série com reciclo, volumes variáveis e volume morto	
r_3	Autovetor	
r_4	Autovetor	
$R^2_{ajustado}$	Coeficiente de correlação ajustado	[adim.]
R_{BP}	Razão de <i>by-pass</i>	[adim.]
RR	Razão de reciclo	[adim.]
RSS_{mod}	Somatório dos quadrados do resíduo entre o modelo e o dados experimentais	[adim.]
s^3	Assimetria	[adim.]
SS_{exp}	Somatório total dos quadrados	[adim.]
t	Tempo	[T]
t_m	Tempo de residência médio	[T]
V	Volume do reator	[L ³]
U	Vazão volumétrica	[L ³ .T ⁻¹]
U_0	Vazão volumétrica na entrada	[L ³ .T ⁻¹]
U_{0BP}	Vazão de <i>by-pass</i>	[L ³ .T ⁻¹]
U_R	Vazão de reciclo	[L ³ .T ⁻¹]
w_1	Coeficiente da solução particular	
w_2	Coeficiente da solução particular	
X	Conversão	[adim.]

Letras gregas

μ	Limite do intervalo de confiabilidade	
α	Parâmetro que relaciona volume útil e volume real do reator	[adim.]

β	Parâmetro de proporção volumétrica entre o reator 1 e o reator 2	[adim.]
λ_1	Autovalor associado a coluna 1 da matriz 2x2	
λ_2	Autovalor associado a coluna 2 da matriz 2x2	
τ	Tempo de residência de projeto	[T]
σ^2	Variância	[adim.]
θ	Tempo normalizado	[adim.]
ϕ	Ângulo de inclinação da borda do reator	Graus
δ	Sinal de estímulo tipo pulso à entrada do sistema	

RESUMO

Guilherme Davi Mumbach. Determinação da não-idealidades de biorreatores tipo lagoa anaeróbia.

Reatores anaeróbios convencionais do tipo lagoa são largamente utilizados para tratamento de efluentes, tanto no meio urbano, como no meio rural. Isto em vista da simplicidade e baixo custo de implantação. No dimensionamento de lagoas anaeróbias, é necessário a adoção de um modelo da cinética do processo de biodigestão anaeróbia e um balanço material para o reator. Para o balanço material geralmente são utilizados os modelos ideais de reatores – Reator Agitado de Mistura Perfeita (CSTR) ou Reator Tubular (PFR). Entretanto, devido às dimensões das lagoas e a fluidodinâmica inerente, devem ser previstos desvios da idealidade. Através da análise da Distribuição de Tempos de Residência (DTR), este trabalho visa determinar a não idealidade dos reatores tipo lagoa anaeróbia para uma geometria típica de reator, avaliando o efeito do tempo de residência de projeto. Ainda, objetivou-se a proposição de um modelo de balanço material que incorpore as não-idealidades do sistema. Para isso foi utilizada a técnica da injeção pulso de traçador (azul de metileno) que, com a mensuração da concentração do mesmo na saída, a função DTR é determinada. A partir desses dados, foi ajustado um modelo para prever a não-idealidade do reator. Para realização das corridas experimentais foi construído um reator de madeira revestido internamente com geomembrana de PVC de 8 mm, apresentando razão L/D 2/1, razão H/D 1/4, inclinação das bordas de 1:2 (D/4:H) e volume útil total de 0,92 m³. Foram realizados experimentos adotando-se tempos de residência de projeto de 3, 6 e 9 dias. Os valores experimentais normalizados obtidos para tempo de residência médio, variância e assimetria, levantaram as hipóteses de que (i) há volume morto no reator; (ii) escoamento mais próximo a um CSTR em detrimento de um PFR; (iii) o escoamento no reator pode ser representado por meio de reatores CSTR em série. Assim, foram teorizados modelos, aqui classificados como (i) convencionais, (ii) de *by-pass* e (iii) de reciclo. A partir da solução analítica de cada um deles foram obtidas representações matemáticas para a DTR, que caracterizam a modelagem das não-idealidades do reator. Estes modelos foram ajustados aos dados experimentais através do algoritmo de otimização não linear *Trust-region-reflective optimization algorithm*. Como parâmetro de comparação, para decisão do melhor modelo (representação do escoamento do reator), foram computados os coeficientes de correlação ajustado. O melhor ajuste nos quatro conjuntos de dados experimentais foi obtido com o modelo de dois CSTRs em série com volumes variáveis e volume morto. Por fim, para o reator estudado, apresenta-se um modelo de balanço material capaz de prever de forma mais exata a conversão da matéria orgânica de efluentes e, quando for o caso, a produtividade de biogás, auxiliando no dimensionamento destes equipamentos.

Palavras-Chave: Reator anaeróbio. Lagoas anaeróbias. Não-idealidade de reatores. Distribuição de tempos de residência.

ABSTRACT

Guilherme Davi Mumbach. Determination of the non-idealities of bioreactors anaerobic pond-type.

The conventional anaerobic pond-type reactors are widely used for wastewater treatment, just as in urban areas as in rural areas. This is because of the simplicity and low cost of deployment. When dimensioning anaerobic pond, it is necessary to adopt a kinetic model of anaerobic digestion process and a material balance for the reactor. Ideal models, like continuous-stirred tank reactor (CSTR) or Plug Flow Reactor (PFR), are generally used for material balance. However, due to the size of the ponds and the inherent hydrodynamics, they must be provided deviations from ideality. Through the analysis of residence time distribution (DTR), this research aims to determine the non-ideality of the reactor anaerobic pond-type for a typical reactor's geometry, evaluating the effect about residence time project. Also, it was aimed to propose a model of balance material that incorporates the non-idealities of this system. For this, it was used the technique of pulse injection tracer (methylene blue) that, with the measurement of the concentration of it at the output, the DTR function is determined. From these data sets, it was predicted a model with non-ideality of the reactor. To perform the experimental runs, it was constructed a wood reactor and internally lined with PVC geomembrane of 8 mm, with ratio L/D of 2/1, ratio H/D of 1/4, edge inclination 1:2 (D/4:H) and total useful volume of 0,92 m³. The experiments were conducted adopting residence times project of 3, 6 and 9 days. The experimental normalized values obtained for residence time medium, variance and asymmetry, raised the chances that (i) there is dead volume in the reactor; (ii) closest flow of a CSTR in detriment of a PFR; (iii) the flow of this reactor can be represented by means of CSTR reactors in series. Thus, models were theorized, here classified as (i) conventional, (ii) bypass and (iii) recycle. From the analytical solution of each one were obtained the mathematical representations for the DTR that characterize the modeling of non-idealities reactor. These models were adjusted to the experimental data through the nonlinear optimization algorithm called Trust-region-reflective optimization algorithm. As a parameter of comparison, to decide the best model (representation of reactor flow), they were computed the adjusted coefficient correlation. The best adjust in four sets of experimental data was obtained with the model of two CSTRs in series with variable volumes and dead volume. Finally, to the reactor studied, it is proposed a material balance model, able to predict more accurately the conversion of organic matter from wastewater and, when necessary, biogas productivity, supporting the dimensioning of such equipment.

Keywords: Anaerobic reactor. Anaerobic pond. Non-ideality of reactors. Residence time distribution.

1. INTRODUÇÃO

A situação do esgotamento sanitário nos municípios brasileiros ainda está longe de alcançar uma condição satisfatória. Em 2008 o percentual de municípios com rede de coleta de esgoto foi de 55,1%, mas com elevadas diferenças regionais (IBGE, 2011). A proporção de esgoto tratado em relação ao coletado apresenta grandes diferenças entre os Estados, acima de 70% em Roraima, Rio de Janeiro, Paraná e Distrito Federal e inferior a 50% nos Estados do Acre, Amazonas, Alagoas, Minas Gerais e Rio Grande do Sul, por exemplo (IBGE, 2011). Percebe-se que o sistema de tratamento de esgoto sanitário é insuficiente para atender a demanda do setor, uma vez que somente a metade dos municípios brasileiros faz coleta de esgoto e que grande parte do esgoto coletado não recebe tratamento adequado antes de serem lançados nos corpos d'água, podendo causar variados tipos de doenças e ocasionando uma demanda onerosa de recursos a serem investidos na profilaxia e tratamento de enfermidades.

Ainda, a questão do saneamento básico no meio rural vem sendo muito discutida. Isto tendo em vista as criações intensivas de animais, como suínos por exemplo, que geram efluentes com elevadas cargas orgânicas. O lançamento dos dejetos sem nenhuma forma de tratamento nos cursos d'água ou solo acarreta desequilíbrios ecológicos e poluição, devido a redução do teor de oxigênio dissolvido na água, disseminação de patógenos e contaminação de recursos hídricos com amônia, nitratos e outros elementos tóxicos (DIESEL, MIRANDA e PERDOMO, 2002).

Diante do déficit sanitário do Brasil, constata-se a necessidade de sistemas simplificados e de baixo custo para a coleta e tratamento de esgotos e efluentes, tanto no meio urbano quanto rural.

Especialmente no meio rural, onde são gerados efluentes com elevada carga orgânica, a possibilidade de utilização de reatores anaeróbios para o tratamento de dejetos de animais, a coleta e utilização energética do metano gerado no processo de biodigestão anaeróbia (que geram metano - CH₄ - como um dos produtos do metabolismo celular do consórcio de bactérias) surge como uma importante oportunidade para: i) geração de energia descentralizada, renovável e com grande versatilidade (possibilidade de obtenção de calor, energia elétrica e combustível veicular); ii) saneamento no meio rural, com diminuição do potencial poluidor, redução na emissão de odores e melhoramento das características para uso como fertilizante agrícola; iii) melhoria do potencial econômico das propriedades; iv) diminuição da emissão de gases poluentes.

Chernicharo (2007) classificou os sistemas anaeróbios utilizados para tratamento de esgotos e efluentes em geral em dois grandes grupos: 1) sistemas convencionais e 2) sistemas de alta taxa. Os sistemas convencionais são reatores anaeróbios caracterizados por serem operados com baixas cargas orgânicas volumétricas, pois são desprovidos de mecanismos de retenção de grandes quantidades de biomassa celular – com elevada atividade microbiana. Enquanto isto, os sistemas de alta taxa consistem em reatores nos quais existe algum mecanismo de retenção de biomassa celular, proporcionando elevados tempos de retenção celular e, conseqüentemente, baixos tempos de residência do efluente.

Para atender a grande demanda no que se refere ao tratamento de esgotos, Chernicharo (2007) indica, para o Brasil, a aplicação de estações de tratamento que utilizem lagoas de estabilização/anaeróbias (sistema convencional), entre outras alternativas viáveis (aplicação no solo, tanques sépticos + filtro anaeróbio, reator de manta de lodo e filtro biológico percolador). Isto deve-se principalmente ao baixo custo de implantação e de manutenção, simplicidade operacional, eficiências adequadas, flexibilidade em futuras expansões, possibilidade de aplicação em pequena escala e experiências práticas.

No meio rural, o reator anaeróbio destinado ao tratamento de dejetos de suínos mais utilizado no Brasil é conhecido como modelo canadense modificado (CORTEZ, LORA e GÓMEZ, 2008). É composto basicamente por um tanque para armazenar e permitir a digestão da biomassa e o gasômetro (campânula) destinado a armazenar o biogás. Devido a simplicidade de construção, o tanque trata-se de uma lagoa (câmara subterrânea) para onde os dejetos são canalizados, revestida com material impermeabilizante. A campânula superior é construída de manta de PVC para reter o biogás produzido. Este modelo é o mais implantado no Brasil devido aos seus menores custos e facilidade de implantação (MARCHESAN, 2012).

Para dimensionamento de qualquer reator são necessários dois principais elementos: o balanço material do reator e a cinética do processo. Para estabelecimento de um modelo cinético válido, são realizados experimentos em condições monitoradas, de forma a se determinar as variáveis que influenciam na velocidade da conversão efetuada por microrganismos, por exemplo. Chen (1983) indica que, para o processo de digestão anaeróbia de dejetos suínos, a velocidade específica de crescimento celular segue o modelo de Contois (1959). Quanto ao balanço material para os reatores anaeróbios, avaliam-se as características fluidodinâmicas do processo. Para os reatores anaeróbios convencionais (os quais não possuem mecanismos de captura e manutenção no reator de biomassa celular) normalmente utilizam-se modelos de reatores ideais. Neste contexto, entre os reatores ideais contínuos pode-se indicar a aplicação de modelos para reatores contínuos de tanque agitado (CSTR ou de retromistura) e os reatores

plug-flow (PFR ou tubular). Nesses sistemas as moléculas permanecem no reator, precisamente, o mesmo tempo.

Entretanto, as lagoas anaeróbias – tanto as destinadas a biodigestão de efluentes de criações de animais quanto as destinadas ao tratamento de esgotos – não obedecem um comportamento ideal como é previsto pelos modelos ideais, pois o tempo de permanência das partículas no interior do reator diferem.

Neste contexto, o objetivo do presente trabalho é determinar as não idealidades e um modelo de não-idealidade de reatores tipo lagoa com geometria típica dos biorreatores anaeróbios utilizados para dejetos de suínos. Para isso, foi confeccionado um reator em escala laboratorial e as não idealidades foram avaliadas por meio da técnica de Distribuição de Tempos de Residência (DTR) destes reatores, investigando a influência do tempo de residência de projeto. A partir desta avaliação, mostrou-se que o tempo de residência de projeto (dado pela razão entre o volume do reator pela vazão de entrada no reator), na faixa entre 3 e 9 dias, não apresentou influência significativa sobre a fluidodinâmica do reator. A partir disto pôde-se determinar um modelo de não idealidade do reator, possibilitando uma predição mais exata quanto a eficiência destes sistemas, e auxiliando o dimensionamento dos mesmos.

2. OBJETIVOS

O objetivo geral do presente trabalho consistiu em determinar a não idealidade dos reatores tipo lagoa anaeróbia, através da técnica de distribuição de tempos de residência (DTR), investigando o efeito do tempo de residência de projeto empregado. E também a determinação de um modelo para prever o comportamento hidrodinâmico do reator.

Como objetivos específicos, podemos citar:

- i. Dimensionar e confeccionar um protótipo de reator tipo lagoa, com geometria típica daqueles utilizados para digestão anaeróbia de dejetos de suínos.
- ii. Investigar a influência do tempo de residência na DTR e as suas propriedades, com base em experimentos utilizando a técnica de injeção em pulso de um traçador, em um protótipo de reator tipo lagoa anaeróbia.
- iii. Obtenção de modelos para a função DTR – que caracteriza a modelagem da não idealidade do reator – por meio da suposição de diferentes configurações de reatores ideais.
- iv. Dentre as configurações propostas, determinar o melhor modelo para predição das não idealidades do reator.

3. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

Neste capítulo é apresentado um levantamento bibliográfico dos principais assuntos e trabalhos pertinentes aos reatores anaeróbios não-ideais tipo lagoa, bem como as equações fundamentais que envolvem a determinação dos tempos de residência e caracterizam as não-idealidades.

3.1. REATORES CONTÍNUOS

A operação dos reatores contínuos quase sempre é em regime estacionário. Atualmente existem diversos tipos de reatores, das mais variadas proporções e finalidades, contudo, são exemplos dos principais reatores ideais os CSTR (Reator Agitado de Mistura Perfeita) e os PFR (Reator Tubular). Esses reatores constituem dois casos extremos do escoamento, pois no CSTR ocorre mistura perfeita e as condições internas e na saída, como concentração e temperatura, são as mesmas, e no PFR as condições, como concentração, vão se alterando conforme o líquido escoar no reator (FOGLER, 2009; LEVENSPIEL, 2000).

3.1.1. Reatores contínuos ideais

3.1.1.1. Reator Agitado de Mistura Perfeita

O Reator agitado de mistura perfeita também é conhecido por Reator de Retromistura ou Reator de Mistura Completa (CSTR – *continuous-stirred tank reactor* ou CFSTR – *constant flow stirred tank reactor*) e comumente é utilizado em processos industriais operado continuamente. Pelo fato desse reator ser considerado como mistura perfeita, cada variável é a mesma em cada ponto dentro do reator, não sendo dependentes da posição ou do tempo. Desse modo a temperatura e a concentração ou velocidade de reação são modeladas como idênticas em todo o reator, inclusive na saída (FOGLER, 2009).

A seguir é exposta a equação do balanço material para um CSTR, Equação (3.01):

$$F_{A0} - F_A + \int^V r_A dV = \frac{dN_A}{dt} \quad (3.01)$$

Em que F é o fluxo mássico da espécie A ($M.T^{-1}$), t é o tempo (T) e N é dado em massa (M), V é o volume (L^3) e r é a velocidade de reação da espécie A.

Considerando que o CSTR seja operado em estado estacionário, conseqüentemente não haverá variações espaciais na velocidade de reação, sendo assim temos a equação de projeto para um CSTR:

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{-r_A} \quad (3.02)$$

Em que V é o volume do reator requerido para reduzir a vazão mássica da espécie A que entra, de F_{A0} para a vazão mássica de saída F_A , quando a espécie A que entra e está desaparecendo a uma velocidade $-r_A$ (FOGLER, 2009).

3.1.1.2. Reator Tubular

O reator tubular também é conhecido por reator de fluxo pistonado (PFR – Plug Flow Reactor), esse reator consiste em um tubo cilíndrico que geralmente é operado em estado estacionário. Conforme os reagentes escoam ao longo do reator, eles vão sendo consumidos. Nesta configuração de reator considera-se que a concentração varia axialmente, conseqüentemente a velocidade de reação também irá variar, exceto as de ordem zero (FOGLER, 2009).

A equação geral para o balanço material é dada pela Equação (3.01), em que consideramos conforme a Equação (3.03)

$$F_A|_V - F_A|_{V+\Delta V} + r_A dV = 0 \quad (3.03)$$

Dividindo a Equação acima por ΔV , rearranjando e fazendo o limite quando ΔV tende a zero, obtemos a Equação diferencial do balanço material em estado estacionário para um reator do tipo PFR, Equação (3.04):

$$\frac{dF_A}{dV} = r_A \quad (3.04)$$

3.1.2. Reatores contínuos não-ideais

Frequentemente observamos comportamentos diferentes daqueles previstos pelos modelos ideais, requerendo maior análise. Em geral se utiliza a técnica da Distribuição de Tempos de Residência (DTR) para caracterizar as não idealidades dos reatores nos casos em que se busca diagnosticar problemas de um reator já em operação, para prever taxas de conversão ou concentração do efluente em reatores existentes quando uma nova reação for

usada no reator, ou para dimensionar reatores a partir da análise de reatores de escala laboratorial (FOGLER, 2009).

Na Figura 3.1 são apresentados exemplos de não idealidades observadas em reatores reais. Um reator tubular pode ser observado na Figura 3.1 (a), onde há formação de um perfil de velocidades do fluido em escoamento. As lâminas geradas pelo escoamento que possuem uma velocidade maior terão um tempo de residência menor que as parcelas de fluidos sujeitas à velocidades menores. Na Figura 3.1 (b) é exposta a configuração de uma lagoa, na qual se presume que tenha um menor volume útil em função da sedimentação de sólidos e do lodo formado no fundo. Além disto, um perfil de velocidades é formado em decorrência do atrito do líquido com o fundo e com as paredes. Na Figura 3.1 (c), um esquema de um reator de retromistura com formação de volume morto devido a posição/especificação das pás do misturador e formação de caminho preferencial e *by-pass* em função do posicionamento das tubulações de entrada e de saída (WENZEL, 2015; FOGLER, 2009).

Em reatores ideais, todas as moléculas permanecem no interior do reator exatamente o mesmo tempo (Tempo de Residência). Entretanto nos reatores reais as moléculas permanecem por tempos diferentes. No intuito de descrever as não idealidades de reatores tipo lagoa buscou-se investigar e caracterizar a função distribuição de tempos de residência (DTR).

Os modelos não ideais buscam incorporar desvios da idealidade ocasionados por fenômenos de escoamento que podem ocorrer no interior dos equipamentos. A seguir são descritos algumas anomalias (WENZEL, 2015; AZEREDO 1885; LEVENSPIEL, 2000; FOGLER, 2009; SASSAKI, 2005):

- Curto circuito (*By-pass*) – este ocorre quando elementos do fluido escoam através do dispositivo sem percorrer todo o seu interior, indicando assim uma deficiência do projeto, a qual não é desejável pois diminui a eficiência do equipamento;
- Escoamento preferencial (*Channeling*) – ocorre quando grandes quantidades de elementos do fluido escoam através do dispositivo em tempos inferiores aos demais;
- Zonas estagnadas – são locais do reator em que o fluido aprisionado reage fracamente com a região ativa;
- Zonas mortas – são regiões do equipamento que estão isoladas ou inacessíveis, onde o líquido contido nelas não interage com as regiões mais ativas;

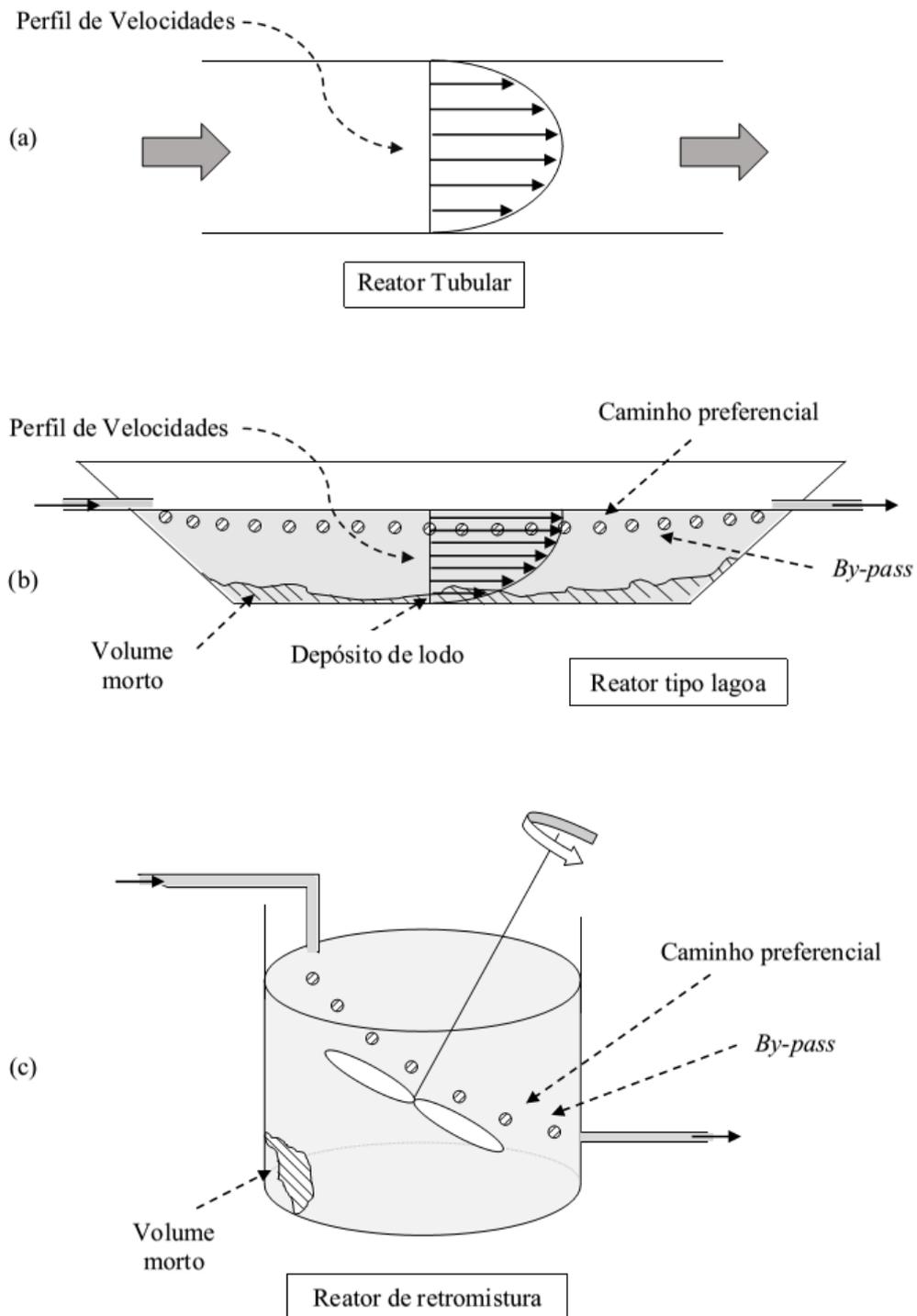


Figura 3.1. Exemplos de não idealidades em reatores (a) PFR, (b) Lagoa anaeróbia e (c) CSTR. (adaptado de WENZEL, 2015; adaptado de FOGLER, 2009).

- Reciclo – acontece quando parcelas do fluido são recirculadas para a entrada ou

ao interior do equipamento;

- Retromistura – acontece quando parcelas do fluido apresentam movimento na direção contrária ao fluxo principal.

Alguns desses fenômenos são detectados através da observação das curvas DTR e da análise de parâmetros calculados a partir dos dados experimentais (FOGLER, 2009; SASSAKI, 2005). Diversos autores têm proposto modelos que incorporam essas não idealidades em sua formulação.

3.1.2.1. Referencial teórico

De acordo com Fogler (2009), no ano de 1935 MacMullin e Weber propuseram a utilização de tempos de residência na análise do desempenho de reatores químicos. Mais tarde, Danckwerts iniciou os estudos em sistemas alimentados com vazão constante e por volta do ano de 1953 elaborou uma estrutura referente ao assunto DTR, definindo os principais perfis de distribuição. Logo após, Levenspiel realizou uma sintetização e organização dos trabalhos de Danckwerts, ampliando e introduzindo novos conceitos, principalmente no que tange aos reatores químicos. Desde então as literaturas referentes a este assunto aumentaram bastante (FOGLER, 2009; SASSAKI, 2005).

No Brasil, o pesquisador Azeredo (1985) investigou uma unidade de decantação primária utilizando a técnica de traçadores, na qual testou diferentes combinações de modelos ideais, tais como fluxo empistonado, laminar e de mistura perfeita. O traçadores utilizado nesta pesquisa foram fluorescentes - amidorodamina G-Extra, rodamina B, uranina e eosina – sendo que a amidorodamina G-Extra mostrou-se mais adequada para este sistema de estudo. Os dois modelos empregados, “Dois tanques em série em mistura perfeita, sendo o primeiro deles com zona morta” e o “Laminar seguido por uma mistura perfeita” representaram bem as experiências. Neste estudo foi constatado a existência de frações de volume morto no decantador.

Farooq *et al.* (2003) realizaram um estudo intitulado “Investigações de estações de tratamento de esgoto municipal utilizando radiotraçadores”. A determinação da DTR foi utilizada para investigar a eficiência do clarificador primário, do tanque de aeração e de um clarificador secundário da estação de tratamento de esgoto. O tratamento preliminar e a modelagem dos dados do traçador foram realizados utilizando o software DTS Pro. Neste estudo constatou-se a presença de curto-circuito (*by-pass*) e zonas de estagnação, os quais foram

encontrados nos clarificadores primários e secundários, enquanto que nenhuma zona estagnada foi detectada no tanque de aeração.

Plugatyr e Svishchev (2008) realizaram um trabalho sobre “Medidas da Distribuição dos Tempos de Residência e Modelagem de fluxo em um reator de oxidação da água supercrítica: Aplicação da função conceito de transferência”. A medição da DTR foi realizada num reator tubular no qual ocorre oxidação da água supercrítica, com um fluxo *ex-situ*, utilizando a técnica de perturbação tipo pulso. As experiências foram efetuadas desde a temperatura ambiente até condições supercríticas de água com uma vazão volumétrica fixada em 1 mL.min⁻¹. O conceito de função de transferência foi utilizado para interpretar as informações do traçador e para elucidar os padrões de fluxo hidrodinâmicas dentro da "zona ativa" do reator. As curvas experimentais DTR foram modeladas como um reator tubular com dispersão axial. Em condições supercríticas, o reator tubular estudado pode ser caracterizado como um sistema de fluxo misto. Os resultados também indicaram a presença de caminho preferencial no reator quando abaixo de 573 K e 10 MPa.

Num trabalho realizado por Arroyave, Gallego e Márquez (2013) intitulado “Avaliação da distribuição de tempos de residência e características da bio-oxidação mineralógica de minerais de sulfureto em um Reator Agitado de Mistura Perfeita”, buscou-se determinar a DTR da fase líquida e a caracterização mineralógica da bio-oxidação de mineral de ouro refratário. A DTR foi avaliada utilizando um modelo matemático de tanques com agitação em paralelo. Os resultados indicaram o melhor ajuste experimental da DTR para determinação de um modelo. O reator tem uma elevada tendência a comportar-se como um reator de mistura completa. No entanto, o fluxo de mistura no interior do reator tem perturbações tais como *bypass* e zonas mortas. O tempo médio de residência encontrado para o modelo foi de aproximadamente 36% maior do que o tempo de residência teórico.

Li *et al.* (2015) realizaram um estudo intitulado “Análises comparativas de características hidráulicas entre as diferentes estruturas de dois reatores anaeróbios compartimentados (ABRs)” no qual foi investigado um reator plano de placa dobrada (PFPR) e um reator de placa dobrada oposta (OFPR), ambos anaeróbios com design e princípios semelhantes. Foi realizada uma análise da DTR no PFPR e OFPR em condições iguais de tempo de residência hidráulica, nos tempos de 4, 6, 8 e 10 horas para investigar padrões de mistura e volume morto. Os resultados em todas as condições de teste mostraram que o padrão de mistura para ambos os reatores caiu dentro do "estado intermediário", que foi, entre o PFR e o CSTR. O padrão de mistura do OFPR, no entanto, estava mais próximo de um PFR. Assim, o espaço morto do OFPR era menos do que a de PFPR.

Em outro estudo realizado por Li, Nan e Gao (2016) intitulado “Características hidráulicas e modelagem de um reator compartimentado anaeróbio modificado (MABR)”, foi investigado um reator compartimentado anaeróbio modificado (MABR). Foi realizada a análise da DTR, em tempos de residência hidráulicos (TRH) de 12, 16, 20 e 24 horas, para investigar os padrões de mistura e volume morto. Os autores desenvolveram o software BioWin para simular o desempenho do reator. O modelo foi calibrado usando valores de ensaios experimentais de TRHs de 12, 16, 20 e 24 h e validado com ensaios experimentais de TRHs de 8 e 10 h. Os resultados do estudo mostraram que as características hidráulicas e os padrões de mistura para todas as condições de teste caiu entre PFR e o CSTR. Quanto maior o TRH, mais próximo do PFR era o padrão de mistura. No entanto, uma correlação negativa foi observada entre o espaço morto e o padrão de mistura, quanto maior o TRH, maior era o volume morto encontrado. Os valores simulados de demanda química de oxigênio do efluente (DOC), sólidos suspensos totais (SST), fluxo de biogás e pH foram previstos, com erros absolutos relativos inferiores a 11,7%, 12,4%, 12,9% e 4,3%, respectivamente, para todas as condições testadas. O modelo caracterizou com êxito as características de biomassa no reator.

3.2. REATORES NÃO-IDEAIS E A DTR

Quando determina-se a distribuição de tempos de residência é possível diagnosticar uma série de problemas que podem estar ocorrendo no reator, e também prever a conversão ou concentrações do efluente em reatores existentes quando uma nova reação for conduzida no mesmo. Além disso, se torna possível realizar um adequado dimensionamento a partir de uma escala laboratorial.

Em um reator ideal, empistonado ou em batelada, todas as porções do material no reator tem o mesmo tempo de residência. Entretanto no caso de um CSTR, ocorre que algumas porções que entram no reator o deixam imediatamente por que o material está sendo retirado continuamente do reator, enquanto outras permanecem no reator por longos períodos, pois nem todo o material é removido de uma só vez. Contudo, parte sai do reator após permanecerem um período de tempo em torno do tempo de residência médio. De maneira geral, em qualquer tipo de reator, a distribuição de tempos de residência é uma das mais importantes caracterizações do reator, pois pode afetar significativamente seu desempenho (FOGLER, 2009).

A DTR é uma característica de mistura que ocorre no interior do reator, sendo que há uma única para cada tipo de reator, embora reatores diferentes possam apresentar DTRs muito similares (FOGLER, 2009).

3.2.1. Medida da DTR

Uma das principais maneiras de se medir a DTR experimentalmente é através de uma perturbação, que consiste em injetar um traçador na corrente de entrada do sistema, em algum tempo $t = 0$, quantificando a concentração do traçador, C , na corrente do efluente, em função do tempo. É importante que o traçador seja facilmente detectável, além de ter características físicas similares àquelas da mistura do reagente e ser solúvel na mistura, ele não deve adsorver nos componentes do reator e deve ser inerte. São exemplos de traçadores os compostos coloridos, radioativos e gases inertes (FOGLER, 2009). Dentre os métodos mais utilizados de injeção temos a perturbação tipo pulso, degrau e periódica ou randômica (LEVENSPIEL, 2000; FOGLER, 2009).

3.2.1.1. Perturbação em pulso

Nessa técnica, uma quantidade de traçador, N_0 , é injetada instantaneamente de uma única vez na corrente de alimentação do reator. Após isso, a concentração de saída é medida em função do tempo. Na Figura 3.2 é ilustrado uma curva típica da concentração vs. tempo em um reator arbitrário (FOGLER, 2009).

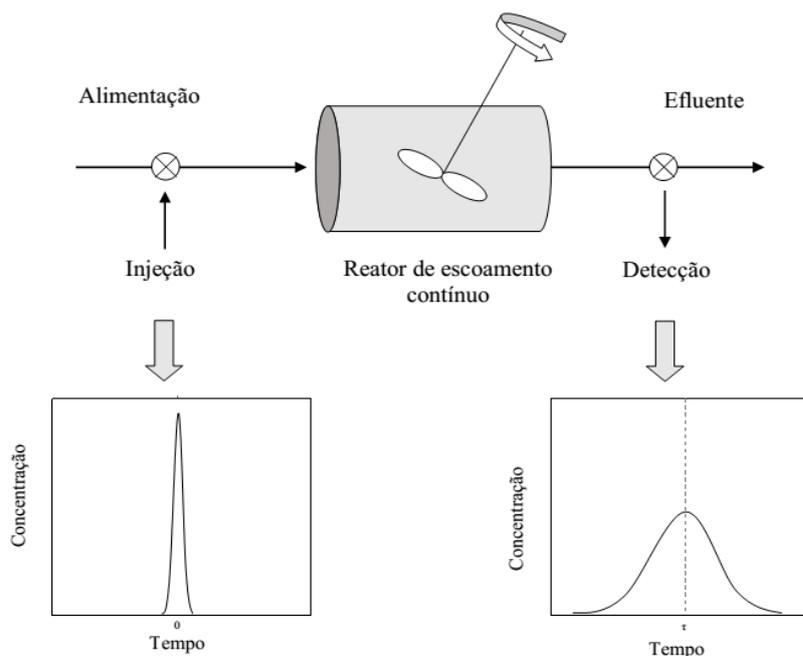


Figura 3.2. Reator contínuo com injeção de traçador tipo pulso e detecção no efluente – para medidas de DTR (adaptado de FOGLER, 2009).

A curva de concentração-tempo no meio efluente é referida como a curva C ($M.L^{-3}$) na análise de DTR. A quantidade de material de traçador, ΔN (M), que deixa o reator entre os tempos t e $t + \Delta t$ é:

$$\Delta N = C(t)\nu\Delta t \quad (3.05)$$

Em que ν é a vazão volumétrica ($L^3.T^{-1}$) do efluente. Dividindo a Equação (3.05) pela quantidade total de material que foi inserida no reator, N_0 , e fazendo:

$$\frac{\Delta N}{N_0} = E(t)\Delta t \quad (3.06)$$

Obtemos a Equação (3.07):

$$E(t) = \frac{\nu C(t)}{N_0} \quad (3.07)$$

Onde $E(t)$ é a função de distribuição de tempo de residência.

Nos casos em que N_0 não for conhecido, obtém-se através da Equação (3.08):

$$N_0 = \int_0^{\infty} \nu C(t)dt \quad (3.08)$$

Considerando a vazão volumétrica constante, substituindo a Equação (3.08) na Equação (3.07) e realizando as simplificações pertinentes, obtemos a Equação (3.09).

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t)dt} \quad (3.09)$$

Outra maneira de interpretarmos a função tempo de residência, Equação (3.05), é conforme:

$$\left[\begin{array}{l} \text{Fração de material saindo do} \\ \text{reator que permaneceu no} \\ \text{reator entre os tempos } t_1 \text{ e } t_2 \end{array} \right] = \int_{t_1}^{t_2} E(t)dt \quad (3.10)$$

A principal dificuldade da aplicação desta técnica reside na obtenção de um pulso razoável na entrada do reator, pois esta deve ser feita em um período de tempo muito curto comparado com tempos de residência usualmente aplicados. Além disso, é necessário haver uma quantia negligenciável de dispersão entre o ponto de injeção e a entrada para o sistema de reatores (FOGLER, 2009).

3.2.2. Características da DTR

A função $E(t)$ também pode ser denominada como função distribuição da idade de saída. No caso em que considerarmos a “idade” de um átomo como o tempo que ele permaneceu no meio reativo, teremos que $E(t)$ se referirá à distribuição de idades da corrente efluente. Sendo assim, será possível a caracterização da extensão de tempo que as várias moléculas permanecem nas condições de reação (FOGLER, 2009).

3.2.2.1. Tempo de Residência Médio

Quando tratamos de reatores ideais, definimos o tempo de residência de projeto (T), τ , como:

$$\tau = \frac{V}{v_0} \quad (3.11)$$

Em que o tempo que a molécula permanece no reator é dependente do volume do reator (L^3), V , e da vazão volumétrica que está sendo aplicada ($L^3.T^{-1}$), v_0 (FOGLER, 2009).

Enquanto que para reatores reais nos quais a vazão volumétrica em fase líquida é constante e não havendo presença de volume morto, podemos provar que o tempo de residência médio (T), t_m , é igual ao tempo de residência do reator ideal. Ou seja, Equação (3.12):

$$t_m = \tau \quad (3.12)$$

Deste modo podemos determinar o volume exato do reator (volume útil) através da Equação (3.13)

$$V = t_m v_0 \quad (3.13)$$

O tempo de residência médio é a média ponderada da fração de material que deixa o reator pelo instante de tempo correspondente (primeiro momento da DTR), conforme a Equação (3.14) (FOGLER, 2009).

$$t_m = \frac{\int_0^{\infty} tE(t)dt}{\int_0^{\infty} E(t)dt} \quad (3.14)$$

Que se reduz à Equação (3.15):

$$t_m = \int_0^{\infty} tE(t)dt \quad (3.15)$$

3.2.2.2. Variância e Assimetria

Para comparar DTRs de reatores, assim como na estatística, é bastante comum utilizar diferentes momentos ao invés de tentar comparar suas distribuições inteiras (WEN e FAN, 1975 apud FOGLER, 2009). Para tanto, geralmente três momentos são utilizados. O primeiro é o Tempo de residência médio (apresentado anteriormente). O segundo momento usualmente utilizado é a variância ou quadrado do desvio padrão, em torno da média, definido pela Equação (3.16):

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} (t - t_m)^2 E(t) dt \quad (3.16)$$

A magnitude da variância (σ^2) é um indicativo da “dispersão” da distribuição. Sendo que quanto maior for este valor, maior será a dispersão da distribuição.

O terceiro momento da DTR é a Assimetria da distribuição (s^3), definida pela Equação (3.17):

$$s^3 = \frac{1}{\sigma^{3/2}} \int_0^{\infty} (t - t_m)^3 E(t) dt \quad (3.17)$$

A assimetria traz um indicativo de que a distribuição não pode ser aproximada de uma distribuição normal. Quanto mais assimétrica a curva DTR, mais próximo a um CSTR o reator real em questão se comporta. E quanto menor assimetria da curva DTR, seu padrão de mistura é mais próximo de um PFR (FOGLER, 2009).

3.2.2.3. Função DTR Normalizada

Na engenharia de reações podemos encontrar várias aplicações para uma função DTR normalizada, $E(\theta)$, que é utilizada em detrimento à função $E(t)$ (FOGLER, 2009). Onde:

$$\theta \equiv \frac{t}{\tau} \quad (3.18)$$

Com a utilização da função DTR normalizada, $E(\theta)$, todas as propriedades da função $E(t)$ são mantidas. Para qualquer reator contínuo onde a vazão volumétrica é constante ($v = v_0 = \text{constante}$), o tempo normalizado médio terá sempre o mesmo valor (FOGLER, 2009):

$$\theta_m \equiv 1 \quad (3.19)$$

A relação entre a função $E(t)$ e a função normalizada $E(\theta)$, é dada por:

$$E(\theta) \equiv \tau E(t) \quad (3.20)$$

3.2.3. DTR em Reatores ideais

3.2.3.1. DTR para reator PFR

O comportamento da função DTR para um PFR ideal é mais simples de se considerar, assim como um reator em batelada, pois qualquer parcela de fluido sai desses reatores tendo permanecido em seu interior, precisamente o mesmo intervalo de tempo (FOGLER, 2009). A função $E(t)$, neste caso, é um pico de altura infinita e largura zero, cuja área é igual a 1. Este pico ocorre exatamente no tempo de residência médio (t_m) que, para reatores com vazão volumétrica constante, é igual ao tempo de residência (τ). Ou seja (ver Figura 3.3):

$$E(t) \equiv \delta(t - \tau) \quad (3.21)$$

Onde a função delta de Dirac é dada por:

$$\delta(t - \tau) = \begin{cases} 0 & \text{quando } t \neq \tau \\ \infty & \text{quando } t = \tau \end{cases} \quad \Rightarrow \quad \int_{-\infty}^{\infty} \delta(t - \tau) dt = 1 \quad (3.22)$$

Esta função DTR - delta de Dirac, aplicada para calcular o tempo de residência médio, resultará em $t_m = \tau$ (primeiro momento da DTR) e a variância $\sigma^2 = 0$ - não há dispersão da distribuição (FOGLER, 2009).

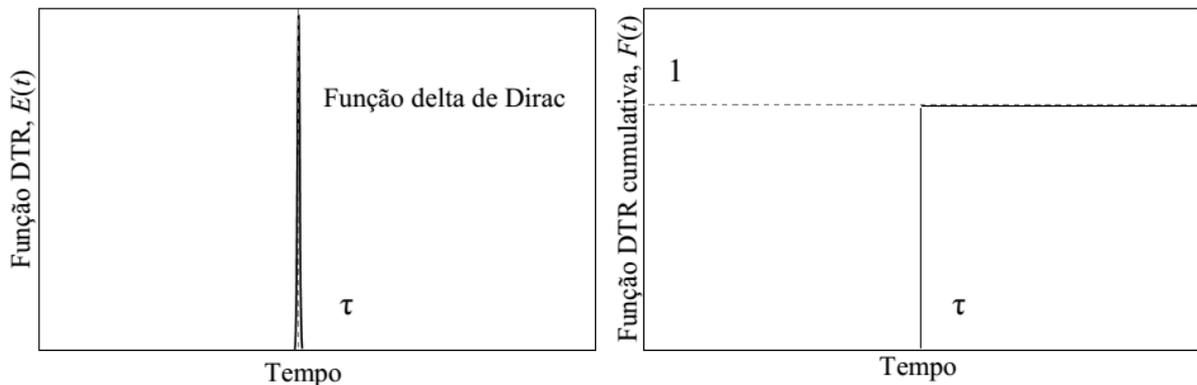


Figura 3.3. Função DTR e DTR cumulativa para reatores PFR e batelada: função delta de Dirac (adaptado de FOGLER, 2009).

3.2.3.2. DTR para um reator CSTR

Em um CSTR ideal, a concentração é espacialmente uniforme, ou seja, em qualquer ponto do reator teremos a mesma concentração (FOGLER, 2009). E para avaliarmos esta

situação, é necessário realizar um balanço material para uma situação de injeção pulso de um traçador não reativo.

$$(ENTRA) - (SAI) + (GERAÇÃO) = (ACÚMULO) \quad (3.23)$$

Em um instante de tempo logo após a injeção, para um fluido com vazão volumétrica constante, temos:

$$0 - \nu C + 0 = V \frac{dC}{dt} \quad (3.24)$$

Separando os termos e integrando em ambos os lados, temos a Equação (3.25):

$$\int_{C_0}^C \frac{1}{C} dC = -\frac{1}{\tau} \int_0^t dt \quad (3.25)$$

Integrando nos limites de concentração e tempo, obtemos a Equação (3.26):

$$C(t) = C_0 e^{-\frac{t}{\tau}} \quad (3.26)$$

Para uma função E(t), realizamos a seguinte operação:

$$E(t) = \frac{C}{\int_0^{\infty} C dt} \quad (3.27)$$

Realizando as operações de integração e simplificação, teremos a Equação (3.28):

$$E(t) = \frac{1}{\tau} e^{-\frac{t}{\tau}} \quad (3.28)$$

Para a função DTR normalizada, temos a Equação (3.29):

$$E(\theta) = e^{-\theta} \quad (3.29)$$

A função DTR cumulativa é dada por:

$$F(t) = \int_0^t E(t) dt \quad (3.30)$$

Realizando a integração nos limites dados, obtemos a Equação (3.31):

$$F(t) = 1 - e^{-\frac{t}{\tau}} \quad (3.31)$$

Podemos provar tal resultado, substituindo estas expressões na definição de tempo de residência médio, que fornece:

$$t_m = \tau \quad (3.32)$$

Ainda, a variância é tão grande quanto a média (FOGLER, 2009). Ou seja:

$$\sigma^2 = \tau^2 \quad (3.33)$$

O comportamento das funções $E(t)$ e $F(t)$ em função do tempo, podem ser visualizadas na Figura 3.4:

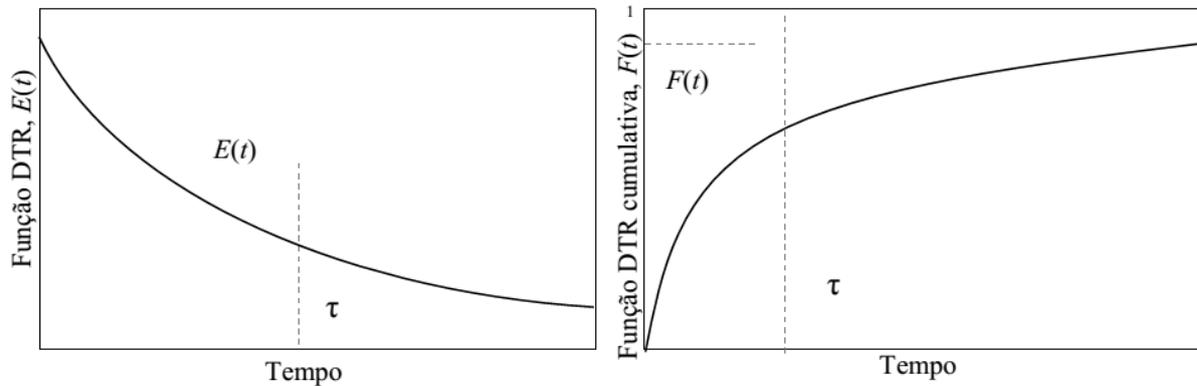


Figura 3.4. Função DTR e DTR cumulativa para um reator CSTR ideal (adaptado de FOGLER, 2009).

3.3. LAGOAS ANAERÓBIAS

Em lagoas anaeróbias o principal mecanismo de tratamento é através de processos nos quais ocorrem a atuação de microorganismos que utilizam os compostos orgânicos biodegradáveis, transformando-os em subprodutos com menor efeito nocivo ao meio ambiente. Independentemente do processo utilizado, anaeróbio ou aeróbio, a capacidade de utilização dos compostos orgânicos depende da atividade microbiana e da biomassa que está contida no reator (CHERNICHARO, 2007).

Atualmente, de acordo com Chernicharo (2007), são verificados na literatura dois sistemas de tratamento, os sistemas de alta taxa e os convencionais. Os sistemas de alta taxa caracterizam-se, principalmente, pela capacidade de reter elevadas quantidades de biomassa, de alta atividade e aplicação de baixos tempos de detenção hidráulica. Nos sistemas convencionais temos a aplicação de baixas cargas orgânicas volumétricas e elevados tempos de detenção hidráulica (CHERNICHARO, 2007).

Entre os sistemas de alta taxa, temos os com crescimento aderido, tais como reatores de leito fixo, reatores de leito rotatório, e de leito expandido/fluidificado. Além destes temos os com crescimento disperso. São exemplos os reatores de dois estágios, reatores de chincanas, reatores de manta de lodo, reatores com leito granular expandido e reatores com recirculação interna (CHERNICHARO, 2007).

Nos sistemas convencionais, os principais aparatos são os digestores de lodo, os tanques sépticos e as lagoas anaeróbias. Neste trabalho buscou-se investigar mais detalhadamente os reatores convencionais do tipo lagoa anaeróbia, tendo em vista a sua aplicação no tratamento de efluentes e geração de energia elétrica pela conversão do metano (CH₄), em especial os provenientes das atividades da suinocultura. As lagoas anaeróbias tipo não ideal, pertencente ao grupo dos sistemas convencionais, geralmente são combinadas com lagoas facultativas (sistema australiano). São bastantes aplicadas para o tratamento de despejos com alta concentração de matéria orgânica, tais como frigoríficos, atividades de suinocultura e laticínios (CHERNICHARO, 2007). A Figura 3.5 ilustra uma típica lagoa anaeróbia.



Figura 3.5. Biodigestores empregados na produção de biogás (OLIVEIRA e HIGARASHI, 2006)

Os critérios que geralmente são utilizados para o dimensionamento de lagoas anaeróbias são o tempo de detenção hidráulica, que varia de 3 a 6 dias, a profundidade da lagoa, que varia de 3,5 a 5 metros, e taxa de aplicação volumétrica que varia de 0,1 a 0,35 kgDBO₅.m⁻³.d⁻¹, enquanto que as taxas de acumulação de lodo variam de 0,03 a 0,10 m³.hab⁻¹.ano⁻¹ (VON SPERLING, 2002; CHERNICHARO, 2007).

Conforme estudos, a digestão anaeróbia do resíduo animal resulta na produção de biogás, composto essencialmente de metano (CH₄, em torno de 65 %) e dióxido de carbono (CO₂, em torno de 30%) (COLDEBELLA *et al.*, 2006). O metano oriundo dos biodigestores pode ser empregado na geração de energia térmica ou elétrica. Tal geração traz diversos benefícios, dentre eles os referentes aos aspectos ambientais, pois além de ter uma matriz renovável, ocorre a estabilização do resíduo animal e inativação de patógenos para posterior reuso em atividades agrônômicas como biofertilizante (CHERNICHARO, 2007; COLDEBELLA *et al.*, 2006; KUNZ, HIGARASHI e OLIVEIRA, 2005).

A operação de um biodigestor está atrelada à sequência bioquímica das transformações metabólicas do processo, tanto quanto uma série de fatores que influenciam no processo, dentre eles, temperatura, pH, concentrações de sólidos e composição do substrato (OLIVEIRA e HIGARASHI, 2006).

Em um estudo realizado por Nogueira *et al.* (2013) intitulado “Caracterização qualitativa e potencial de produção de metano do biogás de dejetos de bovinos confinados em biodigestores” obtiveram uma composição média de 78,7% de metano no biogás gerado e um potencial de produção de $0,043 \text{ m}^3 \cdot \text{CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1}$ de dejetos in natura.

Coldebella *et al.* (2006) investigaram o tempo de amortização de um investimento de um biodigestor com cogeração de energia elétrica. A propriedade em estudo possuía um sistema de confinamento de gado leiteiro com 72 cabeças e uma produção total de $70,56 \text{ m}^3 \text{CH}_4 \cdot \text{dia}^{-1}$. Para o tratamento dos dejetos foi usado um biodigestor com $40 \times 7 \times 3 \text{ m}$ de comprimento, largura e profundidade, respectivamente, com um custo de implantação de R\$ 25.000,00, adjunto a este sistema de tratamento havia um conjunto motor/gerador composto por um motor a combustão de 4,9 L e 55 cv de potência a 1800 RPM, e um gerador de 60 Hz com capacidade de gerar 44 kWh em regime contínuo, com custo de implantação de R\$ 20.000,00. O consumo de biogás do conjunto motor/gerador era de $0,4751 \text{ m}^3 \cdot \text{kWh}^{-1}$. Diante dos resultados, os autores confirmam que a viabilidade do sistema está diretamente relacionada a tarifa paga pelo produtor rural a concessionária de energia. O custo da energia produzida na ponta é de R\$ 564 MWh^{-1} a um tempo de amortização de 5 anos, valor considerado alto mas que poderia ser reduzido caso fosse avaliado o uso do biofertilizante.

Aires *et al.* (2014) realizaram um estudo em que foi investigado o desempenho do processo de biodigestão anaeróbia de dejetos de suínos em uma unidade de produção de leitões (UPL) e a qualidade do efluente para uso como biofertilizante. A UPL possuía 2544 animais cujos dejetos eram depositados em um biodigestor, modelo canadense modificado, no qual foi estimado um tempo de residência de 20,2 dias. Foram observadas altas taxas de remoção de demanda química de oxigênio (DQO), sólidos voláteis e sólidos totais - 72,8%, 56,9% e 47,5%, respectivamente. A produção específica de biogás foi determinada como $0,338 \text{ Nm}^3 \text{CH}_4 \cdot \text{kg}(\text{Sólidos voláteis})^{-1}$. O efluente do biodigestor apresentou cerca de 1% em massa de nutrientes, enquanto no lodo estes valores chegam a cerca 2%, tornando mais favorável sua aplicação como fertilizante agrícola.

3.4. MODELOS DE NÃO-IDEALIDADES EM REATORES

Para obtermos a conversão ou a dinâmica das reações, podemos fazer uso dos modelos de não-idealidades em reatores e dividir as abordagens em dois grandes grupos: um que faz o uso direto das informações da DTR (sem parâmetros ajustáveis) e outro que necessita do ajuste de um modelo de não idealidade (com parâmetros ajustáveis). Outra classificação de modelos existente é em função do número de parâmetros ajustáveis (FOGLER, 2009).

Propostas de modelos com configuração de reatores (com um ou mais parâmetros ajustáveis) são apresentadas com detalhes nos resultados do presente trabalho.

3.4.1. Sem parâmetros ajustáveis

3.4.1.1. Modelo de segregação

Num CSTR de “Mistura perfeita”, considera-se que o fluido que entra está distribuído imediatamente e uniformemente em toda a mistura. No modelo de segregação considera-se que os elementos de fluido de diferentes idades não se misturam. Se considerarmos que o escoamento através do reator consiste em uma série contínua de “glóbulos”, e que nesses “glóbulos” estivessem contidas todas as moléculas que possuem o mesmo tempo de residência, e estes “glóbulos” seriam misturados apenas na saída. No intuito de determinar a conversão média na saída, deve-se efetuar uma média das conversões dos vários “glóbulos” que estão saindo (FOGLER, 2009).

Para um PFR, temos um fluido que escoar tendo a formação de correntes, e estas possuem tempos de residência diferentes das demais, sendo assim cada corrente na saída corresponde a um tempo de residência específico no reator. Avaliando fisicamente, esse efluente corresponderia às moléculas que formam caminhos preferenciais ao longo do reator. Podemos considerar que há no reator PFR várias saídas laterais, com o fluido saindo por estas, tendo assim uma reprodução da DTR (FOGLER, 2009).

Na ausência de troca molecular entre os “glóbulos”, cada um desses atua essencialmente como sendo o seu próprio reator batelada, e o tempo de reação de qualquer um desses pequenos reatores corresponde ao tempo em que o “glóbulo” particular permanece no ambiente de reação (FOGLER, 2009). A distribuição de tempos de residência entre os “glóbulos” é dada pela DTR do reator em particular.

$$\left(\begin{array}{l} \text{Convers\~{a}o m\~{e}dia} \\ \text{dos "gl\~{o}bulos"} \\ \text{que ficaram de } t \\ \text{a } t + dt \text{ no reator} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Convers\~{a}o} \\ \text{alcan\~{c}ada por um} \\ \text{"gl\~{o}bulo" depois de} \\ \text{passar um tempo} \\ \text{t no reator} \end{array} \right) \times \left(\begin{array}{l} \text{Fra\~{c}\~{a}o dos} \\ \text{"gl\~{o}bulos" que} \\ \text{ficaram por um} \\ \text{tempo entre } t \text{ e} \\ \text{t + dt no reator} \end{array} \right) \quad (3.34)$$

De maneira geral, num reator com fluido segregado, a mistura entre partículas de fluido ocorre no tempo mais tarde possível, ou seja, quando o fluido sai do reator.

3.4.1.2. Modelo de escoamento laminar

Ao tratarmos de um reator suficientemente longo e de um fluido não muito viscoso é comum utilizarmos os modelos de tanque em série ou de dispersão para representar o escoamento. Enquanto que para fluidos viscosos utilizamos o modelo de escoamento laminar, pois é bastante provável encontrarmos um escoamento laminar, que fornece um perfil parabólico de velocidades, havendo difusão radial entre as camadas. No modelo de convec o pura temos que cada elemento do fluido desliza sobre o adjacente sem haver intera o pela difusão molecular. Sendo assim, a dispersão nos tempos de residência é causada somente pelas oscila es na velocidade (LEVENSPIEL, 2000).

No modelo convectivo temos um aumento linear da dispersão do traçador com a distância. O formato da curva DTR é fortemente influenciado pela maneira com que o traçador é injetado e pela maneira de como ele é medido (LEVENSPIEL, 2000).

Abaixo   apresentada a Equa o (3.35) para o escoamento laminar de um fluido newtoniano em um tubo:

$$\frac{C_A}{C_{A0}} = \int_0^{\infty} \left(\frac{C_A}{C_{A0}} \right) E(t) dt \quad (3.35)$$

3.4.1.3. Modelo de mistura máxima

No modelo de mistura máxima consideramos um reator PFR com entradas laterais, com o fluido entrando pelas laterais de modo que produza a DTR idêntica   do reator real. Tão logo que o fluido entra no reator, ele é completamente misturado radialmente (porém não longitudinalmente) com o outro fluido que já estava no reator. No reator com entradas laterais, a mistura acontece no tempo mais antecipado possível. Consideremos o tempo que o fluido leva para se mover de um ponto particular até o final do reator (FOGLER, 2009).

Fazendo um balanço mássico para a substância A entre t e $t + \Delta t$:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Entrada} \\ \text{em } t + \Delta t \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Entrada} \\ \text{pelo lado} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Saída} \\ \text{em } t \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Geração} \\ \text{por reação} \end{array} \right] = 0 \quad (3.36)$$

Realizando as operações necessárias obtemos a Equação (3.37):

$$\frac{dC_A}{dt} = -r_A + (C_A - C_{A0}) \frac{E(t)}{1 - F(t)} \quad (3.37)$$

Com condição de contorno:

$$\text{CC1. } C_A = C_{A0} \quad \text{para} \quad t \rightarrow \infty \quad (3.38)$$

3.4.2. Um parâmetro ajustável

Nesta situação, apenas um parâmetro é utilizado para considerar a não-idealidade em um reator. Em geral este parâmetro é a análise da DTR que é determinada a partir de testes com traçador. São exemplos de modelos de um parâmetro para reatores tubulares o modelo de tanques em série (onde o parâmetro é o número de tanques n) e o modelo de dispersão (onde o parâmetro é o coeficiente de dispersão, D_a) (FOGLER, 2009).

3.4.2.1. Modelo de tanques em série

A intenção de analisarmos a DTR para determinar qual o número (n) de reatores em série, é obter uma aproximação da DTR de um reator não-ideal (FOGLER, 2009)

Para uma série de n CSTRs de mesmo tamanho temos, função $E(t)$:

$$E(t) = \frac{t^{n-1}}{(n-1)! \tau_i^n} e^{-t/\tau_i} \quad (3.39)$$

Também podemos determinar o número de tanques em série, calculando a variância adimensional σ_θ^2 a partir do experimento do traçador:

$$n = \frac{1}{\sigma_\theta^2} = \frac{\tau^2}{\sigma^2} \quad (3.40)$$

Se o número n de reatores necessários para modelar o reator real for pequeno, as características do reator serão aquelas de um único CSTR ou quem sabe 2 CSTRs em série. Noutro extremo, quando o n for grande, as características de um reator se aproximam daquelas de um PFR (FOGLER, 2009).

3.4.2.2. Modelo de dispersão

Nesse modelo supõe-se que ocorre uma dispersão axial do material, que é governada através de uma analogia com a lei de Fick da difusão, imposta ao escoamento. Na difusão convectiva considera-se a dispersão de Aris-Taylor nos reatores com escoamento laminar, e a difusão turbulenta em reatores com escoamento caracterizado como turbulento. Deste modo a dispersão se dará pelo fluxo e pelo transporte através de uma seção transversal de cada componente da mistura a uma taxa decorrente da difusão turbulenta e molecular (FOGLER, 2009).

3.4.3. Dois ou mais parâmetros ajustáveis

Para modelar um reator real podemos utilizar uma infinidade de combinações de diferentes reatores ideais. No entanto, se limitarmos o número de parâmetros ajustáveis à apenas dois, *by-pass* (v_{0BP}) e volume morto (V_M), a situação se torna mais tratável (FOGLER, 2009).

Os parâmetros do modelo são elegidos no intuito de se obter a melhor concordância possível entre o modelo e o experimento. Se a concordância for próxima o modelo é considerado adequado, caso contrário deve-se propor outro modelo (FOGLER, 2009).

3.4.3.1. Reatores reais modelados como combinações de reatores ideais

Para modelarmos um CSTR real é plausível que se utilize uma combinação de um CSTR ideal de volume V_S , de uma zona morta de volume V_M e de um desvio volumétrico v_{0BP} . Ao realizarmos o experimento, temos determinado V_S e v_0 , com isso podemos calcular V_M e v_{0BP} (FOGLER, 2009).

Usando um traçador para determinar os parâmetros do modelo em um modelo de CSTR com espaço morto e desvio, temos o balanço em estado contínuo para o traçador T que reage no volume do reator, V . Realizando um balanço matéria e fazendo as substituições obtemos:

$$v_s C_{T0} - v_s C_{Ts} = V_s \frac{dC_{Ts}}{dt} \quad (3.41)$$

Utilizando as seguintes condições de contorno para perturbação em pulso positivo:

$$\begin{aligned} \text{Para } t < 0 \quad C_T &= 0 \\ \text{Para } t \geq 0 \quad C_T &= C_{T0} \end{aligned} \quad (3.42)$$

Relações utilizadas:

$$\begin{aligned}V &= \alpha V_{REAL} \\v_{0BP} &= \beta v_0 \\ \tau &= \frac{V}{v_0}\end{aligned}\tag{3.43}$$

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Neste item serão apresentados e descritos os equipamentos e materiais utilizados, assim como as principais metodologias empregadas no desenvolvimento dos experimentos laboratoriais.

Para realização deste trabalho foram adotados procedimentos que visaram a determinação de tempos de residência em um biorreator não-ideal tipo lagoa anaeróbia. Para isso realizou-se o dimensionamento e construção de um protótipo do reator real, adoção de um traçador, determinação da curva de calibração, leitura das amostras na saída do reator e desenvolvimento dos modelos de não idealidades. Os ensaios experimentais foram conduzidos no Laboratório de Fenômenos de Transporte, da Universidade Federal da Fronteira Sul, *campus* Cerro Largo - RS.

4.1. MATERIAIS E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Para este estudo foi dimensionado e construído, em escala reduzida (protótipo), uma lagoa de biodigestão anaeróbia com geometria típica das lagoas empregadas no sul do Brasil. Durante os ensaios experimentais o protótipo foi operado continuamente para os tempos de residência de projeto 72 horas (3 dias), 144 horas (6 dias) e 216 horas (9 dias). Quanto à proporção das dimensões, definiu-se a relação entre altura e largura (H/D) como 1/4, relação entre comprimento e largura (L/D) foi de 2/1 e a inclinação do talude foi de (D/4:H) 1:2. A armadura do reator foi confeccionada com madeira *pinus*, a qual foi forrada com uma geomembrana de PVC de 8 mm tipicamente utilizada em lagoas de biodigestão.

Para simular a vazão de entrada no protótipo, utilizou-se uma bomba peristáltica, DCM-100, com precisão de 0,01 mL.min⁻¹. Inicialmente calibrou-se a bomba peristáltica, sendo que para isso foi utilizado um béquer, uma balança de precisão 1x10⁻³ g e um cronômetro, com precisão de 1 ms, para fazer a marcação do tempo. Regulou-se a rotação conforme a vazão desejada, então iniciou-se a calibração.

Realizada a calibração da bomba peristáltica, fez-se a diluição do azul de metileno, fórmula molecular C₁₆H₁₈CINxH₂O e massa molar de 319,85 g.mol⁻¹, em água destilada. Para isso foi utilizado uma balança de precisão 1x10⁻³ g, na qual pesou-se 30 gramas de azul de metileno. Essa massa foi colocada em uma estufa de secagem por aproximadamente 3 horas a 40 °C, após foi pesado novamente e adicionado mais azul de metileno para atingir 30 gramas.

Na sequência foi utilizado um agitador magnético para diluir as 30 gramas de azul de metileno em um béquer contendo aproximadamente 1 L de água destilada a uma temperatura de 40 °C. A solução permaneceu em agitação por aproximadamente duas horas, presumindo-se a diluição total do azul de metileno. A solução pronta foi mantida a 30° C em uma estufa.

Então foram feitas as diluições para encontrar o comprimento de onda que tivesse o melhor pico de absorvância. Para a medição da concentração do traçador, utilizou-se um espectrofotômetro UV-visível, com precisão de 1×10^{-4} . Realizou-se uma varredura para encontrar o melhor comprimento de onda, variando concentração e comprimento de onda, no qual fosse obtida uma maior absorvância e uma menor transmitância. Nestas características, o comprimento de onda observado foi de 665 nm.

Tendo o comprimento de onda definido, foi feita a curva de calibração. Para isso preparou-se diversas amostras, discretizando a concentração de modo a proporcionar uma curva com valores detectáveis pelo espectrofotômetro.

Com o uso de uma Bomba Peristáltica, após calibrada, fez-se a medição do volume real do módulo experimental. Calculou-se então a concentração e o volume de corante que seria inserido no reator através da técnica de injeção tipo pulso, levando em conta o volume do reator e o tempo de detenção hidráulica para que a concentração na saída fosse detectável pelo espectrofotômetro. Foi selecionado um volume de 200 ml de solução de azul de metileno, com concentração de 30 g.L^{-1} .

Na Tabela 4.1 são apresentadas as características das corridas experimentais.

Tabela 4.1. Características das corridas experimentais.

	Tempo de residência de projeto (dia)	Volume do reator (m^3)	Vazão (mL.min^{-1})	Tempo de monitoramento (dia)	Volume de traçador (mL) de 30 g.L^{-1}
Experimento 1	3	0,92	212,96	12	200
Experimento 2	6	0,92	106,48	27	200
Repetição do Experimento 2	6	0,92	106,48	25	200
Experimento 3	9	0,92	70,98	37	200

O intervalo entre as coletas foi arbitrado de acordo com a variação aferida na saída do reator, que foi de 0,25 horas a 24 horas, quanto maior a variação da concentração menor era o período entre as análises. A concentração foi determinada pela leitura de absorvância no

espectrofotômetro UV visível, por meio da curva de calibração. As medidas das amostras foram realizadas em triplicatas.

4.2. APARATO EXPERIMENTAL

O sistema experimental foi composto essencialmente por uma bomba peristáltica, que simulava a vazão de fluido (água de rede de abastecimento público) na entrada do reator, e um protótipo de reator tipo lagoa.

De acordo com Von Sperling (2002), o tempo de residência hidráulica típico para lagoas anaeróbias de baixa eficiência ficam em torno de 3 a 6 dias.

Para tanques de equalização de mistura, em tratamento de águas residuárias, adota-se inclinação do talude entre 1:2 a 1:3, sendo que um dos principais fatores a ser levado em consideração são as características geológicas do local (METCALF & EDY, 2003). Assim, a inclinação do talude para lagoas de biodigestão, tipo baixa eficiência, arbitrou-se 1:2.

Conforme Von Sperling (2002) a relação comprimento/largura (L/D) das lagoas anaeróbias varia de 1 a 3. No dimensionamento do reator desse estudo utilizou-se proporção de (L/D) de 2/1, (H/D) de 1/4 e inclinação da borda de D/4:H ou 1:2. O volume máximo foi estipulado em função da vazão que poderia ser aplicada pela bomba peristáltica. Com o volume máximo, modelou-se as dimensões do reator a partir da Equação (4.01):

$$V = D^3 \left[\frac{H}{D} \left(\frac{L}{D} - \frac{L}{D} \frac{H}{D} \frac{1}{\tan(\phi)} - \frac{H}{D} \frac{1}{\tan(\phi)} + 2 \left(\frac{H}{D} \right)^2 \frac{1}{\tan(\phi)} \right) \right] \quad (4.01)$$

Em que ϕ é o ângulo de inclinação da borda do reator.

Após estipulado o volume do reator em função das características da bomba, vazão máxima e mínima, obteve-se os valores de largura D , Equação (4.02), comprimento L , Equação (4.03), e a altura H , Equação (4.04).

$$D = \left\{ \frac{V}{\left[\frac{H}{D} \left(\frac{L}{D} - \frac{L}{D} \frac{H}{D} \frac{1}{\tan(\phi)} - \frac{H}{D} \frac{1}{\tan(\phi)} + 2 \left(\frac{H}{D} \right)^2 \frac{1}{\tan(\phi)} \right) \right]} \right\}^{\frac{1}{3}} \quad (4.02)$$

$$L = 2D \quad (4.03)$$

$$H = \frac{1}{4} D \quad (4.04)$$

O protótipo da primeira corrida de experimentos teve as seguintes dimensões teóricas: $H_{\text{Inclinada}} = 0,58 \text{ m}$; $H_{\text{Máxima}} = 0,52 \text{ m}$; $D_b = 1,00 \text{ m}$; $D_{\text{Máxima}} = 1,52 \text{ m}$; $L_b = 2,33 \text{ m}$; $L_{\text{Máxima}} = 2,85 \text{ m}$. Mas após construído e com a geomembrana apresentou as seguintes dimensões até a altura da cota d'água: $H_{\text{Coluna d'água}} = 0,33 \text{ m}$; $D_b = 0,98 \text{ m}$; $D_c = 1,30 \text{ m}$; $L_b = 2,29 \text{ m}$; $L_c = 2,60 \text{ m}$.

Realizado esta etapa do dimensionamento foi elaborada uma representação do reator, Figura 4.1a, e confeccionou-se o reator com madeira de *pinus* (Figura 4.1b).

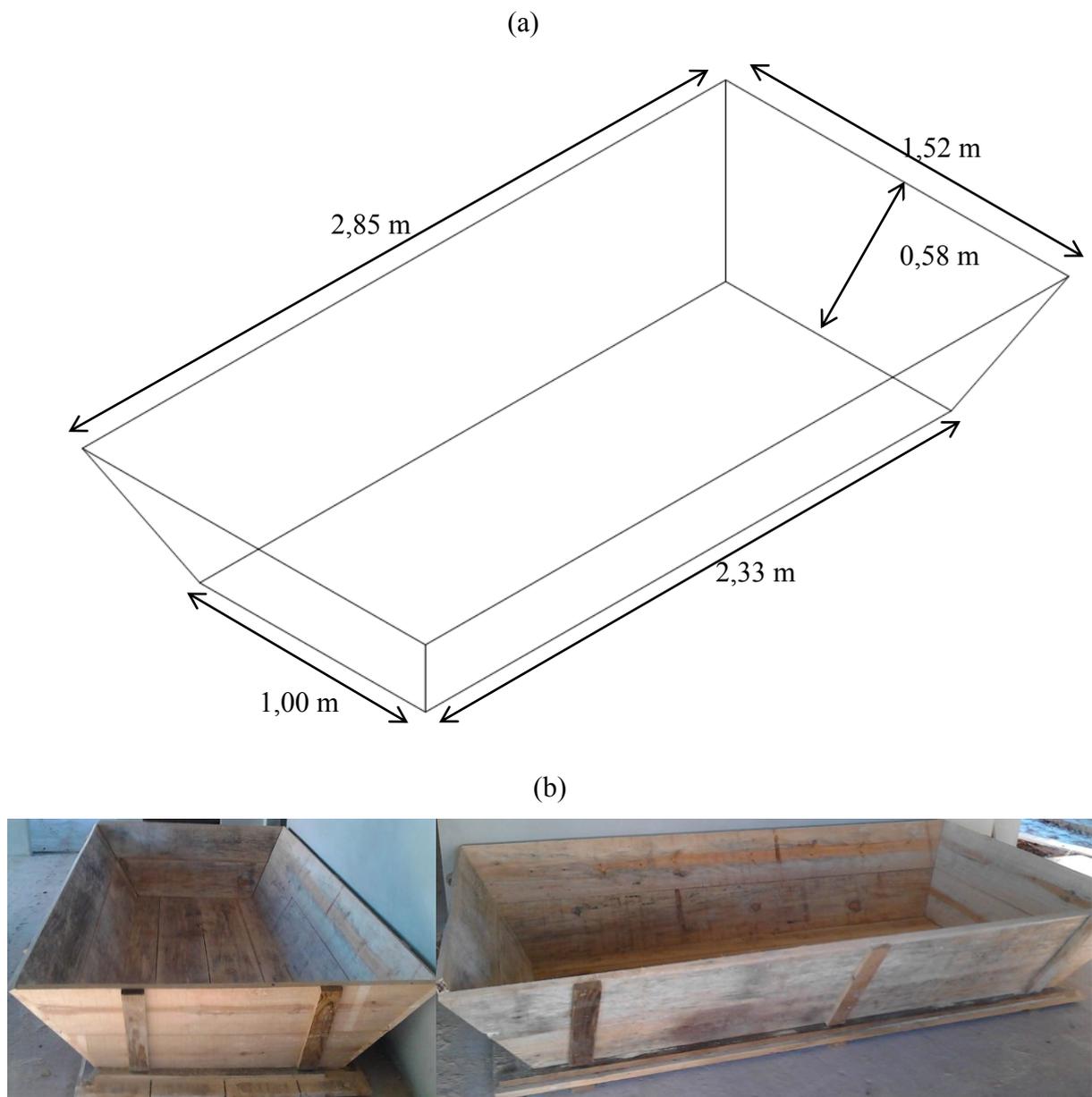


Figura 4.1. Estrutura do reator (a) com as dimensões e (b) após construído com madeira *pinus*.

O reator foi revestido com uma geomembrana de PVC de 8 mm, para simular as condições normais de uma lagoa típica. Para um melhor encaixe da geomembrana os cantos foram soldados.

A entrada do fluido ficou posicionada a uma altura de 10% em relação à cota máxima atingida pelo líquido, e a saída ficou posicionada na cota máxima atingida pelo líquido (Figura 4.2).



Figura 4.2. Sistema experimental composto por um protótipo de reator tipo lagoa anaeróbia revestido com geomembrana, reservatório de armazenamento de água potável e bomba peristáltica.

Após preencher o reator com água da rede de distribuição, foi inserido o traçador, com técnica de injeção tipo pulso. Após isso foram realizadas as coletas para análise, retiradas na saída do reator.

Também foi utilizado um reservatório de 360 L de onde a água era bombeada para o reator.

4.3. MÉTODO ANALÍTICO

A curva de calibração foi realizada a partir de amostras diluídas e posterior medição, em um espectrofotômetro UV-visível, da solução de azul de metileno.

Inicialmente fez-se uma solução contendo 30 g.L⁻¹ para isso foi necessário utilizar um agitador magnético no qual colocou-se quase 1 L de água destilada em um béquer sob agitação e aquecimento a 40 °C, então passou-se a inserir o azul de metileno em pó até que a solução atingisse a concentração desejada. Aferiu-se 1 L em um balão volumétrico que, após foi mantido em uma estufa a 30° C.

Com a solução pronta deu-se início às diluições que iriam compor a curva de calibração. Após, foi realizado a medição da absorbância e transmitância das soluções diluídas, em triplicata.

De posse dos resultados (concentração e absorbância) traçou-se uma reta, Figura (4.3), e então calculou-se o coeficiente de correlação, R², e a equação da reta, Equação (4.05):

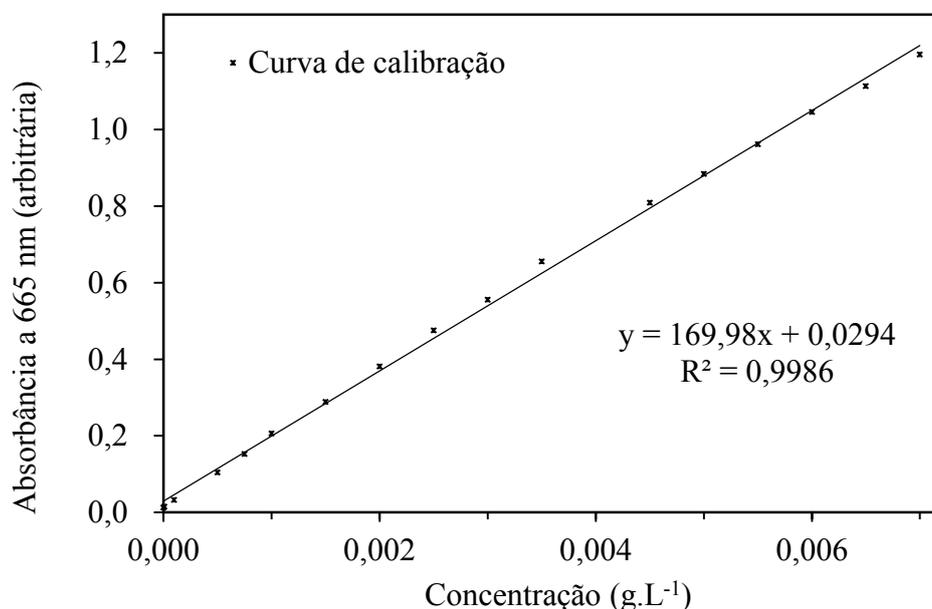


Figura 4.3. Gráfico da curva de calibração e da melhor reta.

$$y = 169,98x + 0,0294 \tag{4.05}$$

Onde y é a absorbância medida a 665 nanômetros, e x é a concentração em g.L⁻¹.

4.4. MODELAGEM DAS NÃO-IDEALIDADES

Para avaliação dos dados experimentais, foram desenvolvidos modelos a partir das equações da continuidade. As soluções para o cálculo da DTR foram determinadas de forma analítica.

Os modelos variaram entre si, devido a inserção de diferentes parâmetros. Os parâmetros de ajuste inseridos foram: número de reatores, parâmetro que relaciona volume útil e volume real do reator, razão de *by-pass*, razão de reciclo, e parâmetro de proporção volumétrica entre o reator 1 e o reator 2.

Para elaboração das curvas e posterior avaliação dos modelos, fez-se uso de um software matemático, no qual os modelos desenvolvidos foram implementados, e a curva de resultados gerada por estes puderam ser comparadas com a dos resultados experimentais.

Para otimizar os parâmetros inseridos, de forma que as curvas geradas pelos modelos desenvolvidos se aproximassem mais da curva experimental, proporcionando assim um melhor coeficiente de correlação, utilizou-se a função de otimização dos parâmetros do modelo, proposta por Coleman e Li (1996), *Trust-region-reflective optimization algorithm*.

Para avaliar a correlação da curva ajustada através do algoritmo, utilizou-se num primeiro momento o coeficiente de correlação (ZACCA, 2010), R^2 , dado pela Equação (4.06).

$$R^2 = 1 - \frac{RSS_{\text{mod}}}{SS_{\text{exp}}} = 1 - \frac{\sum_{i=1}^{nt} [E(t)_{\text{mod}}^i - E(t)_{\text{exp}}^i]^2}{\sum_{i=1}^{nt} [E(t)_{\text{exp}}^i - \overline{E(t)}_{\text{exp}}]^2} \quad (4.06)$$

onde $\overline{E(t)}_{\text{exp}}$ é a média experimental da função $E(t)$, RSS_{mod} é o somatório dos quadrados do resíduo entre o modelo e o dados experimentais, e SS_{exp} é o somatório total dos quadrados dos desvios da média experimental.

No intuito de avaliar os modelos e também a influência da quantidade de parâmetros a ele associados, utilizou-se o coeficiente de correlação ajustado (R^2_{ajustado}), que auxilia na avaliação da influência física dos parâmetros (ZACCA, 2010), Equação (4.07),

$$R^2_{\text{ajustado}} = 1 - \left(\frac{nt - 1}{nt - np} \right) \frac{RSS_{\text{mod}}}{SS_{\text{exp}}} \quad (4.07)$$

onde nt é o número total de experimentos, np é o número total de parâmetros, $nt - 1$ é o grau de liberdade associado com a variância experimental, e $nt - np$ é o grau de liberdade associado com o modelo.

Para a avaliação estatística (repetição do ponto central – experimento 2 e repetição do experimento 2), utilizou-se o teste *t-student*, com intervalo de confiança de 95%.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste item serão apresentados e discutidos os resultados experimentais e modelos aplicados para descrever e simular a curva DTR do reator em estudo. Serão expostos os resultados de DTR, e parâmetros avaliados. Também será apresentada a modelagem matemática empregada neste estudo, para descrever o comportamento fluidodinâmico do reator tipo lagoa anaeróbia aplicado no tratamento de águas residuárias. O desenvolvimento dos modelos foi balizado pelas constatações obtidas dos dados experimentais, tempo de residência médio, variância e assimetria da curva experimental normalizada $E(\theta)$ com o tempo normalizado (θ). Além desses utilizou-se as equações da continuidade para realização do balanço material, juntamente com as condições iniciais e de contorno. A modelagem procura solucionar a função $E(t)$, que fornece a distribuição de tempos de residência em que as partículas permaneceram no reator. Serão apresentadas também as hipóteses admitidas visando encontrar um modelo que descreva adequadamente as não-idealidades do reator em estudo, além dos parâmetros que foram utilizados nos modelos.

5.1. CARACTERIZAÇÃO DA DTR E SUAS PROPRIEDADES

5.1.1. Tempo de residência médio e Tempo normalizado

A partir da realização das análises obteve-se valores para a absorvância e transmitância em função do tempo, e por meio da curva de calibração determinou-se a concentração mássica, então prosseguiram os cálculos para determinação da função $E(t)$, Equação (3.09), e do tempo de residência médio (t_m), Equação (3.15). Através da razão entre o tempo de residência médio e o tempo de projeto, calculou-se o tempo normalizado (θ), Equação (3.18). A integral abaixo da curva DTR foi calculada por meio do método dos trapézios.

Tabela 5.1. Tempo de residência de projeto (τ), Tempo de residência médio (t_m) e Tempo normalizado (θ) obtido a partir dos dados experimentais.

	Exp. 1	Exp. 3	Experimento			
			2*	2.R**	Média	Desvio Padrão
τ (h)	72,00	216,00	144,00	144,00	-	-
t_m (h)	56,05	181,21	107,52	119,96	113,74	8,80
θ	0,78	0,84	0,75	0,83	0,79	0,06

* Experimento 2

** Repetição do experimento 2

Avaliando o tempo de residência médio obtido experimentalmente, percebe-se que esse ficou abaixo do tempo de residência de projeto, indicando para uma possível existência de volume morto no reator.

Avaliando a Figura 5.1-b percebe-se que os tempos normalizado ficaram bastante próximos um dos outros, 0,78, 0,75 e 0,84 para o experimento 1, experimento 2, e experimento 3, respectivamente. Entretanto, se encontram abaixo do tempo normalizado ideal, que seria igual a 1. Isso reforça a hipótese de existência de frações de volume morto no reator.

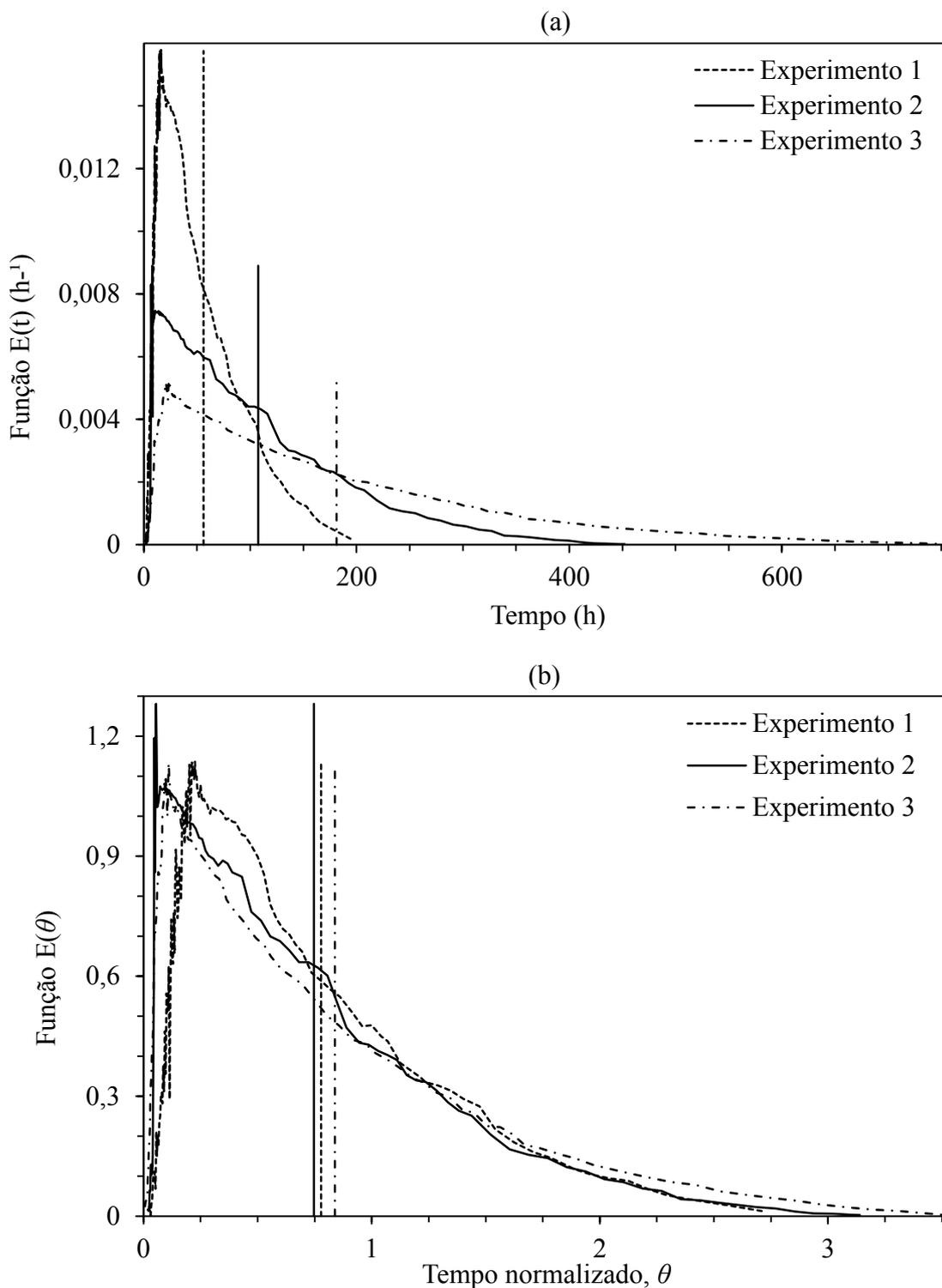


Figura 5.1. Gráfico da (a) função de distribuição de tempos de residência, $E(t)$, para o experimento 1, experimento 2 e experimento 3, com linhas verticais indicando o tempo de residência médio; e (b) função normalizada da distribuição de tempos de residência normalizada, $E(\theta)$, para o experimento 1, experimento 2 e experimento 3, com linhas verticais indicando o tempo normalizado para cada caso.

5.1.2. Variância e Assimetria

A seguir é exposta a Tabela 5.2 na qual podem ser visualizados os resultados para a variância e assimetria da curva DTR obtidas através das corridas experimentais.

Tabela 5.2. Valores normalizados de variância e assimetria.

	Experimento 1	Experimentos		Experimento 3
		2*	2.R**	
Variância	0,30	0,33	0,41	0,47
Assimetria	1,03	1,11	1,03	1,16

* Experimento 2

** Repetição do experimento 2

Avaliando a curva experimental da função $E(\theta)$ em relação ao tempo normalizado, e os dados de assimetria, percebe-se que o reator em estudo se aproxima mais de um CSTR do que de um PFR. Tendo em vista que uma curva mais assimétrica caracteriza uma similaridade com a configuração do reator ideal do tipo CSTR.

Os resultados obtidos para variância, primeiramente eliminam a hipótese do reator ser modelado como um PFR ideal, pois a variância normalizada é não nula. Além disso temos indícios da possibilidade do modelo mais apropriado para representar o padrão de mistura do reator em estudo, possua entre 2 a 4 reatores CSTR em série, de acordo com a Equação (3.40) (FOGLER, 2009).

5.1.3. Análise estatística

Na Tabela 5.3 é apresentada a avaliação estatística do ponto central e da repetição – experimento 2 e repetição do experimento 2 – em relação aos demais experimentos, através do teste *t-student*, com intervalo de confiança de 95%.

Tabela 5.3. Avaliação estatística da significância através do teste *t-student* para os resultados obtidos de tempo normalizado.

	Exp. 1	Exp. 3	Experimento			
			2*	2.R**	Média (\bar{x})	Desvio Padrão (s)
θ	0,78	0,84	0,75	0,83	0,79	0,06
$t_{\text{calculado}}$	0,19	-0,80	0,71	-0,71	-	-
$t_{0,95}$	-	-	6,31	-6,31	-	-

* Experimento 2

** Repetição do experimento 2

Utilizando o valor de t obtido a partir da análise do experimento 2 e sua repetição, num intervalo de confiança de 95%, aceita-se a hipótese nula em que em que o valor do tempo normalizado dos experimentos 1 e 3 podem ser tomados como não significativamente diferentes da média populacional do experimento 2 e sua repetição, pois o módulo do valor de $t_{0,95}$ é superior ao módulo de $t_{\text{calculado}}$. Fazendo uso da fórmula $\mu = \bar{x} \pm \frac{ts}{\sqrt{gl}}$ encontramos uma faixa na qual os resultados de tempos de residência médios normalizados são considerados como estatisticamente não diferentes, $0,40 < \theta < 1,17$, podendo então concluir que não há diferença significativa entre os tempos de residência médio normalizados, a partir desta abordagem. Nesta última equação, gl é o número de graus de liberdade, μ são os limites do intervalo de confiabilidade, e \bar{x} a média amostral.

Na Figura 5.2 é apresentado um gráfico contendo o tempo normalizado para o experimento 1, média do experimento 2 com a repetição do experimento 2 e a respectiva barra de erro referente aos valores que foram obtidos pelo teste *t-student*, e experimento 3.

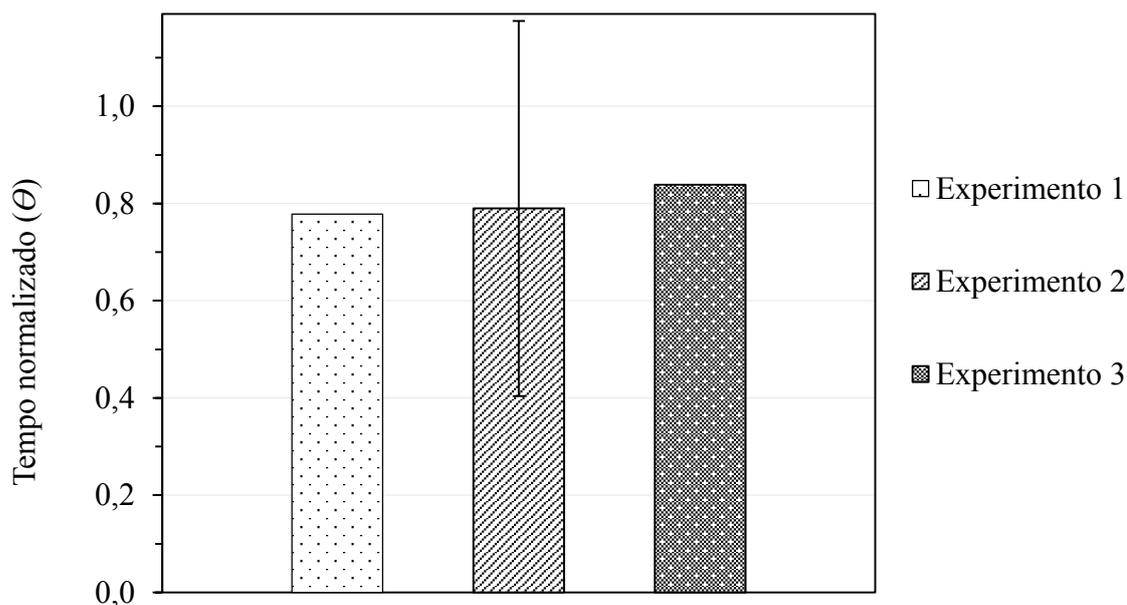


Figura 5.2. Gráfico do tempo normalizado para o experimento 1, média do experimento 2 com a repetição do experimento 2 e a respectiva barra de erro, e experimento 3.

Na Tabela 5.4 é aplicando o teste *t-student* para os dados de variância e assimetria dos dados experimentais, com um intervalo de confiança de 95%.

Tabela 5.4. Avaliação estatística através do teste *t-student* para os resultados normalizados obtidos para a variância e assimetria.

	Exp. 1	Exp. 3	Experimento			
			2*	2.R**	Média (\bar{x})	Desvio Padrão (s)
Variância	0,30	0,47	0,33	0,41	0,37	0,05
$t_{\text{calculado}}$	1,39	-1,71	0,71	-0,71	-	-
$t_{0,95}$	-	-	6,31	-6,31	-	-
Assimetria	1,03	1,16	1,11	1,03	1,07	0,06
$t_{\text{calculado}}$	0,74	-1,46	-0,71	0,71	-	-
$t_{0,95}$	-	-	6,31	-6,31	-	-

* Experimento 2

** Repetição do experimento 2

Utilizando os valores da variância e da assimetria obtidos a partir da análise do experimento 2 e repetição do experimento 2, e aplicando o teste *t-student* bilateral num intervalo de confiança de 95%, aceita-se a hipótese nula em que o valor de variância, assim como o de

assimetria do experimento 1 e experimento 3 podem ser considerados como não significativamente diferentes da média populacional do experimento 2 e sua repetição, pois o valor do módulo de $t_{0,95}$ é superior ao módulo de $t_{\text{calculado}}$. Fazendo uso da fórmula $\mu = \bar{x} \pm \frac{ts}{\sqrt{gl}}$ encontramos uma faixa na qual os resultados de variância, assim como os de assimetria, são considerados como estatisticamente não diferentes, $0,20 < \sigma^2 < 0,68$ e $0,50 < s^3 < 1,68$, respectivamente, podendo então concluir que não há diferenças significativas entre os valores de variância, e de assimetria obtidos experimentalmente, a partir desta abordagem.

Devido a repetição do ponto central ter sido realizada apenas uma vez, resultando em 1 grau de liberdade para avaliação no teste *t-student*, obtivemos uma faixa de confiança bastante elevada. Contudo o Experimento 1 e o Experimento 3 mostraram-se significativamente iguais ao Experimento 2 e sua repetição, num intervalo de confiança de 95 %, conforme os valores obtidos na análise *t-student*.

5.2. DESENVOLVIMENTO DE MODELOS DE NÃO-IDEALIDADE

No intuito de desenvolver uma configuração de sistema de reatores ideais que possibilitasse o melhor ajuste da curva DTR experimental, considerando que de acordo com a assimetria obtida para os dados das corridas experimentais indicando a similaridade do reator de estudo com um CSTR, os valores de variância levantando a hipótese da configuração ideal não ser um PRF e sim um sistema de 2 a 4 CSTRs de volumes iguais em série, bem como o tempo de residência médio que foi inferior ao tempo de projeto apontando para a existência de volume morto no reator, elaborou-se os seguintes modelos.

5.2.1. Modelos Convencionais com presença de volume morto

Modelo C1VM – Um CSTR com volume morto

Neste modelo é apresentado um único CSTR com volume morto, conforme exposto na ilustração da Figura 5.3.

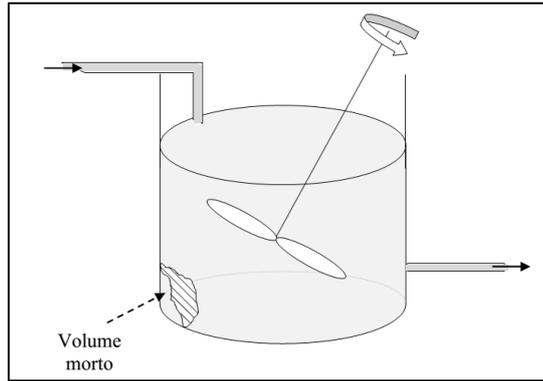


Figura 5.3. Ilustração do sistema composto por um CSTR com volume morto.

As relações utilizadas nesse modelo foram as da Equação (5.01) e Equação (5.02):

$$V = \alpha V_{REAL} \quad (5.01)$$

$$V = \alpha v_0 \tau \quad (5.02)$$

Em que V é o volume útil do reator, α é o parâmetro que relaciona volume útil e volume real do reator, V_{REAL} é o volume de projeto do reator, v_0 é a vazão afluyente ao reator, τ é o tempo de projeto.

Utilizando a equação da continuidade, e fazendo Balanço de material, obtemos a Equação (5.03):

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = -v_0 C_1 \quad (5.03)$$

em que V_1 é o volume do reator, e C_1 é a concentração no reator.

Com as seguintes condições iniciais e de contorno, Equação (5.04) e Equação (5.05):

$$CI \quad t = 0 \quad C = C_0 \quad (5.04)$$

$$CCI \quad t > 0 \quad C_0 < C \leq C_1 \quad (5.05)$$

Realizando as operações necessárias, tomando C_1 como sendo a concentração final e substituindo na Equação (5.06):

$$E(t) = \frac{C_F}{\int_0^{t_\infty} C_F dt} \quad (5.06)$$

Encontramos a Equação (5.07) do modelo para o cálculo da função $E(t)$ em um CSTR com presença de volume morto:

$$E(t) = \frac{e^{-\frac{t}{\alpha\tau}}}{\alpha\tau} \quad (5.07)$$

Normalizando a Equação (5.07) obtemos:

$$E(\theta) = \frac{e^{-\frac{\theta}{\alpha}}}{\alpha} \quad (5.08)$$

Modelo C2VM – Dois CSTRs em série com volume morto

Neste item é apresentado o desenvolvimento matemático para determinação da função distribuição de tempos de residência normalizada para o modelo composto por dois CSTRs em série com volume morto, conforme a ilustração da Figura 5.4.

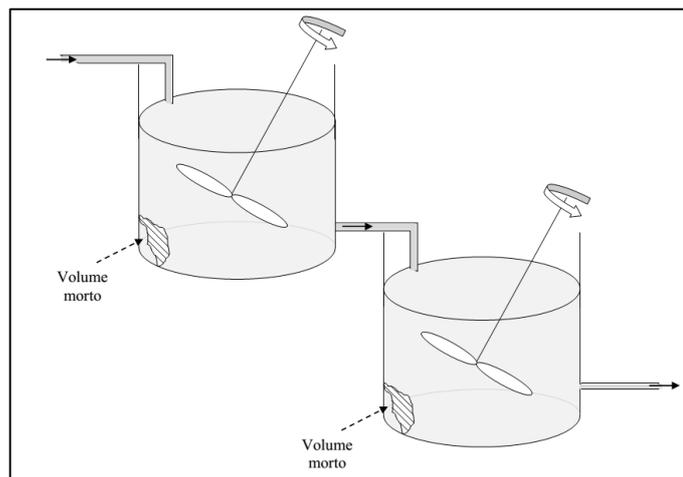


Figura 5.4. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com presença de volume morto.

As relações utilizadas foram Equação (5.01), Equação (5.09) e Equação (5.10):

$$V = V_1 + V_2 \quad (5.09)$$

$$V_1 = V_2 = \frac{1}{2} \alpha v_0 \tau \quad (5.10)$$

Em que V é o volume útil do reator, α é o parâmetro que relaciona volume útil e volume real do reator, v_0 é a vazão afluyente ao reator, τ é o tempo de projeto, V_1 é o volume útil no reator 1, e V_2 é o volume útil no reator 2.

Realizando um balanço de material no reator 1:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = -\nu_0 C_1 \quad (5.11)$$

Com as condições iniciais e de contorno, dadas pelas Equação (5.04) e Equação (5.05). Fazendo um balanço de material no reator 2, encontramos a Equação (5.12):

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = \nu_0 C_1 - \nu_0 C_2 \quad (5.12)$$

Tomando C_2 como sendo a concentração final e substituindo na Equação (5.06) para o cálculo da equação do modelo, função $E(t)$, encontramos a Equação (5.13):

$$E(t) = 4 \frac{t}{\alpha^2 \tau^2} e^{-\frac{2}{\alpha \tau} t} \quad (5.13)$$

Normalizando a Equação (5.13), obtemos:

$$E(\theta) = 4 \frac{\theta}{\alpha^2} e^{-\frac{2}{\alpha} \theta} \quad (5.14)$$

Modelo C2VMVV – Dois CSTRs em série com volumes variáveis e presença de volume morto

Este modelo é composto por dois CSTR em série com volumes variáveis e presença de volume morto. Na Figura 5.5 é exposto um esquema dessa configuração de reatores.

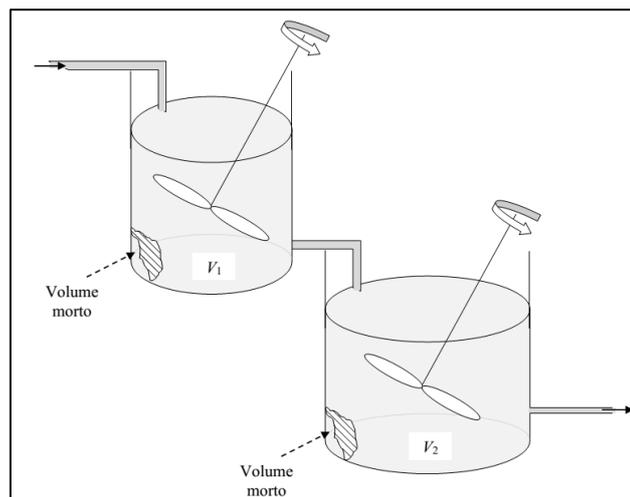


Figura 5.5. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com volumes variáveis e volume morto.

As relações utilizadas nesse modelo foram as da Equação (5.01), Equação (5.09), Equação (5.15), Equação (5.16), Equação (5.17) e Equação (5.18):

$$V_1 \neq V_2 \quad (5.15)$$

$$V_1 = \frac{\beta}{1-\beta} V_2 \quad (5.16)$$

$$V_1 = \nu_0 \beta \alpha \tau \quad (5.17)$$

$$V_2 = \nu_0 (1-\beta) \alpha \tau \quad (5.18)$$

Em que V é o volume útil do reator, α é o parâmetro que relaciona volume útil e volume real do reator, V_{REAL} é o volume de projeto do reator, ν_0 é a vazão afluente ao reator, τ é o tempo de projeto, V_1 é o volume útil no reator 1, V_2 é o volume útil no reator 2, e β é o parâmetro de proporção volumétrica entre o reator 1 e o reator 2.

Realizando um balanço de material no reator 1:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = -\nu_0 C_1 \quad (5.19)$$

Com a condição inicial, Equação (5.04), e a condição de contorno, Equação (5.05).

Fazendo um balanço de material no reator 2:

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = \nu_0 C_1 - \nu_0 C_2 \quad (5.20)$$

Tomando C_2 como sendo a concentração final e substituindo na Equação (5.06) para o cálculo da equação do modelo, função $E(t)$, Equação (5.21):

$$E(t) = \frac{e^{-\frac{t}{\beta\alpha\tau}} - e^{-\frac{t}{(1-\beta)\alpha\tau}}}{\alpha\tau(2\beta-1)} \quad (5.21)$$

Normalizando a Equação (5.21), obtemos:

$$E(\theta) = \frac{e^{-\frac{\theta}{\beta\alpha}} - e^{-\frac{\theta}{(1-\beta)\alpha}}}{\alpha(2\beta-1)} \quad (5.22)$$

5.2.2. Modelos com presença de *by-pass* e volume morto

Para comparar os modelos propostos e investigar a ocorrência de *by-pass*, elaborou-se modelos contendo parâmetros de razão de *by-pass*, volume morto, 2 CSTR's em série (BP2VM e BP2VMVV), e volumes variáveis (BP2VMVV).

Modelo BP1VM – Um CSTR com *by-pass* e volume morto

Neste modelo é apresentado um sistema composto por um único CSTR com volume morto e *by-pass*, conforme exposto na ilustração da Figura 5.6.

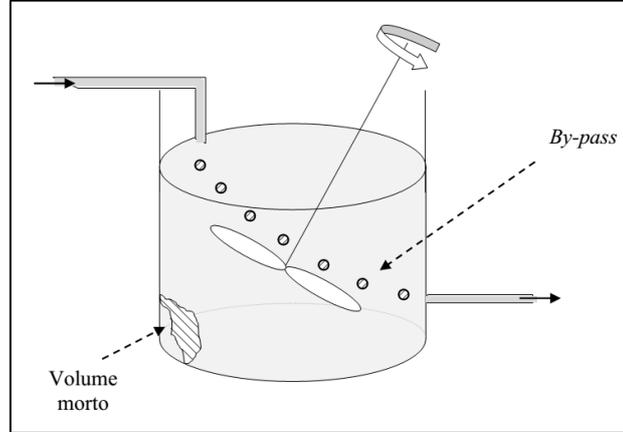


Figura 5.6. Ilustração do sistema composto por um CSTR com *by-pass* e volume morto.

As relações utilizadas nesse modelo foram as da Equação (5.01), Equação (5.02) e Equação (5.23).

$$R_{BP} = \frac{v_{0BP}}{v_0} \quad (5.23)$$

em que v_0 é a vazão afluente ao reator, R_{BP} é a razão de *by-pass*, e v_{0BP} é a vazão de *by-pass*.

Realizando um Balanço de Massa no reator:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = -(v_0 - v_{BP})C_1 \quad (5.24)$$

com a condição inicial, Equação (5.04), e a condição de contorno, Equação (5.05).

A Equação referente a concentração final de traçador na saída é dada por:

$$C_F = (1 - R_{BP})C_1 \quad (5.25)$$

Efetuada as operações necessárias e substituindo na Equação (5.06), obtemos a Equação (5.26):

$$E(t) = \frac{(1 - R_{BP})}{\alpha\tau} e^{-\frac{(1-R_{BP})t}{\alpha\tau}} \quad (5.26)$$

Normalizando a Equação (5.26):

$$E(\theta) = \frac{(1 - R_{BP})}{\alpha} e^{-\frac{(1-R_{BP})\theta}{\alpha}} \quad (5.27)$$

Modelo BP2VM – Dois CSTRs em série com *by-pass* e volume morto

Neste item é exposto o desenvolvimento matemático para determinação da função distribuição de tempos de residência normalizada para o modelo composto por dois CSTRs em série com *by-pass* e volume morto, conforme a ilustração da Figura 5.7.

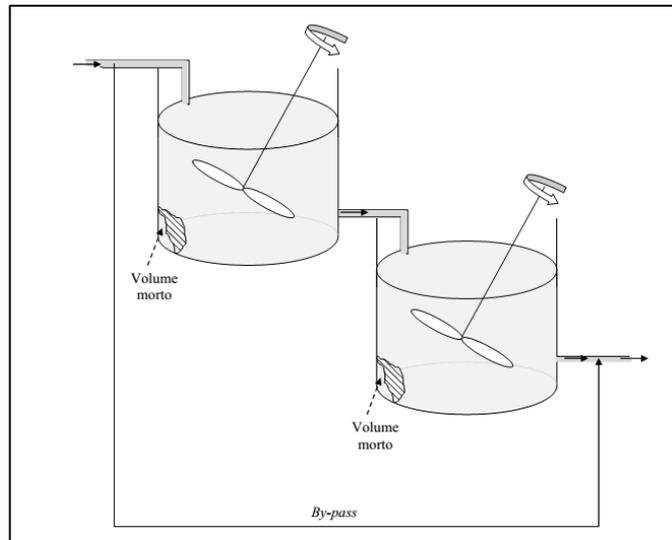


Figura 5.7. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com *by-pass* e volume morto.

As relações utilizadas foram as seguintes: Equação (5.01), Equação (5.09), Equação (5.10) e Equação (5.23).

A Equação (5.28) do balanço material para o reator 1 é exposta a seguir:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = -(\nu_0 - \nu_{BP})C_1 \quad (5.28)$$

com a condição inicial, Equação (5.04), e condição de contorno, Equação (5.05).

Após encontrar C_1 , realiza-se um balanço material para o reator 2:

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = (\nu_0 - \nu_{BP})C_1 - (\nu_0 - \nu_{BP})C_2 \quad (5.29)$$

Resolvendo a Equação (5.29) por integração determinamos C_2 .

Para encontrar a concentração final, C_F , na qual a vazão de *by-pass* é considerada, calculamos a Equação (5.30):

$$C_F = (1 - R_{BP})C_2 \quad (5.30)$$

Substituindo na Equação (5.06) e realizando as operações necessárias encontramos a Equação (5.31):

$$E(t) = 4 \frac{(1 - R_{BP})^2}{\alpha^2 \tau^2} t e^{-2 \frac{(1 - R_{BP})}{\alpha} t} \quad (5.31)$$

Normalizando a Equação (5.31), obtemos:

$$E(\theta) = 4 \frac{(1 - R_{BP})^2}{\alpha^2} \theta e^{-2 \frac{(1 - R_{BP})}{\alpha} \theta} \quad (5.32)$$

Modelo BP2VMVV – Dois CSTRs em série com *by-pass*, volumes variáveis e volume morto

Este modelo possui dois CSTR em série com *by-pass*, volumes variáveis e presença de volume morto. Na Figura 5.8 é exposto um esquema dessa configuração de reatores.

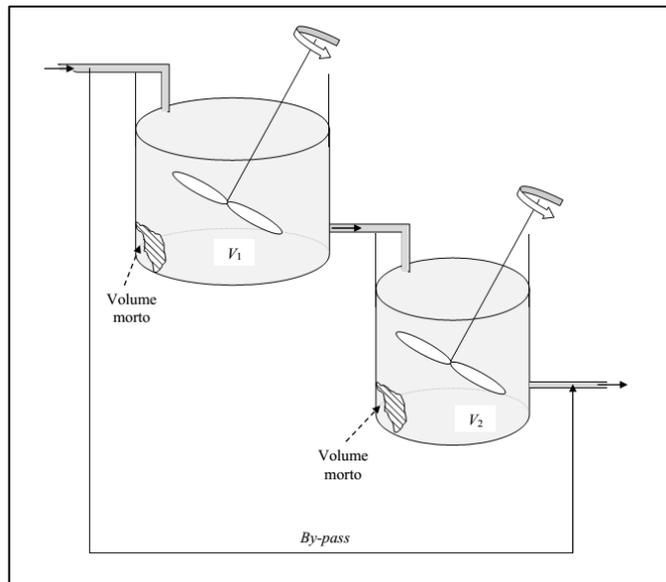


Figura 5.8. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com *by-pass*, volumes variáveis e volume morto.

As relações utilizadas nesse modelo foram as da Equação (5.01), Equação (5.09), Equação (5.15), Equação (5.16), Equação (5.17), Equação (5.18) e Equação (5.23):

As equações do balanço material no reator 1 e bem como suas condições iniciais e de contorno são expostas a seguir:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = -(\nu_0 - \nu_{BP}) C_1 \quad (5.33)$$

Com a condição inicial, Equação (5.04), e condição de contorno, Equação (5.05).

Realizando um balanço material para o reator 2:

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = (v_0 - v_{BP})C_1 - (v_0 - v_{BP})C_2 \quad (5.34)$$

Resolvendo a Equação (5.34) por integração encontramos C_2 . Mas para obtermos a concentração final (C_F), na qual a vazão de *by-pass* é considerada, substituímos na Equação (5.30).

Resolvendo a Equação (5.06), obtemos a função $E(t)$, Equação (5.35):

$$E(t) = \frac{(1 - R_{BP})}{(2\beta - 1)\alpha\tau} \left[e^{-\frac{(1-R_{BP})t}{\beta\alpha\tau}} - e^{-\frac{(1-R_{BP})t}{(1-\beta)\alpha\tau}} \right] \quad (5.35)$$

Normalizando a Equação (5.35), obtemos:

$$E(\theta) = \frac{(1 - R_{BP})}{(2\beta - 1)\alpha} \left[e^{-\frac{(1-R_{BP})\theta}{\beta\alpha}} - e^{-\frac{(1-R_{BP})\theta}{(1-\beta)\alpha}} \right] \quad (5.36)$$

5.2.3. Modelos com presença de reciclo e volume morto

Modelo R2VM – Dois CSTRs em série com reciclo e volume morto

Este modelo possui dois CSTR em série com reciclo e volume morto. Na Figura 5.9 é exposta uma representação desse sistema.

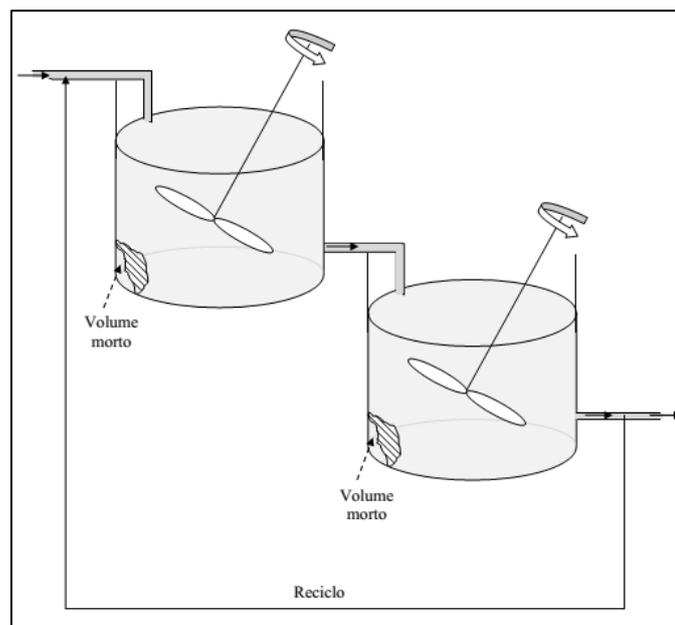


Figura 5.9. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com reciclo e volume morto.

As relações utilizadas nesse modelo foram as seguintes: Equação (5.01), Equação (5.09), Equação (5.10) e Equação (5.37).

$$RR = \frac{\nu_R}{\nu_0} \quad (5.37)$$

Em que RR é a razão de reciclo, ν_R é a vazão de reciclo, e ν_0 é a vazão afluyente ao reator.

Realizando um balanço de material no reator 1 obtemos a Equação (5.38):

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = -(\nu_0 + \nu_R)C_1 + \nu_R C_2 \quad (5.38)$$

Fazendo um balanço de material no reator 2, encontramos a Equação (5.39):

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = (\nu_0 + \nu_R)C_1 - (\nu_0 + \nu_R)C_2 \quad (5.39)$$

Com a condição inicial, Equação (5.04).

Resolvemos o sistema de Equações Diferenciais Ordinárias acima pelo método de Autovalores e Autovetores, com solução homogênea. Consideramos C_2 como sendo a concentração final e substituímos na Equação (5.06), para encontrar a função $E(t)$ do modelo, Equação (5.40):

$$E(t) = -\frac{w_1 r_2 e^{\lambda_1 t} + w_2 r_4 e^{\lambda_2 t}}{\frac{w_1 r_2}{\lambda_1} + \frac{w_2 r_4}{\lambda_2}} \quad (5.40)$$

Normalizando a Equação (5.40), obtemos:

$$E(\theta) = -\tau \frac{w_1 r_2 e^{\lambda_1 \theta \tau} + w_2 r_4 e^{\lambda_2 \theta \tau}}{\frac{w_1 r_2}{\lambda_1} + \frac{w_2 r_4}{\lambda_2}} \quad (5.41)$$

Onde:

$$a = -2 \frac{(1 + RR)}{\alpha \tau}$$

$$b = 2 \frac{RR}{\alpha \tau}$$

$$c = 2 \frac{(1 + RR)}{\alpha \tau}$$

$$d = -2 \frac{(1 + RR)}{\alpha \tau}$$

em que a, b, c e d compõe a matriz 2×2 $\begin{pmatrix} a & b \\ c & d \end{pmatrix}$.

$$\lambda_1 = \frac{(a+d) + \sqrt{[-(a+d)]^2 - 4(ad-bc)}}{2}$$

$$\lambda_2 = \frac{(a+d) - \sqrt{[-(a+d)]^2 - 4(ad-bc)}}{2}$$

em que λ_1 e λ_2 são autovalores associados a matriz.

$$r_1 = -\frac{b}{(a-\lambda_1)}$$

$$r_2 = 1$$

$$r_3 = -\frac{b}{(a-\lambda_2)}$$

$$r_4 = 1$$

r_1 , r_2 , r_3 e r_4 são os autovetores associados à matriz.

$$w_1 = \frac{1}{\begin{pmatrix} r_1 - \frac{r_2 r_3}{r_4} \end{pmatrix}}$$

$$w_2 = -\frac{r_2}{(r_1 r_4 - r_2 r_3)}$$

Modelo R2VMVV – Dois CSTRs em série com reciclo, volumes variáveis e volume morto

Este modelo é composto por dois CSTR em série com reciclo, volumes variáveis e volume morto. Na Figura 5.10 é exposta uma ilustração desse sistema.

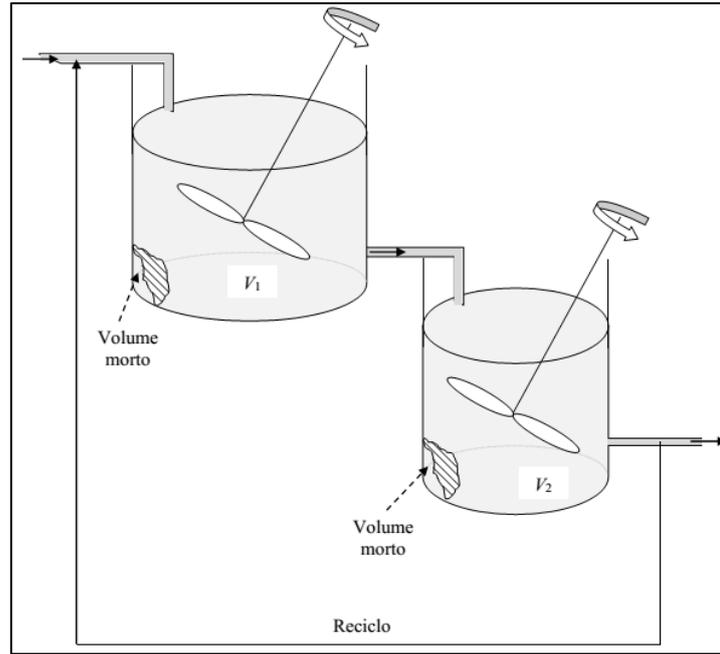


Figura 5.10. Ilustração do sistema composto por dois CSTRs em série com reciclo, volumes variáveis e volume morto.

As relações utilizadas nesse modelo foram as da Equação (5.01), Equação (5.09), Equação (5.15), Equação (5.16), Equação (5.17), Equação (5.18) e Equação (5.37).

Realizando um balanço de material no reator 1, obtemos a Equação (5.42):

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = -(\nu_0 + \nu_R)C_1 + \nu_R C_2 \quad (5.42)$$

Fazendo um balanço de material no reator 2, encontramos a Equação (5.43):

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = (\nu_0 + \nu_R)C_1 - (\nu_0 + \nu_R)C_2 \quad (5.43)$$

Com a condição inicial, Equação (5.04).

Resolvemos o sistema de Equações Diferenciais Ordinárias acima pelo método de Autovalores e Autovetores, com solução homogênea.

Consideramos C_2 como sendo a concentração final e substituímos na Equação (5.06), para encontrar a função $E(t)$ do modelo, Equação (5.44).

$$E(t) = - \frac{w_1 r_2 e^{\lambda_1 t} + w_2 r_4 e^{\lambda_2 t}}{\frac{w_1 r_2}{\lambda_1} + \frac{w_2 r_4}{\lambda_2}} \quad (5.44)$$

Normalizando a Equação (5.44), obtemos:

$$E(\theta) = -\tau \frac{w_1 r_2 e^{\lambda_1 \theta \tau} + w_2 r_4 e^{\lambda_2 \theta \tau}}{\frac{w_1 r_2}{\lambda_1} + \frac{w_2 r_4}{\lambda_2}} \quad (5.45)$$

Onde:

$$a = -\frac{(1 + RR)}{\beta \alpha \tau}$$

$$b = \frac{RR}{\beta \alpha \tau}$$

$$c = \frac{(1 + RR)}{(1 - \beta) \alpha \tau}$$

$$d = -\frac{(1 + RR)}{(1 - \beta) \alpha \tau}$$

em que a, b, c e d compõe a matriz 2x2 $\begin{pmatrix} a & b \\ c & d \end{pmatrix}$.

$$\lambda_1 = \frac{(a + d) + \sqrt{[-(a + d)]^2 - 4(ad - bc)}}{2}$$

$$\lambda_2 = \frac{(a + d) - \sqrt{[-(a + d)]^2 - 4(ad - bc)}}{2}$$

em que λ_1 e λ_2 são autovalores associados a matriz.

$$r_1 = -\frac{b}{(a - \lambda_1)}$$

$$r_2 = 1$$

$$r_3 = -\frac{b}{(a - \lambda_2)}$$

$$r_4 = 1$$

em que r_1 , r_2 , r_3 e r_4 são autovetores associados a matriz.

$$w_1 = \frac{1}{\left(r_1 - \frac{r_2 r_3}{r_4} \right)}$$

$$w_2 = -\frac{r_2}{(r_1 r_4 - r_2 r_3)}$$

Na Tabela 5.5 são expostas as equações finais, $E(t)$ e $E(\theta)$, dos modelos desenvolvidos.

Tabela 5.5. Tabela com as equações finais, $E(t)$ e $E(\theta)$, dos modelos desenvolvidos.

Modelo	Função $E(t)$	Função $E(\theta)$
C1VM	$E(t) = \frac{e^{-\frac{t}{\alpha\tau}}}{\alpha\tau}$	$E(\theta) = \frac{e^{-\frac{\theta}{\alpha}}}{\alpha}$
C2VM	$E(t) = 4 \frac{t}{\alpha^2 \tau^2} e^{-\frac{2}{\alpha\tau}t}$	$E(\theta) = 4 \frac{\theta}{\alpha^2} e^{-\frac{2}{\alpha}\theta}$
C2VMVV	$E(t) = \frac{e^{-\frac{t}{\beta\alpha\tau}} - e^{-\frac{t}{(1-\beta)\alpha\tau}}}{\alpha\tau(2\beta-1)}$	$E(\theta) = \frac{e^{-\frac{\theta}{\beta\alpha}} - e^{-\frac{\theta}{(1-\beta)\alpha}}}{\alpha(2\beta-1)}$
BP1VM	$E(t) = \frac{(1-R_{BP})}{\alpha\tau} e^{-\frac{(1-R_{BP})}{\alpha\tau}t}$	$E(\theta) = \frac{(1-R_{BP})}{\alpha} e^{-\frac{(1-R_{BP})}{\alpha}\theta}$
BP2VM	$E(t) = 4 \frac{(1-R_{BP})^2}{\alpha^2 \tau^2} t e^{-2\frac{(1-R_{BP})}{\alpha\tau}t}$	$E(\theta) = 4 \frac{(1-R_{BP})^2}{\alpha^2} \theta e^{-2\frac{(1-R_{BP})}{\alpha}\theta}$
BP2VMVV	$E(t) = \frac{(1-R_{BP})}{(2\beta-1)\alpha\tau} \left[e^{-\frac{(1-R_{BP})}{\beta\alpha\tau}t} - e^{-\frac{(1-R_{BP})}{(1-\beta)\alpha\tau}t} \right]$	$E(\theta) = \frac{(1-R_{BP})}{(2\beta-1)\alpha} \left[e^{-\frac{(1-R_{BP})}{\beta\alpha}\theta} - e^{-\frac{(1-R_{BP})}{(1-\beta)\alpha}\theta} \right]$
	$E(t) = -\frac{w_1 r_2 e^{\lambda_1 t} + w_2 r_4 e^{\lambda_2 t}}{\frac{w_1 r_2}{\lambda_1} + \frac{w_2 r_4}{\lambda_2}}$	$E(\theta) = -\tau \frac{w_1 r_2 e^{\lambda_1 \theta} + w_2 r_4 e^{\lambda_2 \theta}}{\frac{w_1 r_2}{\lambda_1} + \frac{w_2 r_4}{\lambda_2}}$
R2VM	$\lambda_1 = \frac{(a+d) + \sqrt{-(a+d)^2 - 4(ad-bc)}}{2};$ $\lambda_2 = \frac{(a+d) - \sqrt{-(a+d)^2 - 4(ad-bc)}}{2};$ $r_1 = -\frac{b}{(a-\lambda_1)}, r_2 = 1, r_3 = -\frac{b}{(a-\lambda_2)};$	$a = -2 \frac{(1+RR)}{\alpha\tau}; \quad b = 2 \frac{RR}{\alpha\tau};$ $c = 2 \frac{(1+RR)}{\alpha\tau}; \quad d = -2 \frac{(1+RR)}{\alpha\tau}$
R2VMVV	$r_4 = 1,$ $w_1 = \frac{1}{\left(r_1 - \frac{r_2 r_3}{r_4}\right)}, \quad w_2 = -\frac{r_2}{(r_1 r_4 - r_2 r_3)}$	$a = -\frac{(1+RR)}{\beta\alpha\tau}; \quad b = \frac{RR}{\beta\alpha\tau};$ $c = \frac{(1+RR)}{(1-\beta)\alpha\tau}; \quad d = -\frac{(1+RR)}{(1-\beta)\alpha\tau}$
	$E(t) = -\frac{w_1 r_2 e^{\lambda_1 t} + w_2 r_4 e^{\lambda_2 t}}{\frac{w_1 r_2}{\lambda_1} + \frac{w_2 r_4}{\lambda_2}}$	$E(\theta) = -\tau \frac{w_1 r_2 e^{\lambda_1 \theta} + w_2 r_4 e^{\lambda_2 \theta}}{\frac{w_1 r_2}{\lambda_1} + \frac{w_2 r_4}{\lambda_2}}$

5.3. AJUSTE DOS MODELOS

Nesta etapa realizou-se o ajuste dos modelos através de limitações físicas dos parâmetros que foram atribuídos a cada modelo.

5.3.1. Ajuste dos parâmetros do modelo

Na Tabela 5.6 são apresentados os resultados para os parâmetros dos modelos, e também o coeficiente de correlação e o coeficiente de correlação ajustado.

Tabela 5.6. Valores obtidos para os parâmetros dos modelos, coeficiente de correlação, coeficiente de correlação ajustado, média e desvio padrão para a repetição do ponto central – Experimentos 2 e 2.R.

		np^*	Exp. 1	Exp. 3	Experimento 2			
					2**	2.R***	Média	Desvio padrão
C1VM	1	α	1,000	1,000	0,999	1,000	0,999	0,000
		R^2	-0,212	0,276	0,426	-0,134	0,146	0,396
		$R^2_{ajustado}$	-0,212	0,276	0,426	-0,134	0,146	0,396
C2VM	2	α	0,713	0,596	0,562	0,599	0,581	0,026
		R^2	0,894	0,731	0,662	0,794	0,728	0,094
		$R^2_{ajustado}$	0,894	0,729	0,659	0,792	0,726	0,094
C2VMVV	3	α	0,719	0,856	0,801	0,837	0,819	0,025
		β	0,577	0,929	0,924	0,898	0,911	0,019
		R^2	0,895	0,948	0,835	0,902	0,869	0,048
		$R^2_{ajustado}$	0,893	0,947	0,832	0,900	0,866	0,048
BP1VM	2	R_{BP}	0,329	0,358	0,286	0,459	0,373	0,123
		α	0,932	0,776	0,780	0,779	0,779	0,001
		R^2	0,036	0,373	0,443	0,244	0,344	0,141
		$R^2_{ajustado}$	0,029	0,368	0,438	0,235	0,337	0,143
BP2VM	3	R_{BP}	0,088	0,126	0,073	0,132	0,102	0,042
		α	0,650	0,520	0,520	0,520	0,520	0,000
		R^2	0,894	0,731	0,662	0,794	0,728	0,094
		$R^2_{ajustado}$	0,893	0,727	0,656	0,789	0,723	0,094
BP2VMVV	4	R_{BP}	0,177	0,405	0,361	0,390	0,376	0,020
		α	0,590	0,510	0,512	0,510	0,511	0,001
		β	0,568	0,929	0,924	0,897	0,911	0,019
		R^2	0,895	0,948	0,835	0,902	0,869	0,048
		$R^2_{ajustado}$	0,892	0,946	0,831	0,899	0,865	0,048
R2VM	3	RR	0,023	2,839	2,529	1,750	2,140	0,551
		α	0,718	0,858	0,800	0,840	0,820	0,028
		R^2	0,895	0,948	0,835	0,902	0,869	0,048
		$R^2_{ajustado}$	0,893	0,947	0,832	0,900	0,866	0,048
R2VMVV	4	RR	0,019	2,565	2,441	1,744	2,093	0,492
		α	0,718	0,856	0,801	0,840	0,820	0,028
		β	0,466	0,379	0,419	0,521	0,470	0,072
		R^2	0,895	0,948	0,835	0,902	0,869	0,048
		$R^2_{ajustado}$	0,892	0,946	0,831	0,899	0,865	0,048

* Número de parâmetros do modelo

** Experimento 2

*** Repetição do experimento 2

Avaliando os dados da Tabela 5.6 percebe-se que quanto maior é o número de parâmetros, maior é a diferença entre o coeficiente de correlação e o coeficiente de correlação ajustado, o que já era esperado. Também pode ser constatado que os modelos que possuíam 2 CSTRs em série com volumes variáveis obtiveram um melhor ajuste da curva do modelo com a curva experimental, resultando em coeficientes de correlação melhores em relação aos modelos que não possuem volumes variáveis.

Os valores obtidos para o parâmetro razão de reciclo foram bastante elevados, exceto no experimento 1, de modo que sua ocorrência nesse magnitude em um situação real é pouco provável.

Na Figura 5.11 pode ser visualizado o gráfico contendo as curvas geradas pelos modelos para os dados experimentais da 1ª corrida experimental.

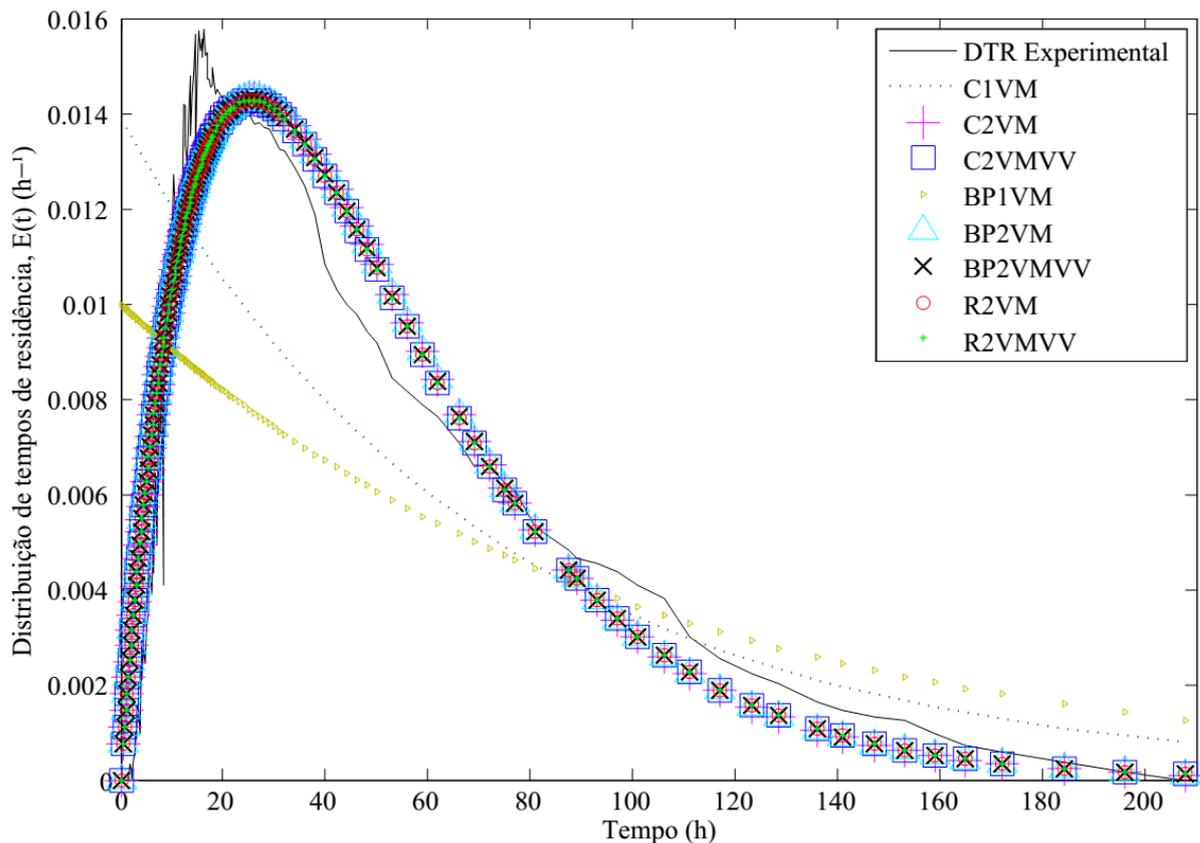


Figura 5.11. Gráfico contendo as curvas geradas pelos modelos para ajustar a curva de dados experimentais da 1ª corrida experimental.

Avaliando a Figura 5.11 percebe-se que todos os modelos com 2 reatores geraram curvas bastante similares, resultando em coeficientes de correlação e coeficientes de correlação ajustado bem próximos.

Para o Experimento 1 o modelo C2VM teve o melhor ajuste da curva DTR, quando avaliado o coeficiente de correlação ajustado, indicando a presença de volume morto no reator de 29%, aproximadamente.

Na Figura 5.12 pode ser visualizado o gráfico contendo as curvas geradas pelos modelos para os dados experimentais da 2ª corrida experimental.

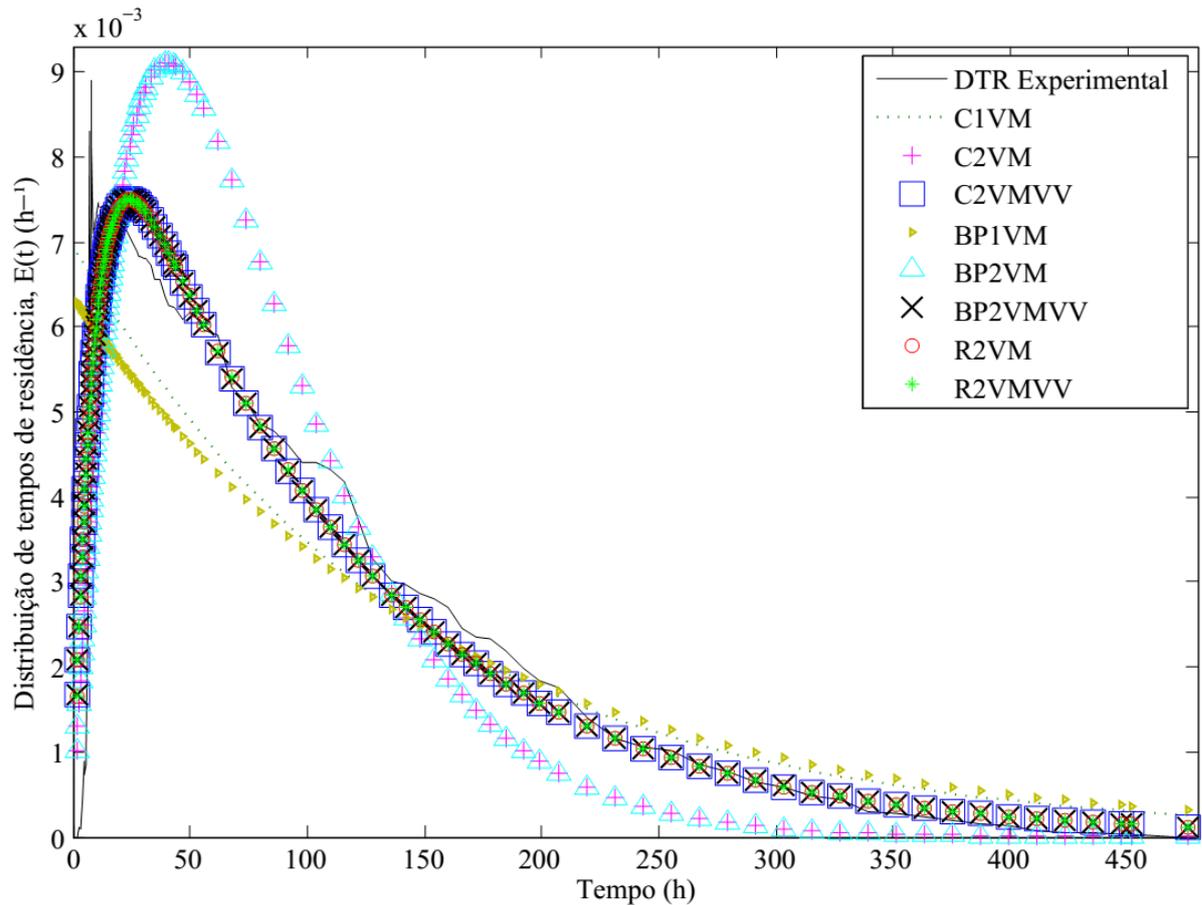


Figura 5.12. Gráfico das curvas geradas pelos modelos para ajustar a curva de dados da 2ª corrida experimental.

Analisando a Figura 5.12, percebe-se que as curvas geradas pelos modelos C2VM e BP2VM são muito similares, assim como as curvas geradas pelos modelos C2VMVV, BP2VMVV, R2VM e R2VMVV.

Avaliando o coeficiente de correlação ajustado, os modelos C2VMVV e R2VM foram os que tiveram o melhor ajuste em relação a curva DTR experimental. Ambos os modelos tiveram o mesmo número de parâmetros. Além disso apresentaram uma quantidade de volume morto no reator de 20%, aproximadamente.

Na Figura 5.13 é apresentado o gráfico contendo a curva DTR experimental, e as curvas

geradas pelos modelos propostos para a repetição do Experimento 2.

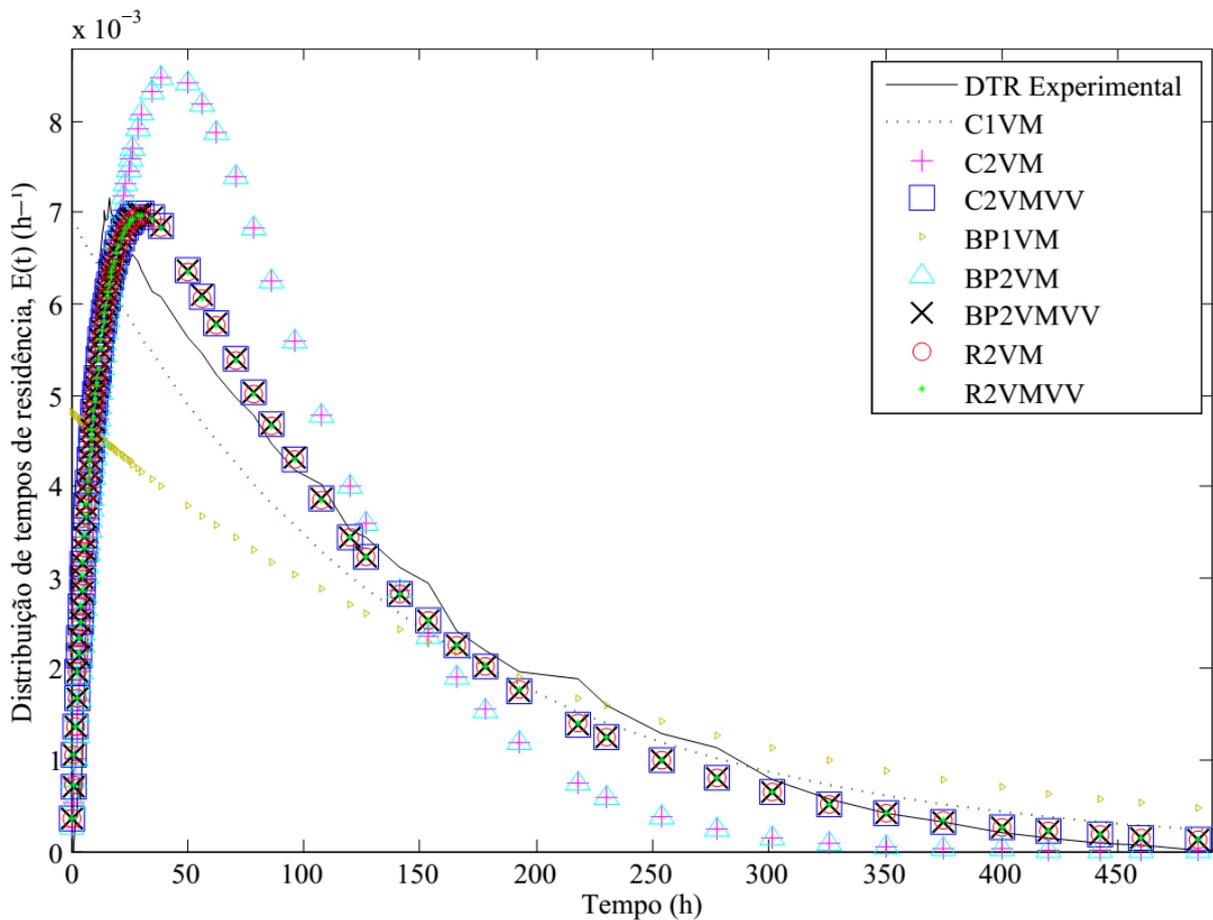


Figura 5.13. Gráfico contendo as curvas geradas pelos modelos para ajustar a curva de dados experimentais da repetição da 2ª corrida experimental.

Analisando a Figura 5.13 percebe-se que as curvas geradas pelos modelos C2VM e BP2VM são muito similares, assim como as curvas geradas pelos modelos C2VMVV, BP2VMVV, R2VM e R2VMVV.

Com base no coeficiente de correlação ajustado, o modelo C2VMVV foi o que melhor se ajustou a curva de dados experimentais. Apresentando uma taxa de volume morto em torno de 16%, e proporção volumétrica entre o reator 1 e o reator 2 em torno de 9:1.

Na Figura 5.14 pode ser visualizado o gráfico contendo as curvas geradas pelos modelos para os dados experimentais da DTR da 3ª corrida experimental.

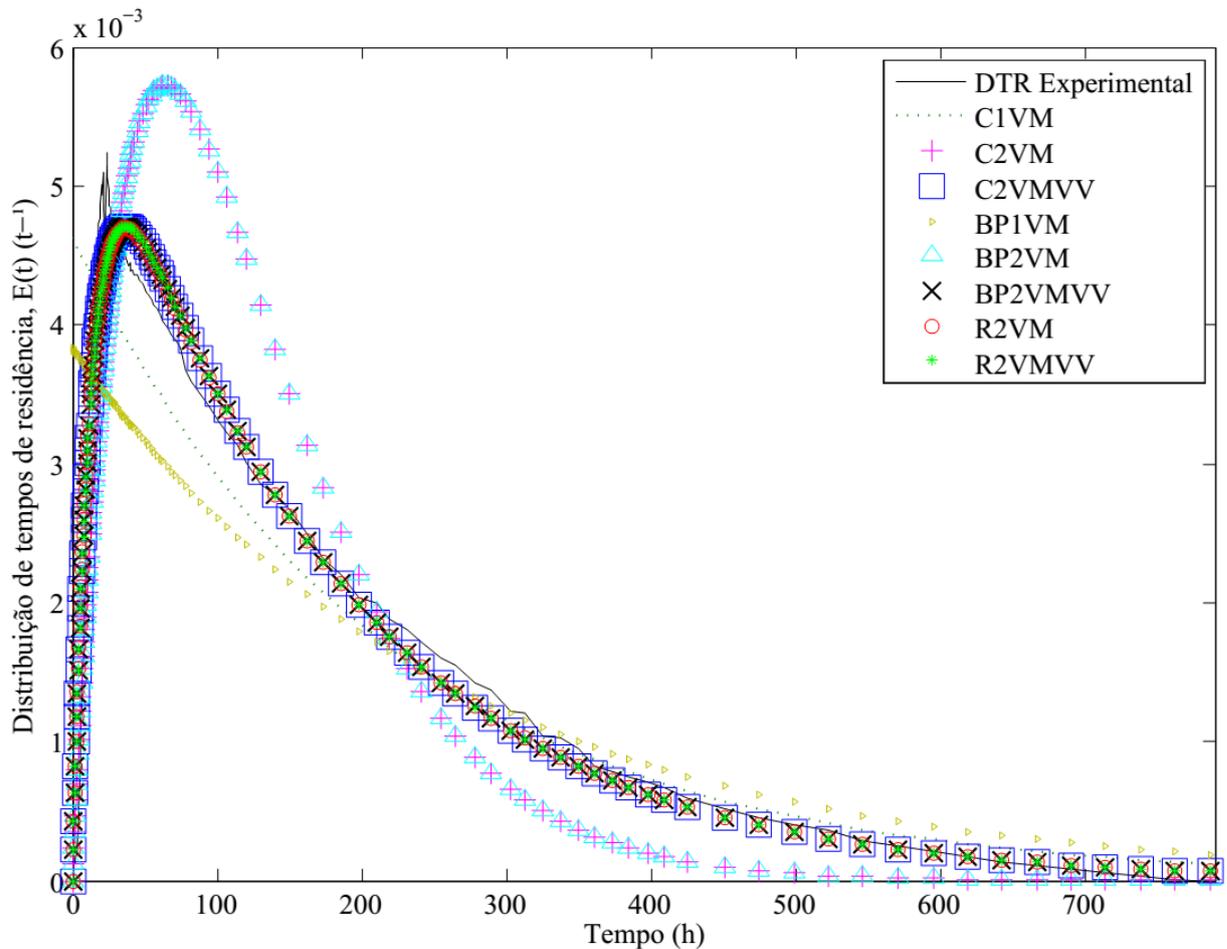


Figura 5.14. Gráfico contendo as curvas geradas pelos modelos para ajustar a curva de dados experimentais da 3ª corrida experimental.

Avaliando a Figura 5.14 percebe-se que as curvas geradas pelos modelos C2VM e BP2VM são bastante similares, assim como as curvas geradas pelos modelos C2VMVV, BP2VMVV, R2VM e R2VMVV. Tais similaridades foram observadas, exceto nos ajustes para o experimento 1, em todos os demais experimentos.

Com base na análise do coeficiente de correlação ajustado, os modelos que conseguiram o melhor ajuste em relação a curva DTR experimental, foram o C2VMVV e R2VM. Ambos os modelos possuem três parâmetros ajustáveis e apresentaram uma fração de volume morto no reator em torno de 14%.

5.3.2. Escolha do melhor modelo

Com base nas avaliações acima, principalmente levando em conta o coeficiente de correlação ajustado, o modelo que teve o melhor ajuste da DTR nos casos analisados, foi o C2VMVV.

Este modelo teve como parâmetros o número de reatores, o parâmetro que relaciona volume útil e volume real do reator e o parâmetro de proporcionalidade volumétrica entre o reator 1 e o reator 2. Tais parâmetros se mostraram fisicamente aceitáveis.

Os resultados médios do modelo obtidos para os parâmetros α e β foram de 0,80 e 0,83, respectivamente. Indicando a presença de frações de volume morto, em torno de 20% do volume total do reator, o que é fisicamente aceitável. Quanto ao valor obtido para a proporção volumétrica entre o reator 1 e o reator 2, esse indica que o reator 1 é aproximadamente quatro vezes maior que o reator 2.

5.3.3. Equação de projeto para o reator

As equações para o balanço de massa e determinação das concentrações são apresentadas abaixo:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = v_0 C_0 - v_0 C_1 + \int^{V_1} r_{AR1} dV \quad (5.46)$$

Fazendo um balanço material no reator 2:

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = v_0 C_1 - v_0 C_2 + \int^{V_2} r_{AR2} dV \quad (5.47)$$

Em que V_1 é dado pela Equação (5.17), V_2 pela Equação (5.18), $\alpha = 0,803$ e $\beta = 0,832$.

Considerando que em um reator CSTR a concentração interna não varia com o tempo ou com a posição $\left(\frac{dC}{dt} = 0\right)$ e que o volume do reator se mantém constante $\left(\int^V r_A dV = r_A V\right)$, a concentração para o reator 1 será:

$$C_1 = C_0 - \beta \alpha \tau r_{AR1} \quad (5.48)$$

E a concentração para o reator 2 é:

$$C_2 = C_1 - (1 - \beta) \alpha \tau r_{AR2} \quad (5.49)$$

Fazendo as substituições, temos um reator com volume de projeto, Equação (5.50):

$$V_{REATOR} = \frac{v_0 X C_0}{\alpha [\beta r_{AR1} + (1 - \beta) r_{AR2}]} \quad (5.50)$$

Em que v_0 é a vazão de entrada do sistema, C_0 é a concentração inicial, X é a conversão desejada, $\alpha = 0,803$, $\beta = 0,832$, r_{AR1} é a velocidade de consumo da espécie reagente A no reator 1, e r_{AR2} é a velocidade de consumo da espécie reagente A no reator 2.

6. CONCLUSÕES

Atualmente há uma notável necessidade em melhorar os índices de saneamento básico, tanto no meio urbano como no meio rural. Neste contexto se fazem pertinentes ações que promovam a otimização e disseminação de tecnologias aplicadas no tratamento de efluentes de elevada carga de matéria orgânica, tais como reatores do tipo lagoa anaeróbia. No dimensionamento dessas lagoas anaeróbias é necessário um modelo da cinética do processo de biodigestão anaeróbia e também a adoção de um balanço material para o reator.

Em decorrência das não idealidades presentes em um reator real do tipo lagoa anaeróbia, neste trabalho objetivou-se realizar um estudo da fluidodinâmica dessa configuração de reator para investigar as anomalias e propor um modelo de balanço material que as incorporasse.

Para uma geometria de lagoa típica, foi investigado o efeito do tempo de residência de projeto na distribuição de tempos de residência do reator e seu comportamento hidrodinâmico foi modelado.

As propriedades da DTR foram obtidas a partir de dados experimentais em um protótipo de lagoa anaeróbia realizados com a técnica da injeção tipo pulso. Foram quantificados o tempo de residência médio adimensional, o desvio padrão normalizado da distribuição e assimetria normalizada da distribuição. Fez-se uma análise estatística, a partir da média e do desvio padrão destas propriedades, com teste *t-student*, donde concluiu-se que o tempo de residência de projeto na faixa entre 3 e 9 dias não resulta em curvas DTR significativamente diferentes, considerando um intervalo de confiança de 95%. Ainda, com base no desvio padrão e assimetria normalizados da DTR conclui-se que o reator do tipo lagoa anaeróbia com geometria típica dos empregados no Sul do Brasil para o tratamento de dejetos animais, se aproxima de um CSTR em detrimento a um PFR.

Foram propostas diferentes configurações de reatores ideais CSTR para modelar as não-idealidades do reator tipo lagoa. Tomando como principal parâmetro de comparação o coeficiente de correlação ajustado, o reator em estudo foi melhor representado pelo modelo convencional de Dois CSTRs em série com volumes variáveis e presença de volume morto.

Assim, prova-se que as não-idealidades do reator estão relacionadas a presença de volume morto e regiões com diferentes padrões de mistura. Com isso podem-se propor configurações e mecanismos que promovam um melhor comportamento fluidodinâmico, com conseqüente diminuição das não-idealidades.

Por fim, para a geometria de reator estudada, apresenta-se um modelo de balanço

material capaz de prever de forma mais exata a conversão da matéria orgânica de efluentes e, quando for o caso, a produtividade de biogás, auxiliando no dimensionamento destes equipamentos.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] AIRES, A. W. *et al.* Avaliação do desempenho de um biodigestor canadense modificado no tratamento de dejetos de suínos. **ENGEVISTA** (UFF), v. 16, n. 4, p. 329-338, Dez. 2014.
- [2] ARROYAVE, D. M. G.; GALLEGRO, D. S.; MÁRQUEZ M. A. G. Evaluation of residence time distribution and mineralogical characterization of the biooxidation of sulfide minerals in a continuous stirred tank reactor. **Minerals Engineering**, v. 46, p. 128-135, 2013.
- [3] AZEREDO, S. V. de. **Modelagem hidrodinâmica de decantador primário de esgotos utilizando-se a técnica de traçadores**. 127 f. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Civil) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 1985.
- [4] CHEN, Y. R. Kinetic analysis of anaerobic digestion of pig manure and its design implications. **Agricultural Wastes**, v. 8, n. 2, p. 65-81, 1983.
- [5] CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios. In: Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias**, 2 ed. Minas Gerais: Editora UFMG, 2007.
- [6] COLDEBELLA, A. *et al.* Viabilidade da cogeração de energia elétrica com biogás da bovinocultura de leite. In: Congresso internacional sobre geração distribuída e energia no meio rural - AGRENER, 6, 2006, Campinas - SP. **Anais...** Campinas: Unicamp, 2006. p. 9.
- [7] COLEMAN, T.; LI, Y. An interior trust region approach for nonlinear minimization subject to bounds. **SIAM J. Optimization**, v. 6, n. 2, p. 418-445, Maio 1996.
- [8] CONTOIS, D. E. Kinetics of bacterial growth: relationship between population density and specific growth rate of continuous cultures. **Journal of general microbiology**, v. 21, n. 1, p. 40-50, 1959.
- [9] CORTEZ, L. A. B.; LORA, E. E. S.; GÓMEZ, E. O. **Biomassa para energia**, Campinas, Editora da Unicamp, 2008.
- [10] DIESEL, R.; MIRANDA, C. R.; PERDOMO, C. C. Coletânea de Tecnologias sobre Dejetos Suínos. **Boletim Informativo de Pesquisa** – Embrapa Suínos e Aves e Extensão - EMATER/RS, BIPERS, n. 14, Agosto de 2002.
- [11] FAROOQ, M. *et al.* Radiotracer investigations of municipal sewage treatment stations. **Nukleonika**, v. 48, n. 1, p. 57-61, 2003.
- [12] FOGLER, H. S. **Elementos de Engenharia das Reações Químicas**. 4 ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2009.
- [13] INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA (IBGE). **Atlas de saneamento 2011**. Ministério do Planejamento, Orçamento e Gestão, 2011.

- [14] KUNZ, A.; HIGARASHI, M. M.; OLIVEIRA, P. A. Tecnologias de manejo e tratamento de dejetos de suínos estudadas no Brasil. **Cadernos de Ciência & Tecnologia**, v. 22, n. 3, p. 651-665, 2005.
- [15] LEVENSPIEL, O. **Engenharia das reações químicas**. São Paulo: Edgard Blücher Ltda., 2000.
- [16] LI, S. *et al.* Comparative analyses of hydraulic characteristics between the different structures of two anaerobic baffled reactors (ABRs). **Ecological Engineering**, v. 82, s.n., p. 138-144, 2015.
- [17] LI, S.; NAN, J.; GAO, F. Hydraulic characteristics and performance modeling of a modified anaerobic baffled reactor (MABR). **Chemical Engineering Journal**, v. 284, sn. p. 85-92, 2016.
- [18] MARCHESAN, M. O. **Estudo da inclusão de compartimentos em biodigestores modelo canadense**. 2012. 118 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos) – Programa de pós-graduação em Engenharia de Processos, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2012.
- [19] METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering - Treatment and Reuse**. 4 ed, New York: Inc. McGraw – Hill Higher Education, 2003.
- [20] NOGUEIRA, R. G. S. *et al.* Caracterização Qualitativa e Potencial de Produção de Metano do Biogás de Dejetos de Bovinos Confinados em Biodigestores. In: Simpósio de Sustentabilidade e Ciência Animal, 3, 2013, Pirassununga. **Anais...** Pirassununga: 5DInternet, 2013 p. 4.
- [21] OLIVERA, P. A. C; HIGARASHI, M. M. **Geração e utilização de biogás em unidades de produção de suínos**. Projeto de controle da degradação ambiental decorrente da suinocultura em Santa Catarina. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2006. 42p.
- [22] PLUGATYR, A.; SVISHCHEV, I. M. Residence time distribution measurements and flow modeling in a supercritical water oxidation reactor: application of transfer function concept. **The Journal of Supercritical Fluids**, v. 44, n. 1, p. 31-39, 2008.
- [23] SASSAKI, R. A. **Distribuição de tempos de residência em sistemas alimentados com vazão variável**. 2005. 89 f. Dissertação (Mestre em Ciências em Engenharia Civil) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.
- [24] VON SPERLING, M. **Lagoas de estabilização. In: Lagoas de estabilização**. 2 ed. v. 3 Minas Gerais: Editora UFMG, 2002.
- [25] WENZEL, B. M. **Cinética aplicada e cálculo de reatores**. 2015. 20 f. Notas de aula.
- [26] ZACCA, R. *et al.* Critical velocity, anaerobic distance capacity, maximal instantaneous velocity and aerobic inertia in sprint and endurance young swimmers. **European journal of applied physiology**, v. 110.