



UNIVERSIDADE FEDERAL DA FRONTEIRA SUL – UFFS
CERRO LARGO
ENGENHARIA AMBIENTAL E SANITÁRIA

SIMULAÇÃO DO DESEMPENHO DE DIFERENTES
SISTEMAS DE REATORES PARA PROCESSOS
ANAERÓBIOS DE PRODUÇÃO DE BIOGÁS

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

MICHELLE BARCELOS DE OLIVEIRA

CERRO LARGO – RS

2016

MICHELLE BARCELOS DE OLIVEIRA

**SIMULAÇÃO DO DESEMPENHO DE DIFERENTES SISTEMAS DE REATORES
PARA PROCESSOS ANAERÓBIOS DE PRODUÇÃO DE BIOGÁS**

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

Prof. Dr. Bruno München Wenzel

CERRO LARGO - RS

2016

**SIMULAÇÃO DO DESEMPENHO DE DIFERENTES SISTEMAS DE REATORES
PARA PROCESSOS ANAERÓBIOS DE PRODUÇÃO DE BIOGÁS**

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

Aprovado em 16 de dezembro de 2016

Prof. Dr.Fernando Henrique Borba – UFFS

Eng (a). Ambiental Julia Catiane Arenhart Braun – UFFS

Prof. Dr.Bruno München Wenzel

Orientador(a)

CERRO LARGO– RS

2016

DGI/DGCI - Divisão de Gestão de Conhecimento e Inovação

Oliveira, Michelle Barcelos de
Simulação do desempenho de diferentes sistemas de reatores para processos anaeróbios de produção de biogás/ Michelle Barcelos de Oliveira. -- 2016.
38 f.

Orientador: Bruno München Wenzel.
Trabalho de conclusão de curso (graduação) -
Universidade Federal da Fronteira Sul, Curso de Engenharia Ambiental e Sanitária , Cerro Largo, RS, 2016.

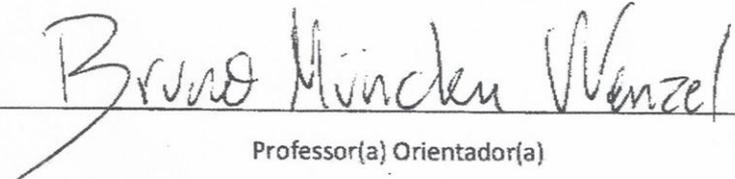
1. Simulação do desempenho em diferentes reatores em processos anaeróbios. I. Wenzel, Bruno München, orient.
II. Universidade Federal da Fronteira Sul. III. Título.

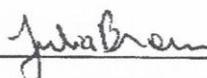
MICHELLE BARCELOS DE OLIVEIRA

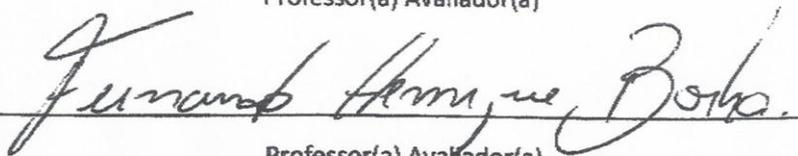
SIMULAÇÃO DO DESEMPENHO DE DIFERENTES SISTEMAS DE REATORES
PARA PROCESSOS ANAERÓBIOS DE PRODUÇÃO DE BIOGÁS

Trabalho de conclusão de curso de graduação apresentado como requisito para obtenção do título de Engenheiro Ambiental e Sanitarista da Universidade Federal da Fronteira Sul.

Este trabalho de conclusão de curso foi defendido e aprovado pela banca em: 16 / 12 / 2016


Professor(a) Orientador(a)


Professor(a) Avaliador(a)


Professor(a) Avaliador(a)

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a DEUS, por ter guiado os meus passos.

Ao meu orientador Prof. Dr. Bruno München Wenzel pela orientação, dedicação e paciência.

À minha família e amigos, pelo apoio incondicional.

SUMÁRIO

Lista de Tabelas	vi
Lista de Figuras	vii
Lista de Símbolos e Abreviaturas	viii
Resumo	x
Abstract	xi
1. Introdução	1
2. Objetivos	3
3. Referencial Teórico	4
3.1. Tratamento Biológico de águas residuárias	4
3.2. Dejetos de animais	5
3.3. Processos Anaeróbios.....	6
3.4. Biogás	7
3.5. Modelos Cinéticos.....	8
3.6. Dimensionamento de reatores anaeróbios	10
3.7. Reatores Contínuos Ideais	11
3.8. Balanço de células em reator CSTR	12
3.9. Reatores não-ideias	12
3.10. Sistemas com reciclo de biomassa celular	14
3.11. Balanço material em sistemas com reciclo de biomassa celular.....	16
3.12. Análise do balanço de células em reator CSTR em sistemas com reciclo	19
4. Desenvolvimento dos modelos matemáticos	21
4.1. Digestão anaeróbia de dejetos suínos em reator CSTR sem reciclo de biomassa celular – Modelo de Chen (1983).....	21
4.2. Digestão anaeróbia de dejetos suínos em sistema de CSTR com reciclo de biomassa celular	24
4.3. Digestão Anaeróbia de dejetos suínos em reator não ideal	27
5. Metodologia	30

6. Resultados e Discussões	32
6.1. Comparação de desempenho: lagoa anaeróbia modelada como CSTR e como reator não-ideal	32
6.2. Comparação de desempenho: sistemas com e sem reciclo de biomassa celular	34
6. Conclusões	36
7. Referências Bibliográficas	38

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1. Composição do Biogás.	8
Tabela 5.1. Valores dos parâmetros e variáveis adotados.	30

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1. Conversão biológica nos sistemas aeróbios e anaeróbios.....	5
Figura 3.2. Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia.....	7
Figura 3.3. Representação de não-idealidades.	13
Figura 3.4. Representação de não-idealidade.....	14
Figura 3.5. Sistema de reator de mistura perfeita com reciclo de biomassa celular.....	15
Figura 3.6. Resultado de balanço material em sistema com reciclo de biomassa celular.	18
Figura 4.1. Esquematização das variáveis em sistema de CSTR sem reciclo de biomassa celular	21
Figura 4.2. Esquematização das variáveis, parâmetros operacionais e solução para reator biológico de mistura perfeita com reciclo de biomassa célula: Modelo de Contois.....	26
Figura 4.3. Esquema da representação do reator não-ideal tipo lagoa anaeróbia.....	27
Figura 6.1. Comparação do desempenho da digestão anaeróbia sem reciclo considerando reator CSTR ideal e não ideal: (a) Substrato; (b) Biomassa celular; e (c) Produção volumétrica de metano.....	33
Figura 6.2. Comparação do desempenho da digestão anaeróbia com e sem reciclo considerando reator CSTR ideal: (a) Substrato; (b) Biomassa celular; e (c) Produção volumétrica de metano.....	35

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

DQO	Demanda Química de Oxigênio
CH_4	Metano
CO_2	Dióxido de Carbono
H_2	Hidrogênio
H_2S	Gás Sulfídrico
S	Substrato
P	Produto
X	Biomassa celular
r_i	Velocidade das transformações
r_X	Velocidade líquida de geração de biomassa celular
r_S	Velocidade líquida de geração de substrato
r_P	Velocidade líquida de geração de produto
μ	Velocidade específica de crescimento celular
k_d	Constante de morte celular natural
C_X	Concentração de biomassa celular
$Y_{S/X}$	Coefficiente estequiométrico que relaciona a massa de substrato (S) consumida para cada unidade de massa de células (X) gerada
$Y_{P/X}$	Coefficiente estequiométrico de geração de um produto de interesse
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
COT	Carbono orgânico total
μ_{max}	Velocidade específica máxima de crescimento
C_S	Concentração do substrato
β	Rendimento
k	Constante cinética
v_i	Vazão volumétrica
τ	Tempo de residência
PFR	Reator tubular
$CSTR$	Reator agitado de mistura perfeita
α	Zonas mortas

β_R	Proporção entre os reatores
V_i	Volume do reator
$V_{\text{útil}}$	Volume útil do reator
τ_X	Tempo de retenção celular
R	Razão de reciclo
L	Razão de descarte de lodo
SV	Sólidos Voláteis
T	Temperatura
F_{j0}	Vazão mássica de entrada no sistema
F_j	Vazão mássica de saída no sistema

RESUMO

Michelle Barcelos de Oliveira. Simulação do desempenho de diferentes sistemas de reatores para processos anaeróbios de produção de biogás.

Atualmente, o manejo e tratamento inadequado dos dejetos provenientes da suinocultura trazem consigo sérios problemas ambientais. Com o intuito de solucionar esses agravantes, há uma vasta gama de tratamentos, entre eles destaca-se a digestão anaeróbia. Os digestores anaeróbios, através dos microrganismos, convertem a matéria orgânica em dióxido de carbono e metano, na forma de biogás. Para uma melhor otimização dos reatores anaeróbios, modelagens e estudos matemáticos têm sido realizados. O presente trabalho constitui na caracterização e modelagem de reatores anaeróbios utilizando dejetos suínos a partir do estudo cinético elaborado por Chen (1983) e Chen e Hashimoto (1978), os quais utilizaram o modelo de Contois (1959) para a velocidade específica de crescimento celular e após determinaram os parâmetros cinéticos. Foram estudados um reator agitado de mistura perfeita (CSTR), um reator não ideal identificado como um sistema de dois reatores em série com volumes variáveis, e ainda foram estudados os reatores com e sem reciclo de biomassa celular. O desempenho dos reatores anaeróbios foi comparado com base na conversão de substrato e determinação da produção de gás para diferentes tempos de residência empregados, e assim discutido a eficiência de um sistema de reator CSTR simples com reciclo de biomassa, pois devido ao fato de que os microrganismos ainda encontram-se ativos na saída do sistema, eles podem ser reutilizados e, por conseguinte, causam o aumento de desempenho do reator.

ABSTRACT

Michelle Barcelos de Oliveira. Simulation of the performance of different reactor systems for anaerobic processes of biogas production.

Currently, the inadequate management and treatment of swine manure brings with it serious environmental problems. In order to solve the environmental aggravating factors, there is a wide range of treatments, such as anaerobic digestion. Anaerobic digesters through microorganisms, convert organic matter into carbon dioxide and methane, in the form of biogas. For better optimization of anaerobic reactors, mathematical studies have been performed. The present work constitutes in the characterization and modeling of anaerobic reactors using swine manure from the kinetic study elaborated by Chen (1983) and Chen and Hashimoto (1978), who used the model of Contois (1959) for the specific rate of cell growth and after that, they determined the kinetic parameters. A Continuous stirred tank reactor (CSTR), a non-ideal reactor identified as a system of two reactors in series with variable volumes was studied and also the reactors with and without recycle of cell biomass were studied. The performance of anaerobic reactors was compared based on substrate conversion and gas production determination for different residence times employed. Also, the efficiency of a simple CSTR reactor system with biomass recycle was discussed, it is very important due to the fact that the microorganisms are still active at the exit of the system, they can be reused and, therefore, they cause increased reactor performance.

1. INTRODUÇÃO

A atual preocupação com a escassez dos recursos naturais associada ao aumento da taxa de produção industrial que visa atender as demandas da população traz consigo a necessidade de tratamento dos efluentes e exploração de fontes de energia alternativas. Dentre as opções disponíveis que visam reduzir os problemas ambientais, destaca-se o Biogás a partir da digestão anaeróbia de efluentes.

A aplicação da digestão anaeróbia na geração de biogás consiste em um processo biológico, onde a matéria orgânica é transformada em dióxido de carbono e metano (biogás) através de microrganismos (GHOUALI, SARI, HARMAND, 2015). Em meio a inúmeros compostos orgânicos que são utilizados em tais processos anaeróbios, encontram-se águas residuárias, restos de alimentos e dejetos de animais. O tratamento de dejetos suínos através da digestão anaeróbia é considerado uma atividade de grande relevância, pois além de reduzir os prejuízos ambientais causados pela indústria, também acrescenta valor à produção por meio do biogás gerado.

Estudos têm sido realizados para entender e descrever a importância da valorização energética dos dejetos suínos e suas limitações. Devido ao elevado custo e a necessidade de um longo período de tempo para a realização dos experimentos, é oportuno otimizar um modelo cinético que esteja adequado as características do substrato e que resulte em uma melhor produção (GIRAULT et al., 2011).

Recentemente, têm ocorrido significativos avanços nos modelos de digestão anaeróbia, onde há a busca pela manipulação das variáveis cinéticas do processo a fim de minimizar as concentrações de substrato na saída do sistema. O modelo cinético proposto por Chen (1983) tem sido descrito como de boa eficiência e simplicidade para utilização prática. Este modelo é baseado na consideração de que a velocidade específica de crescimento celular obedece o modelo de Contois (1959).

Além da cinética do processo, na implantação de um processo de digestão anaeróbia torna-se necessário o conhecimento da fluidodinâmica do reator, através da adoção de um modelo de não idealidade. Normalmente os reatores para digestão anaeróbia (lagoas) são consideradas reatores de retromistura ideais. Entretanto na prática, devido às suas dimensões, são esperados grandes desvios do comportamento ideal. Wenzel et al. (2016)

determinaram que o padrão de mistura das lagoas anaeróbias podem ser representadas por um sistema de dois reatores CSTR (Reator agitado de mistura perfeita) em série, com volumes diferentes (primeiro reator com 91,5% do volume dos dois reatores), e presença de volume morto (correspondente a 15,1% do volume real do reator).

Outra questão levantada no presente trabalho é o efeito da utilização de reciclo de biomassa celular, através de algum processo de separação posterior à biodigestão, de forma a aumentar a concentração de biomassa celular no interior do reator e, com isto, aumentar a velocidade das transformações bioquímicas.

2. OBJETIVOS

O objetivo do presente trabalho é simular a biodigestão anaeróbia de dejetos suínos em reatores anaeróbios utilizando a cinética da lei de velocidade específica de crescimento celular de Contois (1959) para as seguintes configurações de reatores:

- Reator de retromistura ideal (CSTR), sem reciclo de biomassa celular – Modelo de Chen (1983);
- Reator de retromistura ideal (CSTR), com reciclo de biomassa;
- Modelo de reator não-ideal de tanques em série com diferentes volumes, sem reciclo;

O desempenho dos sistemas foi comparado com base na determinação da produção de gás e conversão de substrato para diferentes tempos de residência empregados.

3. REFERENCIAL TEÓRICO

3.1. Tratamento biológico de águas residuárias

O tratamento e manejo inadequado de águas residuárias provocam consequências desastrosas ao meio ambiente, como contaminação de recursos hídricos. Desta forma, faz-se necessário a realização de estudos, pesquisas e investimentos voltados para a melhoria da qualidade ambiental.

Uma das formas de tratamento que se destaca é o tratamento biológico. Na oxidação biológica, as bactérias agem e convertem os componentes orgânicos em componentes inorgânicos. O tratamento biológico pode ser realizado de duas formas, sendo elas a oxidação anaeróbia e a oxidação aeróbia (LIU e LIPTÁK, 1999).

Na oxidação aeróbia, as bactérias aeróbias e facultativas utilizam uma porção da matéria orgânica para obtenção de energia para permanecerem vivos e para sintetizar o restante de material orgânico em novas células. Apenas uma parte da matéria orgânica original é realmente oxidada em compostos de baixa energia que são os produtos finais, tais como dióxido de carbono, nitrato e sulfato (LIU e LIPTÁK, 1999).

Na oxidação anaeróbia, os componentes químicos, tais como dióxido de carbono e sulfatos são utilizados como aceptores finais de elétrons, resultando como produtos finais da oxidação da matéria orgânica o metano, dióxido de carbono, gás sulfídrico e tração de outros gases (LIU e LIPTÁK, 1999).

Para o tratamento biológico das águas residuárias são elaborados os reatores biológicos, os quais possuem como objetivo principal a otimização do processo.

Conforme ilustrado na Figura 3.1, nos reatores aeróbicos ocorre apenas aproximadamente 40-50% de degradação biológica da matéria orgânica e cerca de 30-40% torna-se lodo excedente do sistema, e ainda o material orgânico que não é convertido em gás carbônico ou biomassa deixa o reator como um material não degradado (5-15%). Já nos sistemas anaeróbios, a maior parte, aproximadamente 50-70% do material orgânico é convertida em metano, também cerca de 5-15% da matéria orgânica não biodegradada é convertida em biomassa microbiana, e o restante do material que não é convertido em biogás ou biomassa sai do reator como um material não degradado (10-30%) (CHERNICHARO,

2007).

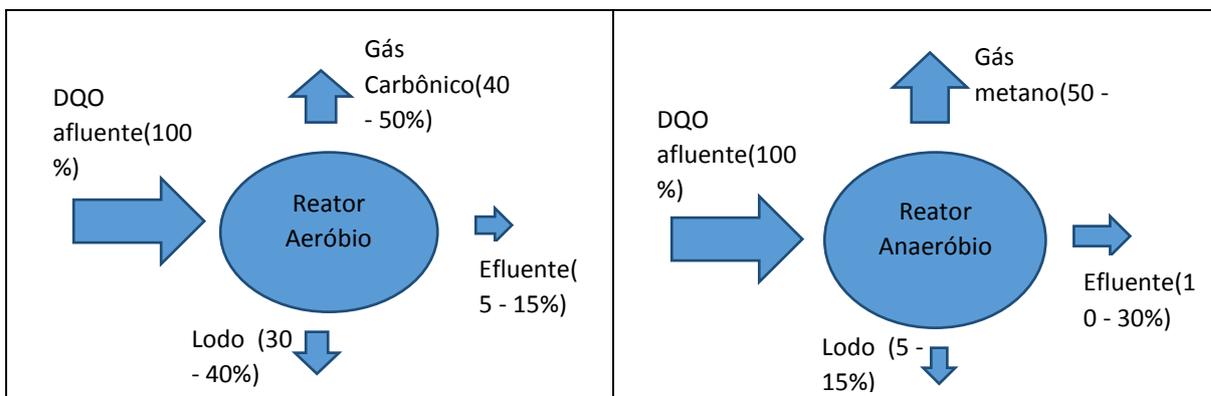


Figura 3.1. Conversão biológica nos sistemas aeróbios e anaeróbios.

Fonte: adaptado de Chernicharo (2007)

3.2. Dejetos de animais

Recentemente, as atividades industriais no ramo alimentício têm sido desenvolvidas progressivamente com o intuito de atender a demanda do mercado. Por conseguinte, as indústrias tem gerado uma elevada quantidade de dejetos de animais, os quais necessitam de uma atenção especial.

Segundo Konzen (1983) dejetos suínos podem ser caracterizados como dejeções (urina e fezes), resíduos desperdiçados durante a alimentação, cabelos, poeira, águas utilizadas na higienização e águas desperdiçadas durante todo o processo criatório. Além disso, os dejetos variam de acordo com as características dos suínos, tais como sexo, tamanho, espécie e raça, e ainda com os fatores ambientais como umidade e temperatura do local.

O manejo inadequado dos dejetos suínos é um dos principais problemas causados pela suinocultura. Em virtude da maioria não dispor de equipamentos apropriados para o tratamento, geralmente os dejetos são aplicados sem o devido cuidado. Dessa forma, surgem os desequilíbrios ecológicos e poluição desenfreada em função da redução do teor de oxigênio dissolvido na água, disseminação de patógenos e contaminação das águas subterrâneas com amônia, nitrato e outros elementos tóxicos (DIESEL, 2002).

3.3. Processos anaeróbios

A digestão anaeróbia caracteriza-se como um sistema de múltiplas reações. O processo pode ser dividido em quatro fases, as quais são: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (CHERNICHARO, 2007).

Primeiramente, através das bactérias fermentativas ocorre a hidrólise dos materiais particulados complexos, tais como os carboidratos, proteínas e lipídeos, os quais são convertidos em outros compostos mais simples, tais como açúcares, aminoácidos e peptídeos. Os produtos oriundos dessa primeira etapa são convertidos através dos microrganismos acidogênicos em compostos mais simples, como ácidos orgânicos (acético, propiônico e butírico), álcoois, dióxido de carbono, acetona e hidrogênio (CHERNICHARO, 2007).

Sucessivamente, ocorre a oxidação dos compostos orgânicos intermediários, como butirato e propionato, em substratos como acetato, dióxido de carbono e hidrogênio através das bactérias acetogênicas. E finalmente, os microrganismos metanogênicos convertem os compostos orgânicos em dióxido de carbono (CO_2) e metano (CH_4). Na Figura 3.2 são ilustradas as várias rotas metabólicas e a participação dos grupos microbianos que envolvem o processo de digestão anaeróbia(CHERNICHARO, 2007).

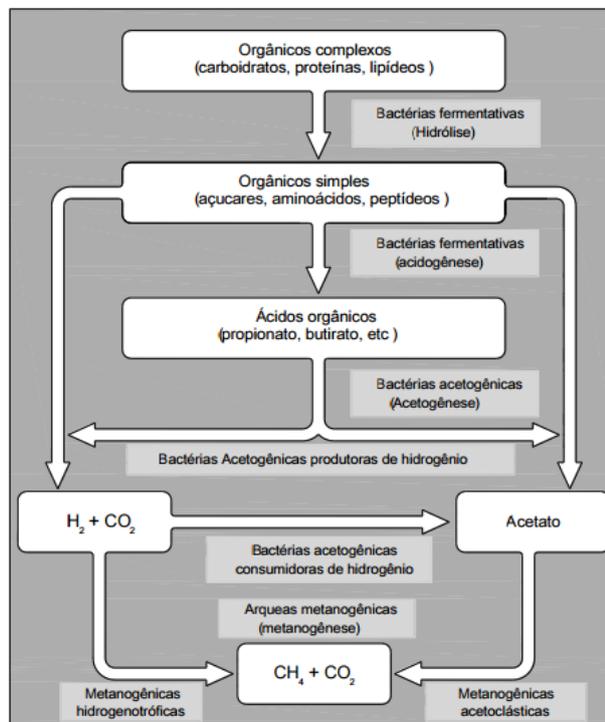


Figura 3.2. Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia.

Fonte: Chernicharo, 2007.

Embora o processo anaeróbio tenha sido amplamente aplicado na atualidade, ele ainda é considerado um método complexo devido às diversas reações envolvidas. Com o intuito de melhor entender a dinâmica do processo, modelagens matemáticas têm sido desenvolvidas para diferentes tipos de reatores e substratos (LAUWERS et al., 2013).

A digestão anaeróbia apresenta algumas vantagens, como baixa produção de sólidos, produção de gás metano de grande valor econômico, baixa demanda de área, baixos custos de implantação, e aplicabilidade em pequena e grande escala. No entanto, o processo apresenta algumas desvantagens, dentre elas a necessidade de implantação de um pós-tratamento devido ao efluente produzido não atender aos padrões ambientais, a complexidade das reações envolvidas, remoção insatisfatória de nutrientes (nitrogênio e fosforo) e patógenos (CHERNICHARO, 2007).

3.4. Biogás

A produção de energia a partir da biomassa nos proporciona uma alternativa renovável de grande relevância, pois mundialmente há uma enorme quantidade de resíduos orgânicos disponíveis, tais como dejetos de animais, águas residuárias e resíduos sólidos urbanos. Uma das formas de tratamento da matéria orgânica é a digestão anaeróbia, a qual tem sido um importante tópico de pesquisa, pois além de proporcionar uma redução do potencial poluidor, também traz a disponibilidade da recuperação de energia na forma de biogás.

O biogás é composto por uma mistura de gases, aproximadamente 55 a 65% de metano e 30 a 40% de dióxido de carbono. Além disso, ele é constituído por outros gases em uma quantidade menor, tais como hidrogênio e gás sulfídrico, conforme ilustrado na Tabela 3.1 abaixo (DEEPANRAJ et al, 2015).

Tabela 3.1. Composição do biogás

Componente	Concentração
Metano (CH ₄)	55-65% (vol)
Dióxido de Carbono (CO ₂)	30-40% (vol)
Hidrogênio (H ₂)	-
Gás Sulfídrico (H ₂ S)	-

Fonte: Deepanraj et al, 2015.

A eficiência e a composição do biogás obtido a partir dos dejetos suínos é dependente de vários fatores, entre eles encontram-se as características do substrato em questão, os nutrientes, o pH, a temperatura e as características do reator (CHERNICARO, 2007).

3.5. Modelos cinéticos

Uma vasta gama de modelos matemáticos com a descrição da dinâmica dos processos anaeróbios tem sido elaborada mundialmente. O conhecimento da cinética do processo contendo as velocidades de crescimento microbiológico, de consumo de substrato e de formação de produtos é de extrema importância (ZAIAT *et al*, 1997).

Diversos fatores podem influenciar a cinética do processo microbiológico, tais como composição do meio, pH, temperatura, tipo de substrato, concentração de nutrientes e presença de substâncias inibidoras (ATKINSON e MAVITUNA, 1987). Dessa forma, o modelo cinético deve ser estudado detalhadamente para que haja conhecimento do que está ocorrendo.

De acordo com Wenzel (2015), devido à complexidade dos processos biológicos, a cinética das transformações podem ser modeladas com base em modelos não estruturados, baseados no acompanhamento de variáveis de simples medição: substrato, S (substrato limitante); produto, P (de interesse); microrganismos, X (biomassa celular). A cinética das transformações químicas e bioquímicas, podem ser expressas a partir da velocidade das transformações (r_i). Ou seja:

$$-r_i = \frac{[\text{quantidade da espécie } i \text{ reagindo (desaparecendo)}]}{[\text{volume}][\text{tempo}]} [=] \frac{\text{g de } i}{\text{m}^3\text{s}} \quad (3.01)$$

Em reações biológicas, podemos inferir que a velocidade de formação de biomassa celular é proporcional à população microbiana presente, ou seja:

$$r_X = (\mu - k_d)C_X \quad (3.02)$$

Onde: r_X é a velocidade líquida de geração de biomassa celular; μ é a velocidade

específica de crescimento celular, uma variável que depende do ambiente no qual a biomassa celular cresce – normalmente em função do substrato disponível; k_d é a constante de morte celular natural; C_X é a concentração de biomassa celular.

A partir disto, percebe-se que em reações biológicas a remoção de um determinado substrato de interesse depende da taxa de geração de novas células (μC_X), ou seja, do quanto é consumido pela população microbiana para se desenvolver. Assim, utilizam-se coeficientes estequiométricos para relacionar o consumo de substrato com o crescimento celular. A conversão pode ser representada pela seguinte conversão biológica:



Onde $Y_{S/X}$ é o coeficiente estequiométrico que relaciona a massa de substrato (S) consumida para cada unidade de massa de células (X) gerada; $Y_{P/X}$ é o coeficiente estequiométrico de geração de um produto de interesse.

Com base na estequiometria reacional, podemos utilizar as velocidades relativas das reações para determinar a velocidade de consumo de substrato e de produto conforme:

$$\frac{r_S}{-Y_{S/X}} = \frac{r_X}{1} = \frac{r_P}{Y_{P/X}} \quad (3.05)$$

Nos modelos cinéticos que relacionam as velocidades de crescimento das células com a concentração de substrato e produção de produtos, a concentração de biomassa celular é que caracteriza a fase biológica. O conhecimento das características dos substratos é de extrema importância para o modelo cinético. Assim, pode-se definir o substrato em termos de demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO) ou carbono orgânico total (COT) (ZAIAT, 2003).

Chen (1983) e Chen e Hashimoto (1978) desenvolveram um modelo cinético para determinação da vazão volumétrica de gás produzida em um CSTR sem reciclo de biomassa celular, em regime estacionário e desconsiderando o consumo de substrato para manutenção celular, bem como a morte celular. Os parâmetros deste modelo foram ajustados pelos autores

para o caso de digestão anaeróbia de dejetos de suínos para produção de biogás.

Chen (1983) e Chen e Hashimoto (1978) utilizaram o modelo de Contois (1959) para a velocidade específica de crescimento celular e determinaram seus parâmetros cinéticos – Eq. 3.06.

$$\mu = \frac{\mu_{max} C_S}{C_S + \beta C_X (1 - k e^{C_{So}/K_{IS}})} \quad (3.06)$$

Onde: μ_{max} é a velocidade específica máxima de crescimento, C_S é a concentração do substrato, β é o rendimento, C_X é a concentração de células e k é uma constante cinética.

3.6. Dimensionamento de reatores

Para efetuar o dimensionamento de reatores anaeróbios, é necessário que haja conhecimento sobre duas características importantes, a cinética do processo anaeróbio, conforme visto acima, e um balanço material do reator (WENZEL, 2015).

A partir do princípio de conservação de massa, é possível elaborar o seguinte balanço para uma espécie química j qualquer em um reator (WENZEL, 2015):

$$\begin{aligned} & \left[\begin{array}{l} \text{Vazão mássica} \\ \text{da matéria } j \\ \text{que ENTRA} \\ \text{no sistema} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Vazão mássica} \\ \text{da matéria } j \\ \text{que SAI do} \\ \text{sistema} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{Taxa mássica de} \\ \text{GERAÇÃO da matéria } j \\ \text{por reação química} \\ \text{dentro do sistema} \end{array} \right] \\ & = \left[\begin{array}{l} \text{ACÚMULO} \\ \text{da matéria } j \\ \text{dentro do} \\ \text{sistema} \end{array} \right] \end{aligned} \quad (3.07)$$

Considerando uma entrada e uma saída:

$$F_{j0} - F_j + \int r_j dV = \frac{d}{dt} (C_j V) \quad (3.08)$$

Onde: F_{j0} representa a vazão mássica de entrada no sistema; F_j é a vazão mássica de saída.

Em reações em fase líquida – típico em processos envolvendo microrganismos, para o dimensionamento, consideramos que não há variação da vazão volumétrica ($v = v_0 = Cte$) e do volume reacional ao longo do tempo ($dV/dt = 0$). Se focarmos em uma espécie em meio

líquido, no qual $F_j = v_0 C_j$ (corriqueiramente o substrato e a biomassa celular, ou seja, $j = S$ ou X), escrevemos:

$$\frac{v_0}{V} (C_{j0} - C_j) + \frac{1}{V} \int r_j dV = \frac{d}{dt} C_j \quad (3.09)$$

Onde $\tau = V/v_0$ representa o tempo de residência do reator.

3.7. Reatores contínuos ideais

Os reatores contínuos são os utilizados para tratamento de elevadas quantidades de alimentação. Os reatores ideais são idealizações do padrão de mistura, nos quais consideramos haver regime estacionário, para podermos dimensioná-los. Há uma enorme variedade de tipos de reatores contínuos, entre eles, destacam-se, para reações homogêneas, o PFR (Reator Tubular) e o CSTR (Reator Agitado de Mistura Perfeita).

O Reator Tubular, também conhecido por reator de fluxo pistonado (PFR – PlugFlowReactor), consiste em assumir o escoamento em um “Plug” onde as reações ocorrem ao longo do escoamento no reator, de modo que há uma variação contínua da concentração na direção axial (FOGLER, 2009).

O Reator Agitado de Mistura Perfeita (CSTR – *Continuosstirredtankreactor*), é operado em regime estacionário, e utilizado, em geral, para reações em fase líquida. A mistura no CSTR é considerada perfeita, pois a taxa de reação (r_j) é considerada homogênea, ou seja, condições tais como concentração e temperatura, são identificadas como uniformes em todo o reator, independentemente do tempo e da posição (FOGLER, 2009).

Nos reatores de mistura perfeita (CSTR), a velocidade de reação é espacialmente homogênea, ou seja $\frac{1}{V} \int r_j dV = r_j$. Desta forma, obtemos uma equação de projeto para os reatores CSTR:

$$\tau = \frac{V}{v_0} = \frac{C_{j0} - C_j}{-r_j} \quad (3.10)$$

3.8. Balanço de células em reator CSTR

Aplicando a equação de projeto de um CSTR, apresentada anteriormente, para a

biomassa celular (X), obtemos (WENZEL, 2015):

$$\tau = \frac{C_{X0} - C_X}{-r_X} \quad (3.11)$$

Em sistemas sem reciclo de biomassa celular, consideramos $C_{X0} = 0$ e, tendo em vista a velocidade de crescimento celular, a equação de projeto pode ser simplificada como:

$$\tau = \frac{1}{\mu - k_d} \quad (3.12)$$

3.9. Reatores não-ideais

Em reatores reais frequentemente observamos comportamentos diferentes daqueles previstos pelos modelos ideais de reatores (CSTR e PFR), requerendo maior análise(WENZEL, 2015).

A Figura 3.3 apresenta exemplos de não idealidades em um reator tipo lagoa, onde pode-se perceber um menor volume útil em função da sedimentação de sólidos e lodo no fundo. Também, um perfil de velocidades é formado em função do atrito do líquido com as paredes e com o fundo, bem como a formação de um caminho preferencial (*bypass*)(WENZEL, 2015).

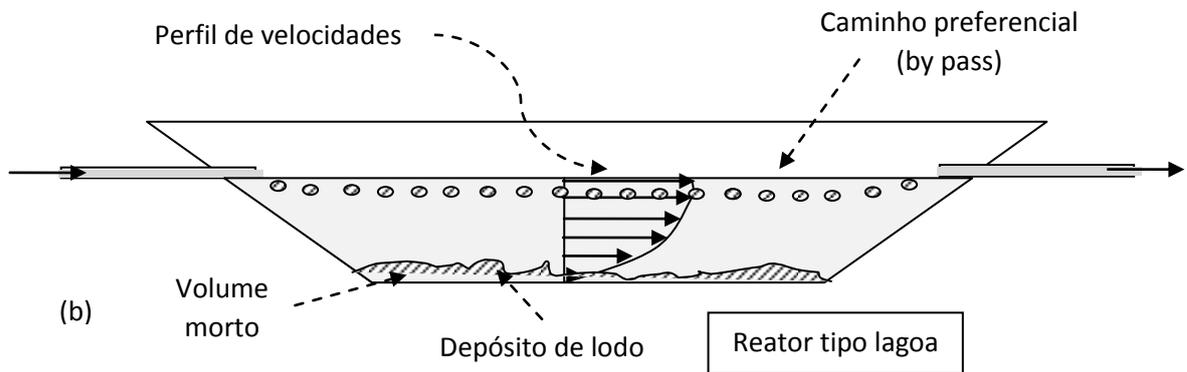


Figura 3.3.Representação de não-idealidades.

Fonte: Wenzel(2015).

Para representar as não-idealidades de reatores tipo lagoa anaeróbia, Wenzel *et al.* (2016) desenvolveram modelos para descrever o comportamento hidrodinâmico de um protótipo de lagoa anaeróbia com base em um sistema de CSTRs em série. Entre os modelos estudados, o mais apropriado foi a representação do reator como uma série de dois CSTRs de diferentes volumes em série, com a presença de volume morto – Figura 3.4. Este modelo é caracterizado por dois parâmetros, um que representa as zonas mortas (α) e outro a proporção entre os reatores (β_R), tendo sido obtido:

$$\alpha = \frac{V_{\text{útil}}}{V} = 0,849 \quad (3.13)$$

$$\beta_R = \frac{V_1}{V} = 0,915 \quad (3.14)$$

Onde: V_1 é o volume do reator CSTR 1 da série; $V_{\text{útil}}$ é o volume útil do reator. O significado dos valores apresentados acima é o seguinte: volume útil de cada reator é 84,9% do volume total de projeto do reator o volume do primeiro reator é 91,5% do volume total.

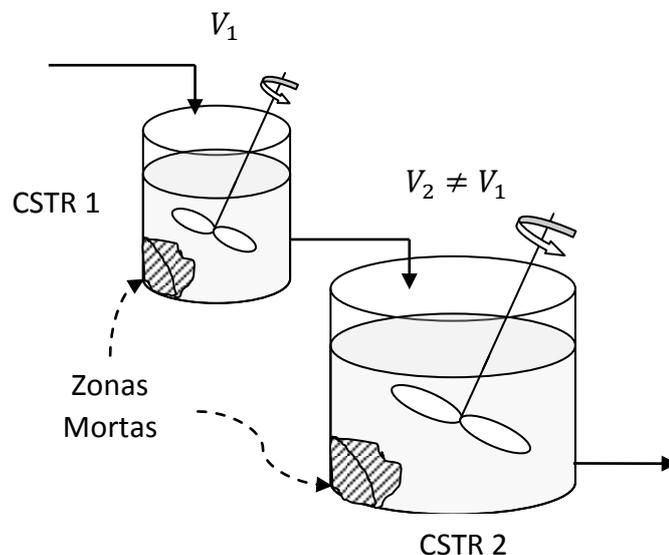


Figura 3.4. Representação de não-idealidades .

Fonte: adaptado de Wenzel *et al.* (2016).

3.10. Sistemas com reciclo de biomassa celular

Em um sistema com reciclo de biomassa celular, a biomassa é separada do meio

líquido na saída do reator anaeróbio e assim recirculada para a corrente de alimentação. A recirculação da biomassa é uma alternativa interessante, pois os microrganismos que compõem o lodo acumulado na saída do reator encontram-se ainda ativos. Com isso, as bactérias, serão reutilizadas para auxiliar na remoção de matéria orgânica, pois quanto maior a concentração de biomassa, mais substrato é utilizado e assim mais matéria orgânica é removida (VON SPERLING, 2012). O reciclo de biomassa celular é amplamente utilizada em sistemas aeróbios, conhecido como sistema de lodos ativos.

Na Figura 3.5 é apresentado esquematicamente um sistema de tratamento biológico de efluentes, com um CSTR, com reciclo de biomassa celular.

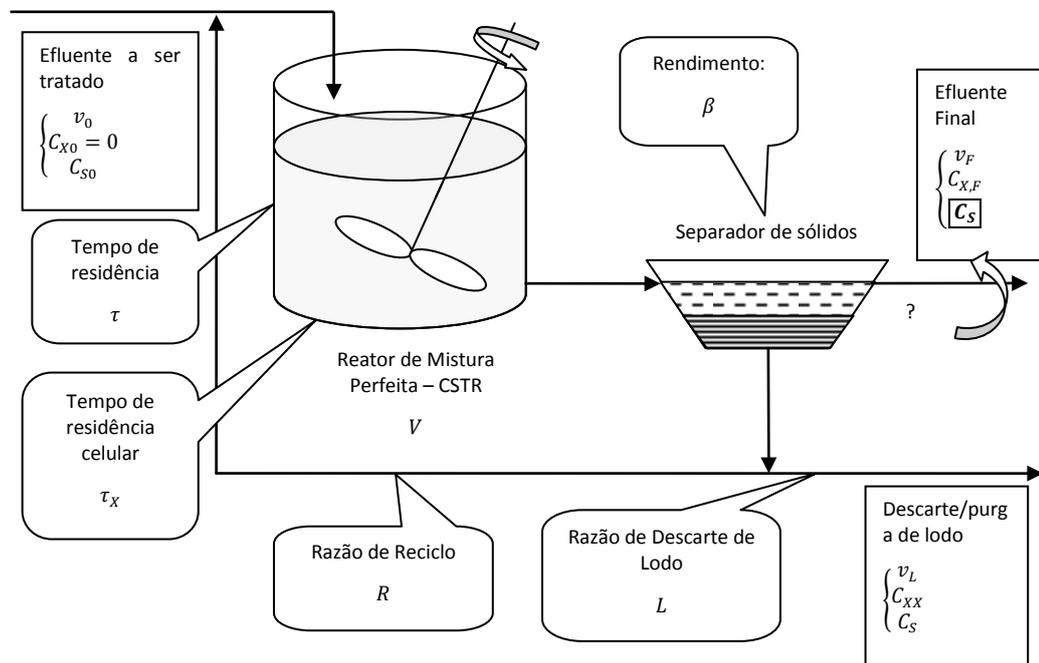


Figura 3.5. Sistema de reator de mistura perfeita com reciclo de biomassa celular.

Fonte: Wenzel (2015).

Em um CSTR com reciclo de biomassa celular, são definidos e utilizados diversos parâmetros operacionais. Estes podem ser manipulados visando a melhor operação do processo, buscando uma elevada conversão com baixa vazão de lodo (WENZEL, 2015).

Entre os parâmetros apresentados na Figura 3.5, dois deles possuem relação entre si, sendo definidos abaixo:

- Tempo de residência (ou tempo de detenção/retenção hidráulica):

$$\tau = \frac{\text{Volume do reator}}{\text{Vazão volumétrica de entrada no sistema}} \quad (3.15)$$

- Tempo de retenção celular (ou tempo de residência celular ou idade do lodo) – indica o tempo de permanência da biomassa no reator ou o tempo de contato dos microrganismos com o efluente/água a ser tratada:

$$\tau_x = \frac{\text{Quantidade de microorganismos no reator}}{\text{Taxa de retirada de microorganismos do sistema}} \quad (3.16)$$

Outros parâmetros operacionais podem ser manipulados, visando aumentar o tempo de retenção celular e, por conseguinte, diminuir o tempo de retenção hidráulico (diminuindo o volume do reator). Neste contexto, temos:

- Razão de reciclo: é relacionada com a quantidade da corrente rica em microrganismos que é alimentada ao reator juntamente com a corrente bruta de entrada.

$$R = \frac{\text{Vazão da corrente de reciclo}}{\text{Vazão de alimentação do sistema}} \quad (3.17)$$

- Razão de descarte de lodo: razão entre a quantidade de material que é descartado/purgado do sistema como lodo, em relação à quantidade de efluente alimentada:

$$L = \frac{\text{Vazão da corrente de descarga/purga de lodo}}{\text{Vazão de alimentação do sistema}} \quad (3.18)$$

- Rendimento do sistema de separação de biomassa celular (lodo): está relacionada com o tipo (sedimentador, decantador, filtro, membranas) e de características (dimensionamento) do separador de sólidos utilizado. É expresso como a razão entre a concentração observada na corrente rica em biomassa celular e a corrente de alimentação do separador (saída do reator).

$$\beta = \frac{\text{Concentração de lodo na corrente do separador concentrada em biomassa celular}}{\text{Concentração de lodo na corrente de entrada do separador}} \quad (3.19)$$

3.11. Balanço material em sistemas com reciclo de biomassa celular

Como base de análise, deve-se apresentar um balanço de massa para os sistemas de separação e mistura, visando facilitar a posterior confecção dos modelos. A Figura 3.6 apresenta um esquema como subsistemas de análise e sistematização dos resultados (WENZEL, 2015).

Primeiramente, a partir das definições anteriores, os parâmetros operacionais Razão de Reciclo (R), Razão de Descarte de Lodo (L) e Rendimento do Separador de Sólidos (β) podem ser representados como:

$$\boxed{R = \frac{v_R}{v_0}} \Rightarrow v_R = R v_0 \quad (3.20)$$

$$\boxed{L = \frac{v_L}{v_0}} \Rightarrow v_L = L v_0 \quad (3.21)$$

$$\boxed{\beta = \frac{C_{XX}}{C_X}} \Rightarrow C_{XX} = \beta C_X \quad (3.22)$$

Um balanço global no sistema (líquido: densidade constante) resulta em:

$$v_F = v_0(1 - L) \quad (3.23)$$

Enquanto que um balanço global no subsistema de mistura:

$$v_E = v_0(1 + R) \quad (3.24)$$

A partir de um balanço para células no subsistema de mistura (não há entrada de biomassa na corrente de efluente bruta):

$$C_{X,E} = \frac{R}{1 + R} \beta C_X \quad (3.25)$$

Balanço para substrato no subsistema de mistura:

$$C_{S,E} = \frac{C_{S0} + R C_S}{1 + R} \quad (3.26)$$

Balanço de células no separador de sólidos:

$$C_{XF} = C_X \frac{1 + R - \beta (R + L)}{1 - L} \quad (3.27)$$

Tendo em vista que o separador de sólidos não tem capacidade de separação de substrato, a concentração observada na saída do reator será igual a concentração das correntes de saída do separador.

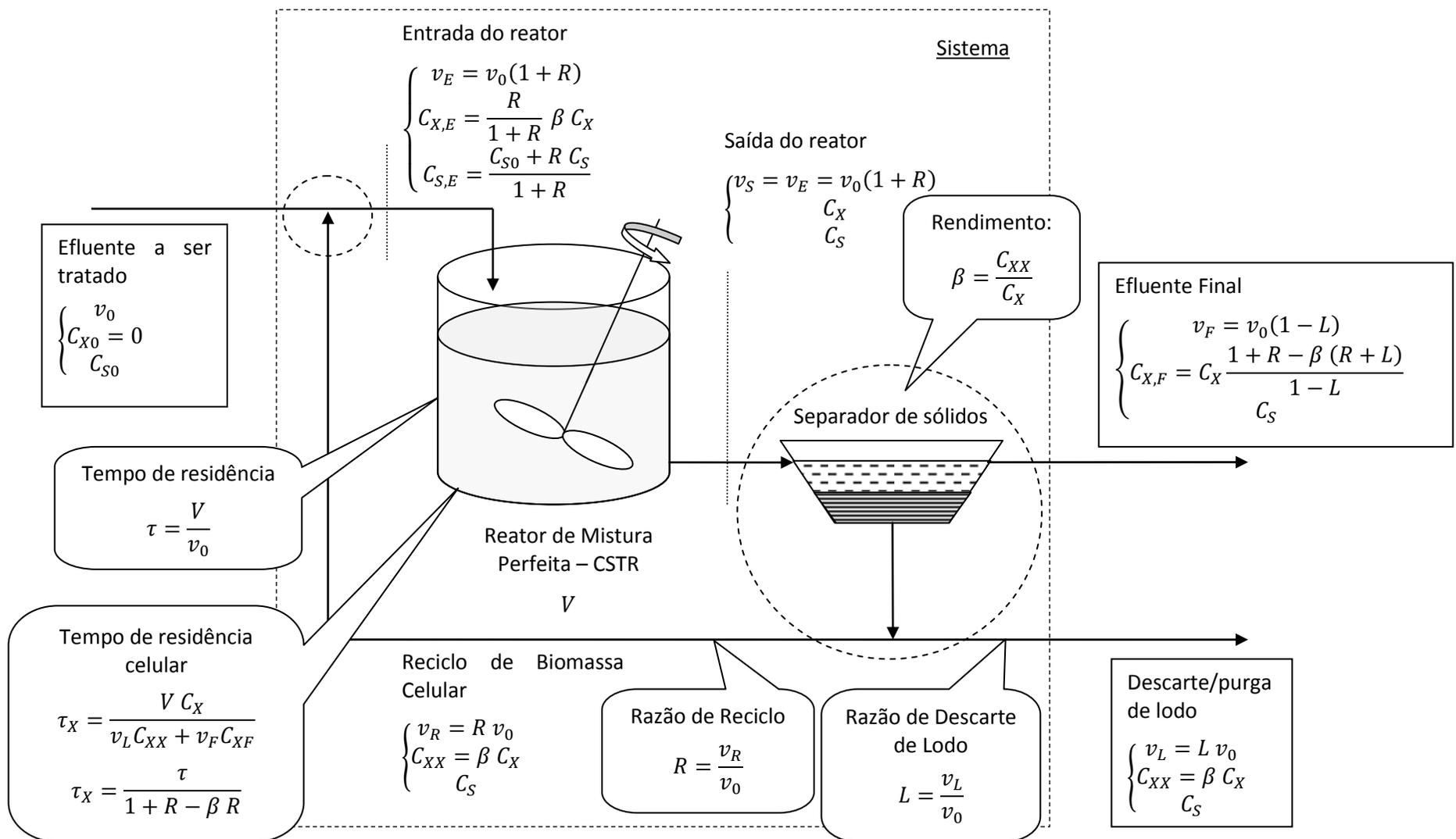


Figura 3.6: Resultado de balanço material em sistema com reciclo de biomassa celular.

Fonte: Wenzel (2015).

3.12. Análise do balanço de células em reator CSTR em sistemas com reciclo

Vimos anteriormente que para um reator CSTR a equação de projeto, aqui aplicada para células (X), considerando a nomenclatura dos sistemas com reciclo de biomassa celular:

$$\frac{V}{v_0(1+R)} = \frac{C_{XE} - C_X}{-r_X} \quad (3.28)$$

Considerando o crescimento e morte celular natural: $r_X = (\mu - k_d)C_X$, então:

$$\frac{\tau}{(1+R)} = \frac{C_X - C_{XE}}{(\mu - k_d)C_X} \quad (3.29)$$

Temos que: $C_{XE} = \frac{R}{1+R} \beta C_X$. Então, rearranjando a equação, chegamos a:

$$\tau = \frac{1 - R(\beta - 1)}{\mu - k_d} \quad (3.30)$$

Esta pode ser interpretada como a equação de projeto para um reator biológico de mistura perfeita com reciclo de biomassa celular.

Entretanto, quando trabalhamos com sistemas com reciclo de biomassa celular, normalmente utilizamos o parâmetro tempo de retenção celular que, a partir da definição, pode ser representado como:

$$\tau_X = \frac{V C_X}{v_L C_{XX} + v_F C_{XF}} \quad (3.31)$$

Esta expressão pode ser escrita em função dos demais parâmetros do processo. Substituindo os resultados do balanço material chegamos a uma relação entre o tempo de residência no sistema com reciclo e seu tempo de retenção celular:

$$\tau_X = \frac{\tau}{1 - R(\beta - 1)} \quad (3.32)$$

Portanto, conhecendo-se o tempo de residência e os demais parâmetros do processo, podemos calcular/ajustar o tempo de retenção celular.

Se combinarmos as relações anteriores, chegamos a uma simples relação para definição de τ_X para determinar o dimensionamento dos reatores:

$$\tau_X = \frac{1}{\mu - k_d} \quad (3.33)$$

Note que em sistemas sem reciclo de biomassa celular ($R = 0$), obtemos, como visto anteriormente que $\tau = \tau_X = \frac{1}{\mu - k_d}$.

4. DESENVOLVIMENTO DOS MODELOS MATEMÁTICOS

4.1. Digestão Anaeróbia de dejetos suínos em reator CSTR sem reciclo de biomassa celular – Modelo de Chen (1983)

A Figura 4.1 apresenta um esquema das variáveis presentes na análise de um CSTR sem reciclo para determinação da produção de metano e consumo de substrato (WENZEL, 2015).

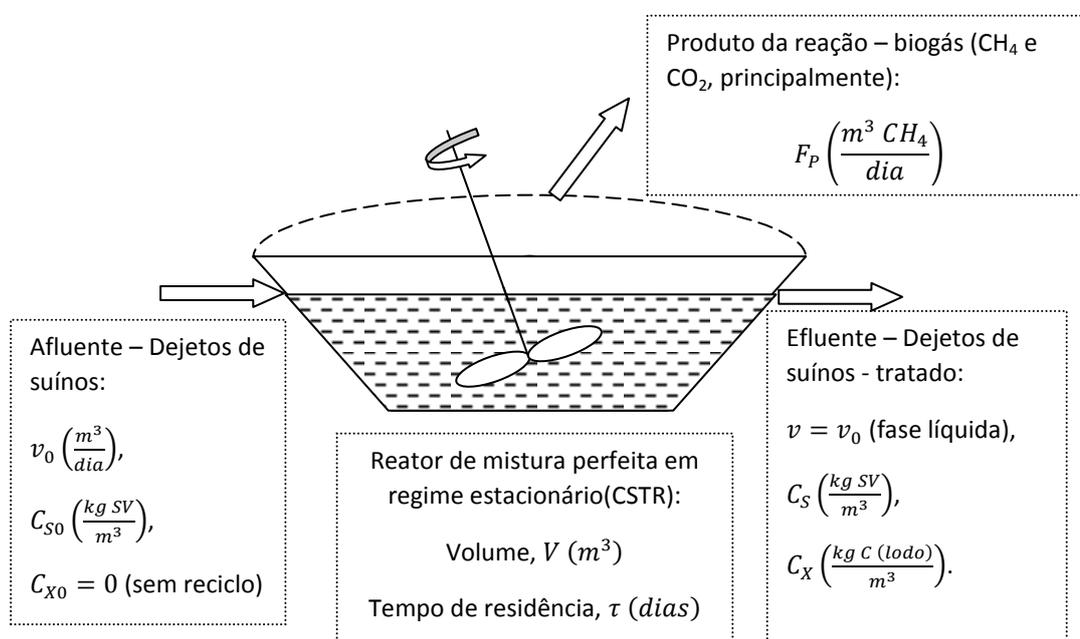


Figura 4.1: Esquemática das variáveis em sistema de CSTR sem reciclo de biomassa celular.

Fonte: Wenzel (2015).

Para obtenção de um modelo matemático para a digestão anaeróbia de dejetos de suínos em reator CSTR, devemos partir da equação de projeto (Eq. 4.01). Esta foi obtida considerando que não há reciclo de biomassa celular ($C_{X0} = 0$), cuja equação de projeto é (WENZEL, 2015):

$$\tau = \frac{1}{\mu - k_d} \quad (4.01)$$

Onde: τ é o tempo de residência; μ é a velocidade específica de crescimento celular; k_d é a constante de morte celular.

O modelo desenvolvido por Chen (1983) e Chen e Hashimoto (1978), considera que a velocidade específica de crescimento celular obedece ao modelo de Contois (1959):

$$\mu = \frac{\mu_{max} C_S}{C_S + \beta C_X (1 - k e^{C_{S0}/K_{IS}})} \quad (4.02)$$

Para um CSTR, sem reciclo de biomassa celular, $C_X = Y_{X/S}(C_{S0} - C_S)$. Supondo que não haja morte celular, após manipulação matemática, obtemos uma expressão que descreve a concentração de substrato na saída em função do tempo de residência empregado:

$$C_S = C_{S0} \left(\frac{K}{\tau \mu_{max} - 1 + K} \right) \quad (4.03)$$

Onde, K é um parâmetro cinético que depende da concentração de sólidos voláteis na entrada, definido por:

$$K = \beta Y_{X/S} (1 - k e^{C_{S0}/K_{IS}}) \quad (4.04)$$

A partir deste resultado, a concentração de biomassa celular pode ser determinada como:

$$C_X = Y_{X/S} C_{S0} \left(1 - \frac{K}{\tau \mu_{max} - 1 + K} \right) \quad (4.05)$$

Chen (1983) ajustou experimentalmente os parâmetros do modelo obtido. Os sólidos voláteis (SV) foram considerados como substrato do processo. Para a faixa entre 35 e 65°C:

$$K = 0,6 + 6 \times 10^{-4} \exp(0,1185 C_{S0}) \quad (4.06)$$

Onde K é adimensional e C_{S0} em kg/m^3 .

Entre 30 e 60°C, Chen (1983) obteve uma relação linear entre a velocidade específica máxima de crescimento celular (μ_{max}) a temperatura. A relação é a seguinte:

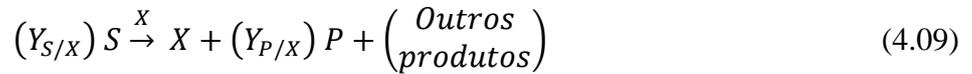
$$\mu_{max} = 0,013 T - 0,129 \quad (4.07)$$

Onde μ_{max} está em dia^{-1} e T em $^{\circ}C$.

Através de um balanço material em um reator anaeróbio para dejetos de suínos, Aires et al. (2014) obtiveram o seguinte coeficiente de rendimento de biomassa celular – lodo – apresentado em termos de massa de carbono fixada como lodo por massa de substrato (sólidos voláteis – SV):

$$Y_{X/S} = 0,1294 \frac{g C (lodo)}{g SV} \quad (4.08)$$

Para modelar a produção de gás, usamos a estequiometria do processo, através da seguinte equação de conversão de substrato em biomassa celular e produto (P, metano):



Retomamos a equação de projeto de um CSTR, baseada no produto da reação e em termos de vazão de metano:

$$V = \frac{F_P - F_{P0}}{r_P} (m^3 reator) [=] \frac{\frac{m^3 CH_4}{h}}{\frac{m^3 CH_4}{h (m^3 reator)}} \quad (4.10)$$

Na entrada do reator, não há produção de metano ($F_{P0} = 0$). Rearranjamos a equação para expressar a produção de metano por unidade de vazão volumétrica processada no reator, $F_P^* = F_P/v_0$:

$$F_P^* = \tau r_P \quad (4.11)$$

A formação de metano ocorre durante a fase de crescimento celular, sendo que a velocidade de formação do produto pode ser representada por $r_P = Y_{P/X}(r_X) = Y_{P/X} \mu C_X$. Por outro lado, da equação de projeto, $\mu = 1/\tau$.

Portanto, utilizando a expressão para C_X obtida anteriormente:

$$F_P^* = C_{S0} Y_{P/S} \left(1 - \frac{K}{\tau \mu_{max} - 1 + K} \right) \quad (4.12)$$

No estudo cinético de Chen (1983), para suínos com alimentação à base de milho, foi

obtido:

$$Y_{P/S} = 0,474 \frac{m^3 CH_4}{kg SV} \quad (4.13)$$

4.2. Digestão anaeróbia de dejetos suínos em sistema de CSTR com reciclo de biomassa celular

Nos sistemas com reciclo de biomassa celular, Figura 4.2, o balanço de massa foi aplicado para que todas as variáveis indicadas fossem função apenas das concentrações de células e substrato na saída do sistema. Para isto, utilizamos a equação de projeto para sistemas com reciclo de biomassa celular:

$$\tau_X = \frac{1}{\mu - k_d} \quad (4.14)$$

Neste caso, seguindo o raciocínio de Chen (1983), desconsideramos a morte celular natural e utilizando o modelo de Contois (1959) para a velocidade específica de crescimento celular. Devemos notar que neste caso $C_X - C_{X,E} = Y_{X/S}(C_{S,E} - C_S)$, com $C_{X,E} = \frac{R}{1+R} \beta C_X$ e $C_{S,E} = \frac{C_{S0} + R C_S}{1+R}$. Portanto:

$$C_X = \frac{Y_{X/S}}{1 - R(\beta - 1)} (C_{S0} - C_S) \quad (4.15)$$

As soluções passam a ser análogas às obtidas anteriormente, onde (Obs: Lembrando que, conforme visto anteriormente, $\tau_X = \frac{\tau}{1 - R(\beta - 1)}$):

$$C_S = C_{S0} \left[\frac{\frac{K}{1 - R(\beta - 1)}}{\tau_X \mu_{max} - 1 + \frac{K}{1 - R(\beta - 1)}} \right] = C_{S0} \left\{ \frac{K}{\tau \mu_{max} - [1 - R(\beta - 1)] + K} \right\} \quad (4.16)$$

$$\begin{aligned} C_X &= \frac{Y_{X/S}}{1 - R(\beta - 1)} C_{S0} \left[1 - \frac{\frac{K}{1 - R(\beta - 1)}}{\tau_X \mu_{max} - 1 + \frac{K}{1 - R(\beta - 1)}} \right] \\ &= \frac{Y_{X/S}}{1 - R(\beta - 1)} C_{S0} \left\{ 1 - \frac{K}{\tau \mu_{max} - [1 - R(\beta - 1)] + K} \right\} \end{aligned} \quad (4.17)$$

Para produção de metano, produto da reação, temos que $F_P^* = \tau r_P = \tau Y_{P/X}(r_X) = \tau Y_{P/X} \mu C_X = Y_{P/X} \frac{\tau}{\tau_X} C_X$. Utilizando a expressão para C_X obtida anteriormente:

$$F_P^* = \frac{\tau Y_{P/S}}{\tau_X [1 - R(\beta - 1)]} C_{S0} \left[1 - \frac{\frac{K}{1 - R(\beta - 1)}}{\tau_X \mu_{max} - 1 + \frac{K}{1 - R(\beta - 1)}} \right] \quad (4.18)$$

$$= Y_{P/S} C_{S0} \left\{ 1 - \frac{K}{\tau \mu_{max} - [1 - R(\beta - 1)] + K} \right\}$$

A Figura 4.2 apresenta um esquema de um sistema com reciclo de biomassa celular, onde as soluções encontradas acima estão indicadas de forma esquemática.

Um caso especial para os sistemas com reciclo de biomassa celular é quando temos um separador de sólidos de elevada eficiência (separadores de membranas, filtros, entre outros). Neste caso $C_{X,F} \approx 0$ e assim a razão de descarte de lodo possui uma relação bem definida com os demais parâmetros do sistema:

$$L = \frac{1 + R}{\beta} - R \quad (4.19)$$

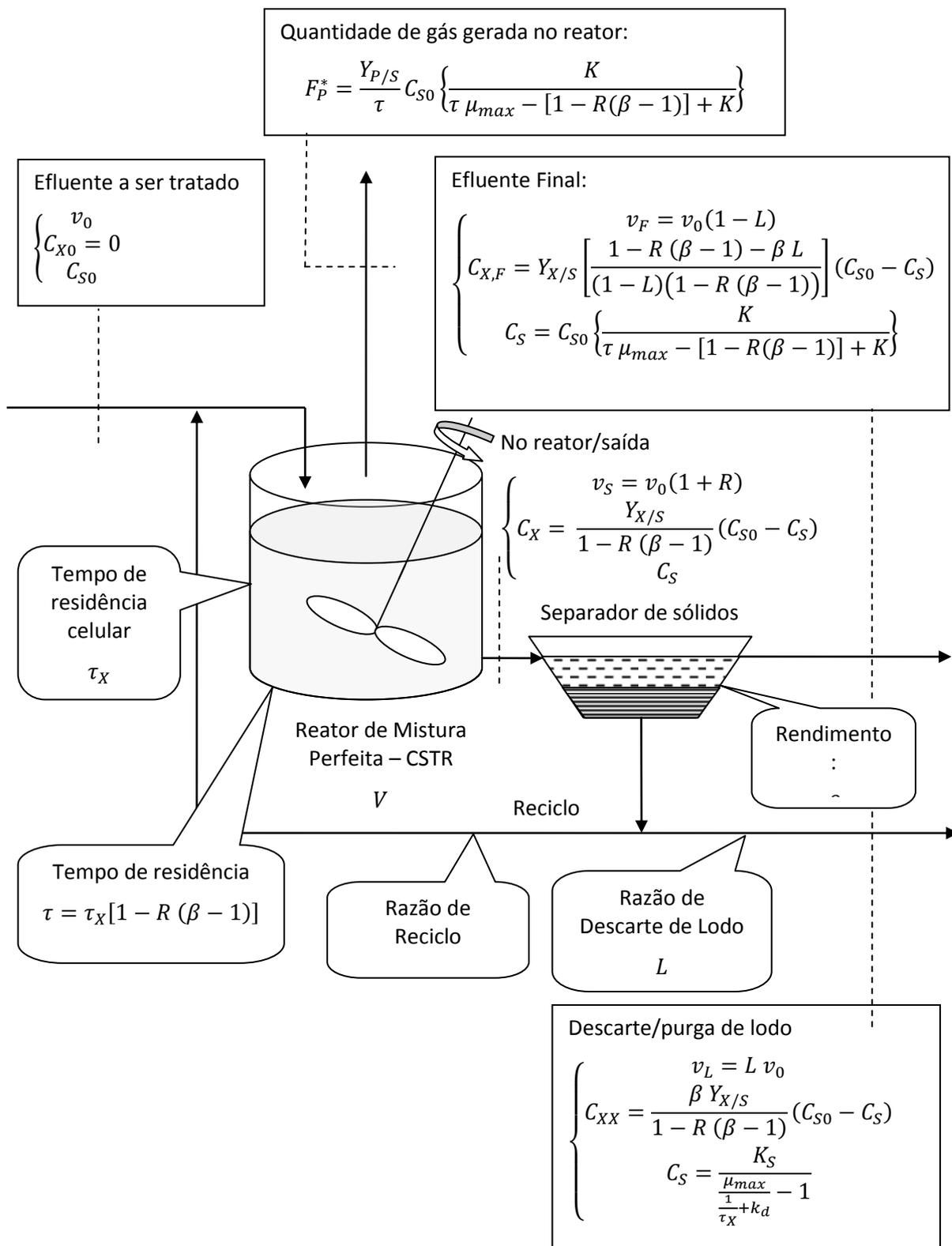


Figura 4.2: Esquemática das variáveis, parâmetros operacionais e solução para reator biológico de mistura perfeita com reciclo de biomassa célula: Modelo de Contois.

Fonte: Wenzel (2015).

4.3. Digestão Anaeróbia de dejetos suínos em reator não-ideal

O dimensionamento de reatores reais com a consideração de que sua fluidodinâmica condiz com condições ideais (CSTR, por exemplo) é problemática do ponto de vista de que as não idealidades do sistema não são consideradas.

Para as lagoas anaeróbias, conforme apresentado anteriormente, Wenzel et al. (2016) determinaram que o modelo mais apropriado foi a representação do reator como uma série de dois CSTRs de diferentes volumes em série, com a presença de volume morto, conforme apresentado na Figura 4.3 abaixo.

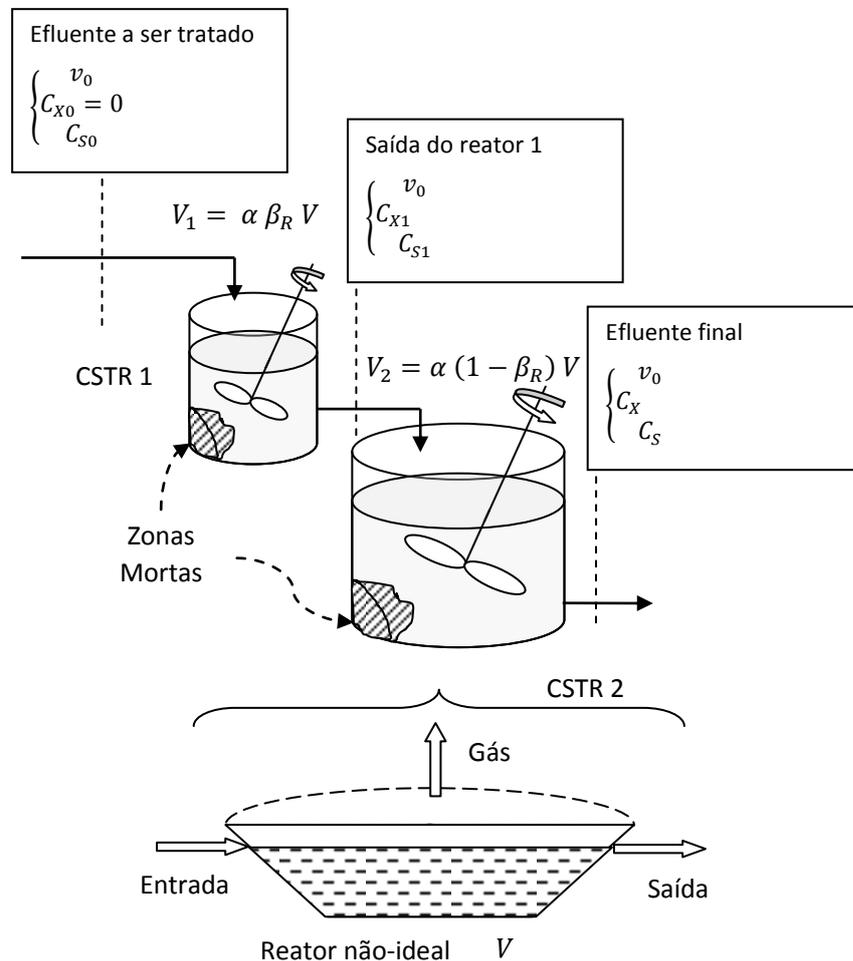


Figura 4.3: Esquema da representação do reator não-ideal tipo lagoa anaeróbia.

Fonte: Wenzel (2015).

Este modelo é caracterizado por dois parâmetros, um que representa as zonas mortas

(α) e outro a proporção entre os reatores (β_R). Estes parâmetros são definidos como: $\alpha = \frac{V_{\text{útil}}}{V} = \frac{V_1+V_2}{V}$ e $\beta_R = \frac{V_1}{V_1+V_2}$. Desta forma obtemos os volumes úteis dos reatores (V_1 e V_2) em função dos parâmetros de não idealidade e o volume real, de projeto do reator (V):

$$V_1 = \alpha \beta_R V \quad (4.20)$$

$$V_2 = \alpha (1 - \beta_R) V \quad (4.21)$$

Para o primeiro reator da série, no qual, na entrada, não há presença de biomassa celular, a equação de projeto pode ser representada pelo seguinte:

$$\tau_1 = \frac{V_1}{v_0} = \alpha \beta_R \tau = \frac{1}{\mu} \quad (4.22)$$

Por analogia com a solução obtida no caso de CSTR único ideal, apresentada anteriormente, podemos obter as relações:

$$C_{S,1} = C_{S0} \left(\frac{K}{\alpha \beta_R \tau \mu_{max} - 1 + K} \right) \quad (4.23)$$

$$C_{X,1} = Y_{X/S} C_{S0} \left(1 - \frac{K}{\alpha \beta_R \tau \mu_{max} - 1 + K} \right) \quad (4.24)$$

$$F_{P,1}^* = C_{S0} Y_{P/S} \left(1 - \frac{K}{\alpha \beta_R \tau \mu_{max} - 1 + K} \right) \quad (4.25)$$

Onde o subscrito 1 indica que trata-se da solução na saída do 1º reator da série.

A seguir é realizado um balanço de células para o 2º reator da serie, que nos dará a solução final do problema. Neste caso, partimos da equação de projeto:

$$\tau_2 = \frac{V_2}{v_0} = \alpha (1 - \beta_R) \tau = \frac{C_X - C_{X1}}{r_X} = \frac{C_X - C_{X1}}{(\mu - k_d) C_X} \quad (4.26)$$

Desconsiderando a morte celular natural e utilizando o modelo de Contois, utilizando as soluções obtidas anteriormente e rearranjando, obtemos uma solução analítica para o cálculo da concentração de substrato na saída do último reator:

$$C_S = \frac{1}{2} \frac{Y_{X/S} C_{S0} K (2K - 2 + \alpha \beta_R \tau \mu_{max}) + \alpha (1 - \beta_R) \tau \mu_{max} (K - 1) + Y_{X/S} [K (K - 2) + \alpha \beta_R \tau \mu_{max} (K - 1)]}{Y_{X/S} [K (K - 2) + \alpha \beta_R \tau \mu_{max} (K - 1)] + \alpha (1 - \beta_R) \tau \mu_{max} (K - 1) + \alpha^2 (1 - \beta_R)^2 \tau^2 \mu_{max}^2 [K (K - 2) + \alpha \beta_R \tau \mu_{max} (\alpha \beta_R \tau \mu_{max} - 2 + 2K)]} \quad (4.27)$$

Onde:

$$a = \alpha^2 (1 - \beta_R)^2 \tau^2 \mu_{max}^2 [K (K - 2) + \alpha \beta_R \tau \mu_{max} (\alpha \beta_R \tau \mu_{max} - 2 + 2K)] \quad (4.28)$$

$$b = Y_{X/S} C_{S0} K \alpha \beta_R \tau \mu_{max} \left[Y_{X/S} C_{S0} K \alpha \beta_R \tau \mu_{max} + 6 \alpha (1 - \beta_R) \tau \mu_{max} (K - 1) + 2 \alpha^2 \tau^2 \mu_{max}^2 \beta_R (1 - \beta_R) + 4 K \left(\frac{1 - \beta_R}{\beta_R} \right) (K - 2) \right] \quad (4.29)$$

$$c = \alpha (1 - \beta_R) \tau \mu_{max} [\alpha (1 - \beta_R) \tau \mu_{max} + 4 Y_{X/S} C_{S0} K] \quad (4.30)$$

Com base na solução obtida podemos calcular a concentração de biomassa celular por:

$$C_X = C_{X,1} + Y_{X/S} (C_{S1} - C_S) \quad (4.31)$$

A produção de gás no 2º reator é dada por:

$$F_{P,2}^* = Y_{P/X} C_X \quad (4.32)$$

A produção total de gás, por sua vez é dada pela soma destas duas parcelas:

$$F_P^* = F_{P,1}^* + F_{P,2}^* \quad (4.33)$$

5. METODOLOGIA

Foram realizadas simulações comparando os modelos de diferentes situações desenvolvidas – lagoa anaeróbia simples, modelada como reator CSTR; lagoa anaeróbia simples, modelada como reator não-ideal; e lagoa anaeróbia com reciclo de biomassa celular, modelada como reator CSTR. As situações foram comparadas com base na conversão de substrato e geração volumétrica de metano através do software denominado (MAPLE) Matlab.

Para isto, foram adotadas diferentes situações de concentração de substrato, em temperatura fixa, utilizando dados cinéticos e estequiométricos da literatura. Estes dados são apresentados na Tabela 5.1 abaixo.

Tabela 5.1: Valores dos parâmetros e variáveis adotados.

Descrição do parâmetro	Símbolo	Valor(es) adotado(s)	Fonte
Características dos dejetos e operação do biodigestor			
Temperatura de operação do biodigestor	T	35°C	-
Concentração de substrato (sólidos voláteis – SV) na alimentação	C_{S0}	16	Aires et al. (2014)
Tempo de residência	τ	7 à 35 dias	-
Parâmetros cinéticos e estequiométricos			
Constante cinética	K	$0,6 + 6 \times 10^{-4} \exp(0,1185 C_{S0})$	Chen (1983)
Velocidade específica máxima de crescimento celular	$\mu_{max} (dia^{-1})$	$0,013 T - 0,129$	Chen (1983)
Coefficiente estequiométrico: rendimento de produto (metano, CH4) por massa de substrato	$Y_{P/S}$	$0,474 \frac{m^3 CH_4}{kg SV}$	Chen (1983)
Coefficiente estequiométrico: rendimento de biomassa celular (lodo) por massa de substrato	$Y_{X/S}$	$0,1294 \frac{g C (lodo)}{g SV}$	Aires et al. (2014)

Característica do sistema de reciclo de biomassa celular			
Tipo de sistema separador de biomassa celular para reciclo	Separador de elevada eficiência ($C_{X,F} = 0$)		
Razão de reciclo	R	0,5	-
Rendimento do separador	β	1,8	Típico de separação por membranas
Parâmetros do modelo de não idealidade			
Parâmetro de zonas mortas	α	0,849	Wenzel et al. (2016)
Parâmetro de proporcionalidade entre os reatores	β_R	0,915	Wenzel et al. (2016)

6. RESULTADOS E DISCUSSÕES

6.1. Comparação de desempenho: lagoa anaeróbia modelada como CSTR e como reator não-ideal

Para a comparação do desempenho dos reatores anaeróbios, CSTR simples e reator não ideal, foram utilizados diferentes situações de concentração de substrato, em temperatura fixa.

No Gráfico 6.1 (a) percebe-se um decréscimo da concentração de substrato ao longo do tempo de residência nos dois modelos, reator CSTR simples e reator não ideal simples. Nota-se que a grande diferença de mudança de comportamento entre os dois reatores, mesmo que o reator CSTR simples apresente uma ótima eficiência, é preciso considerar o realmente acontece quando é identificado como reator não ideal.

No Gráfico 6.1 (b) percebe-se um aumento da concentração de biomassa celular no fundo do reator ao longo do tempo de residência nos dois modelos, porém o reator CSTR simples apresenta um aumento inferior em relação ao reator não ideal simples. E ainda, quando comparado os reatores em relação à produção volumétrica de metano durante o processo, é possível perceber que há uma ótima eficiência em um CSTR simples quando não são consideradas as não idealidades.

Portanto, quando são realizadas as diferentes simulações entre os diferentes reatores, é possível perceber que o resultado do que acontece no reator CSTR simples é o resultado esperado, porém com a realização da simulação em um CSTR não-ideal é possível entender o que realmente acontece quando são realizados os experimentos devido às não idealidades encontradas no decorrer do processo anaeróbio.

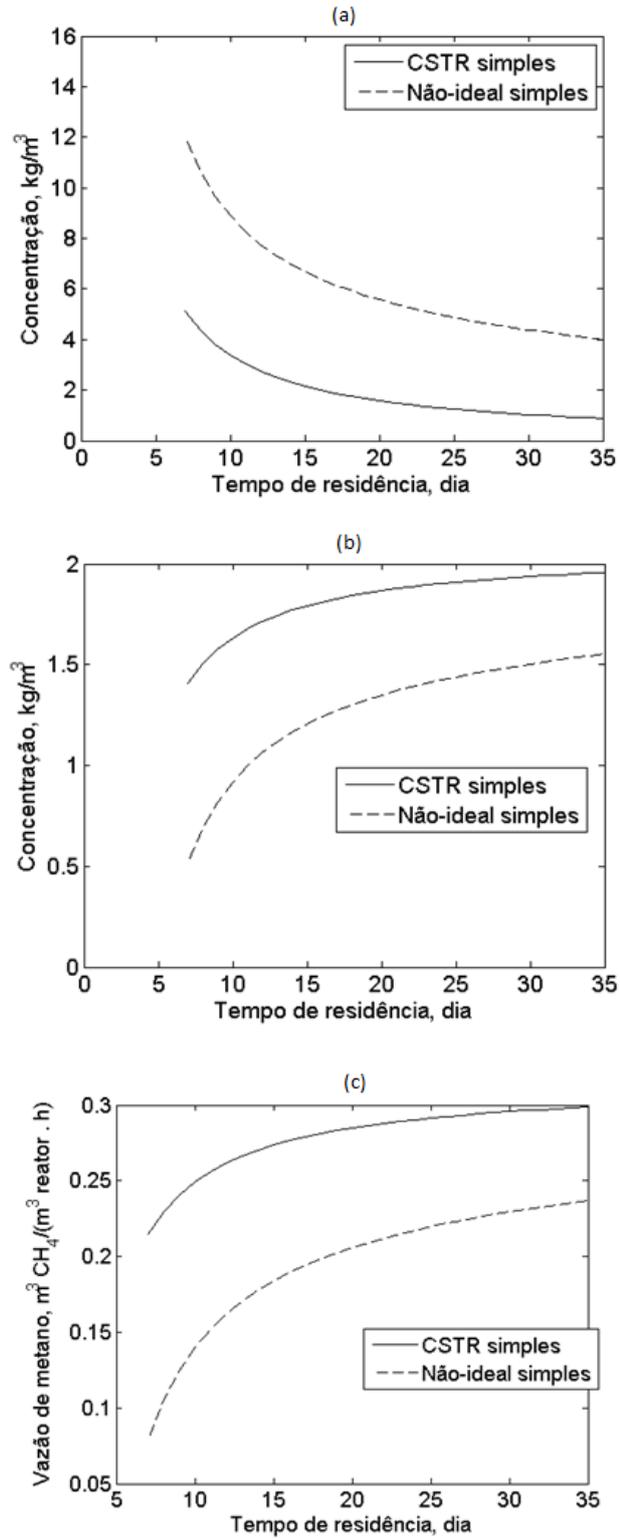


Figura 6.1: Comparação do desempenho da digestão anaeróbia sem reciclo considerando reator CSTR ideal e não ideal: (a) Substrato; (b) Biomassa celular; e (c) Produção volumétrica de metano.

6.2. Comparação de desempenho: sistemas com e sem reciclo de biomassa celular

Para a comparação do desempenho dos reatores anaeróbios com e sem reciclo de biomassa celular, foram utilizados um CSTR simples e um reator não ideal com diferentes situações de concentração de substrato, em temperatura fixa de 35 ° C.

No Gráfico 6.2 é possível identificar que quando realizadas simulações entre os reatores com e sem reciclo de biomassa celular, o CSTR simples com presença de reciclo apresenta uma maior eficiência. Quando identificado um sistema com presença de reciclo de biomassa, ou seja, quando a biomassa é separada do meio líquido na saída do sistema e recirculada novamente para a entrada do sistema, o sistema apresenta um maior rendimento pois as bactérias na saída do reator encontram-se ainda ativas e com a recirculação, as bactérias auxiliam na redução de matéria orgânica

Em relação à concentração de biomassa celular, conforme o Gráfico 6.2 (b), é notável um aumento da concentração de biomassa celular ao longo do tempo de residência nos dois modelos, porém o reator CSTR simples com reciclo apresenta um aumento inferior em relação ao CSTR sem reciclo, devido ao fato que o lodo é recirculado ao sistema.

No Gráfico 6.1 (c) que representa a produção volumétrica de metano durante o processo, nota-se uma maior eficiência do aumento da produção de metano no reator CSTR com reciclo quando comparado com o sistema sem reciclo, pois quanto maior a concentração de biomassa no sistema, mais substrato será utilizado e assim mais material orgânico será removido do processo.

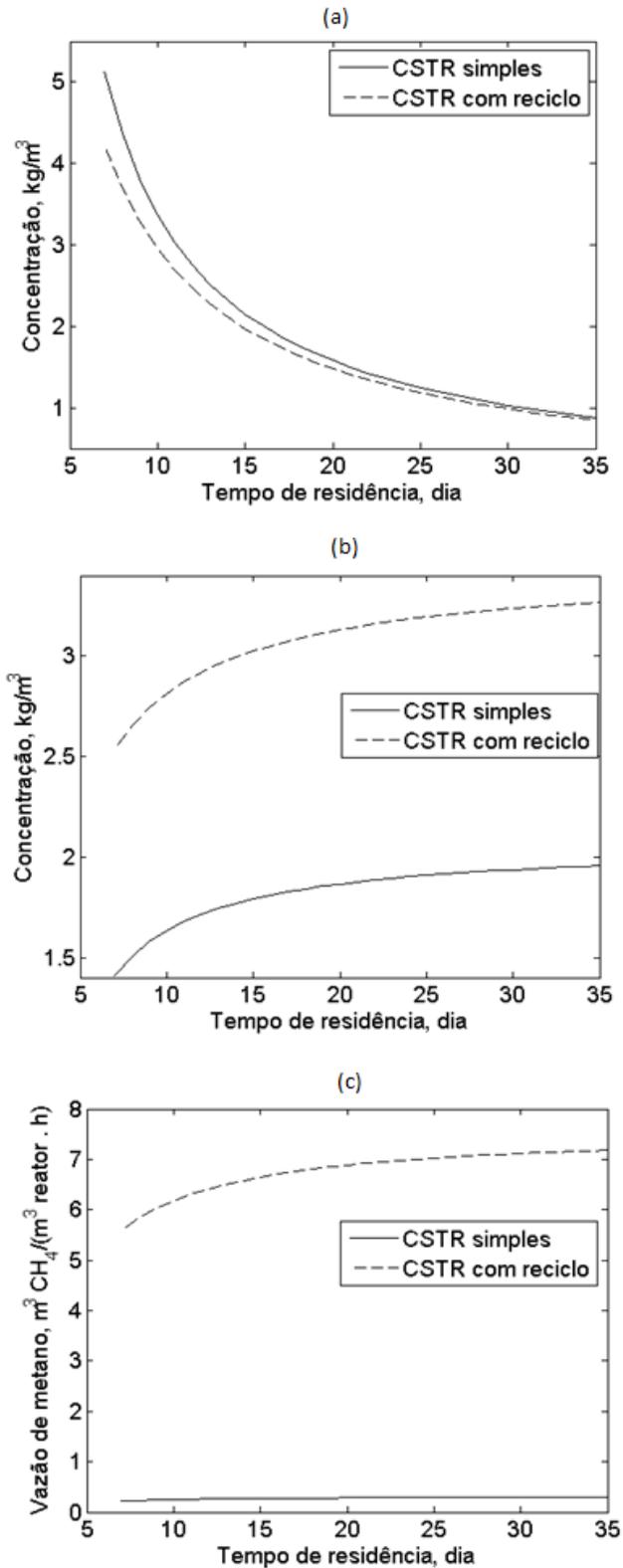


Figura 6.2: Comparação do desempenho da digestão anaeróbia com e sem reciclo considerando reator CSTR ideal: (a) Substrato; (b) Biomassa celular; e (c) Produção volumétrica de metano.

7. CONCLUSÕES

Com a realização de estudos e experimentos sobre reatores ideais, é possível entender as não idealidades presentes no reator anaeróbio, e ainda é necessário realizar um estudo sobre reatores não ideais para que haja uma comparação de desempenho entre eles, sendo em relação à concentração de substrato, concentração de biomassa celular e ainda sobre a produção final de metano.

Como um importante objetivo do processo anaeróbio é a minimização da concentração de substrato na saída do sistema, pode-se verificar que o reator não ideal simples e o CSTR sem reciclo de biomassa celular apresentaram uma maior eficiência, com uma diminuição, ao decorrer do tempo de residência, as suas concentrações.

Além disso, com relação à concentração de biomassa celular no fundo do reator, nota-se uma maior eficiência no reator CSTR simples, e ainda maior quando comparado com um CSTR com reciclo de biomassa celular. O sistema com reciclo de biomassa torna-se mais interessante pois os microrganismos encontrados na saída do reator ainda permanecem ativos e assim podem ser utilizados quando recirculados ao sistema.

Relacionando os diferentes reatores estudados, é notável uma maior produção de metano em um CSTR com reciclo de biomassa, e com isso representa um sistema interessante, pois visa o aproveitamento energético do metano presente no biogás.

Os parâmetros investigados neste trabalho, tais como concentração de substrato e biomassa, se mostraram relevantes quando comparados os diferentes reatores. No modelo de não idealidade estudado, o sistema de dois CSTR em série com volumes diferentes (primeiro reator com 91,5% do volume dos dois reatores), e presença de volume morto (correspondente a 15,1% do volume real do reator), é possível identificar o que de fato acontece em um processo anaeróbio, pois são identificadas as verdadeiras características do reator, identificando assim, as diferenças entre as produções de metano entre os diferentes sistemas de reatores.

Devido às possíveis não-idealidades que podem ser encontradas nos reatores, faz-se necessária a realização de estudos voltados para comportamentos fluidodinâmicos, para que assim sejam minimizadas as não-idealidades.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AIRES, A. W. *et al.* Avaliação do desempenho de um biodigestor canadense modificado no tratamento de dejetos de suínos. **ENGEVISTA** (UFFS), v. 16, n. 4, p. 329-338, Dez. 2014.

ATKINSON, B.; MAVITUNA, F. **Biochemical Engineering and Biotechnology Handbook**, Nova York: Macmillan Publishers Ltd – Stockton Press, 1987.

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.

CHEN, Y. R.; A, HASHIMOTO. Kinetic methane fermentation. **Biotech. Bioenergy**, 1978.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios. In: Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias**, 2 ed. Minas Gerais: Editora UFMG, 2007.

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.

DEEPANRAJ, B.; SIVASUBRAMANIAN, V.; JAYARAJ, S. Kinetic study on the effect of temperature on biogas production using a lab scale batch reactor. **Ecotoxicology and Environmental Safety**, v. 121, p. 100-104, 2015.

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.

FOGLER, H. S. **Elementos de Engenharia das Reações Químicas**. 4 ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2009.

GHOUALI, A.; SARI, T.; HARMAND, J. Maximizing biogas production from the anaerobic digestion. **Journal of Process Control**, v. 36, p. 79-88, 2015.

GIRAULT, R. *et al.* Combination of batch experiments with continuous reactor data for ADM1 calibration: application to anaerobic digestion of pig slurry. **Water Science & Technology**, v. 63 (11), p. 2575-2582, 2011.

KONZEN, E. A., **Manejo e Utilização dos Dejetos Suínos**. Concórdia: EMBRAPA – CNPSA, p. 32, 1983.

LAUWERS, J. *et al.* Mathematical modelling of anaerobic digestion of biomass and waste: Power and limitations. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 39, p. 383-402, 2013.

LIMA, P. C. R., **Biogás da suinocultura**: uma importante fonte de geração de energia. Câmara dos Deputados, Consultoria Legislativa, 2007.

LIU, D. H. F.; LIPTÁK, B. G. **Environmental Engineer's Handbook**. Chapman&Hall/CRCnetBase, 1999. CD-ROM.

SOUZA, C.F *et al.* Caracterização de dejetos suínos em fase de terminação. **Revista Ceres, Viçosa, MG**, p. 128-133, 2009.

VON SPERLING, M. **Lodos Ativados**. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2012.

WENZEL, B. M. **Cinética aplicada e cálculo de reatores**. Notas de aula, 2015.

WENZEL, B.M.; MUMBACH, G. D.; LENZ, D.L.G. **Hydrodynamic non-idealities of pond-type (bio)reactors can be modeled as a series of stirred tanks**. Artigos submetidos para publicação. 2016.

ZAIAT, M.; FORESTI, E. Method for estimating the kinetic of substrate degradation in horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactor. **Biotechnology Techniques**, p. 11-315, 1997.

ZAIAT, M. **Desenvolvimento e análise de biorreatores anaeróbios contendo células imobilizadas para tratamento de águas residuárias**: reator anaeróbio horizontal de leito fixo reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais. São Carlos, 2003.