

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALAGOAS**

**CAMPUS DO SERTÃO**

**CURSO DE ENGENHARIA CIVIL**

**FRANKLIN GAMA DE SÁ**

**ANÁLISE CINÉTICA DE UM REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO  
COM RECIRCULAÇÃO DA FASE LÍQUIDA TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO**

Delmiro Gouveia

2019

FRANKLIN GAMA DE SÁ

**ANÁLISE CINÉTICA DE UM REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO  
COM RECIRCULAÇÃO DA FASE LÍQUIDA TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO**

Monografia apresentada como requisito parcial para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Civil da Universidade Federal de Alagoas - UFAL, Campus do Sertão.

Orientador: Prof. Dr. Antônio Pedro de Oliveira Netto

Delmiro Gouveia

2019

**Catálogo na fonte**  
**Universidade Federal de Alagoas**  
**Biblioteca do Campus Sertão**  
**Sede Delmiro Gouveia**

Bibliotecária responsável: Renata Oliveira de Souza – CRB-4/2209

S111a Sá, Franklin Gama de

Análise cinética de um reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo com recirculação da fase líquida tratando esgoto sanitário / Franklin Gama de Sá. – 2019.

61 f. : il.

Orientação: Prof. Dr. Antonio Pedro de Oliveira Netto.  
Monografia (Engenharia Civil) – Universidade Federal de Alagoas. Curso de Engenharia Civil. Delmiro Gouveia, 2019.

1. Esgoto. 2. Tratamento de efluentes. 3. Reator anaeróbio-aeróbio. 4. Reator combinado. 5. Leito fixo. 5. Saneamento básico. 6. Hidráulica de reatores. I. Título.

CDU: 628.3

## FOLHA DE APROVAÇÃO

FRANKLIN GAMA DE SÁ

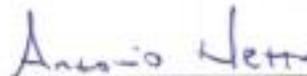
### ANÁLISE CINÉTICA DE UM REATOR ANAERÓBIO-AERÓBIO DE LEITO FIXO COM RECIRCUCLAÇÃO DA FASE LÍQUIDA TRATRANDO ESGOTO SANITÁRIO

Monografia apresentada como requisito parcial para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Civil da Universidade Federal de Alagoas – UFAL, campus do Sertão.

Orientador: Prof. Dr. Antônio Pedro de Oliveira Netto

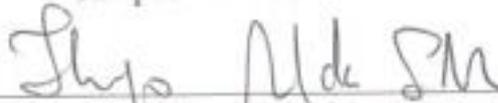
Data de Aprovação: 03/04/2019.

#### BANCA EXAMINADORA



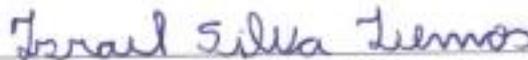
---

Prof. Dr. Antônio Pedro de Oliveira Netto  
Universidade Federal de Alagoas – UFAL  
Campus do Sertão – Orientador



---

Prof. Dr. Thiago Alberto da Silva Pereira  
Universidade Federal de Alagoas – UFAL  
Campus do Sertão – Examinador



---

Engenheiro Civil Israel Silva Lemos  
Examinador Externo

Delmiro Gouveia – AL

2019

“Tudo posso naquele que me fortalece.”

Filipenses 4 :13.

A Deus, a minha Mãe Josineide e ao meu Pai Carlos, pelo constante apoio e palavras de incentivo, aos meus irmãos, a minha família e a minha esposa Daiane, pela compreensão e amor.

## **AGRADECIMENTOS**

Primeiramente agradeço a Deus, pela vida que me foi dada.

Aos meus pais, Josineide e Carlos, pela ajuda na tomada de decisões, amor e empenho; seus ensinamentos foram essenciais em minha vida, sempre me espelharei em vocês.

Aos meus irmãos (Herbert e Neto), aos meus avós (Bahia, Neide, Rui e Alexandre) e toda minha família, pelo companheirismo e acreditarem na minha capacidade.

Agradeço ao Professor Netto, pela incrível orientação, paciência e seu dom em transmitir conhecimento, que foram cruciais para elaboração deste trabalho.

Ao meu amor, Daiane, luz na minha vida, importante em todos os momentos, obrigado por seu amor, atenção e carinho.

Aos amigos e colegas que a faculdade me deu, em especial: Anderson, Caio, Yuri, Larissa, Felipe e Daone; pelos bons momentos de estudo e descontrações.

## RESUMO

O Brasil apresenta um déficit considerável em relação ao tratamento de efluentes, nesta perspectiva é de extrema importância os estudos que visam a modelagem de unidades de tratamento. Este estudo fundamentou-se nos dados do reator de Magassy (2017), que se utilizou de um RCAALF (Reator Combinado Anaeróbio-Aeróbio de Leito Fixo) com recirculação da fase líquida tratando esgoto sanitário. A unidade operou com 8h de detenção hidráulica ( $\theta h$ ) e com três valores para razão de recirculação ( $r = 0, 1$  e  $2$ ). Cada estimativa cinética foi relacionada a dois modelos ideais: tubular ideal e mistura perfeita. Para cada razão de recirculação efetuou-se dois balanços de massa, totalizando seis constantes cinéticas ( $k$ ) estimadas no total. Todos os balanços consideraram que o processo de degradação seguia uma cinética de primeira ordem. Foi adotado o valor cinético que melhor representou cada modelo de escoamento ideal. A estimativa da constante cinética para o modelo tubular ideal ou pug-flow, apresentou uma velocidade de reação para remoção de matéria orgânica de  $0,271 \text{ h}^{-1}$ , sem recirculação da fase líquida. O modelo de mistura perfeita resultou em  $k = 1,477 \text{ h}^{-1}$  para  $r = 2$ . Diante a literatura, os resultados obtidos mostraram que o RCAALF apresenta valores cinéticos satisfatórios para degradação de matéria orgânica, também foi possível observar que a razão de recirculação não altera a cinética no modelo tubular, porém para mistura perfeita a recirculação promove um aumento significativo na velocidade de degradação de matéria orgânica.

**Palavras-Chave:** Tratamento anaeróbio-aeróbio. Esgoto sanitário. Balanço de massa. Hidráulica de reatores. Cinética de reações.

## ABSTRACT

Brazil presents a considerable deficit in relation to the treatment of effluents, from this perspective is of extreme importance the studies that aim at the modeling of treatment units. This study was based on data from the Magassy (2017) reactor, which used an CAAFBR (Combined Anaerobic-Aerobic Fixed Bed Reactor) with liquid phase recirculation treating sanitary sewage. The unit operated with 8h hydraulic detention ( $\theta h$ ) and with three values for recirculation ratio ( $r = 0, 1$  e  $2$ ). Each kinetic estimation was related to two ideal models: ideal tubular and perfect mixture. For each recirculation ratio, two mass balances were performed, totaling six estimated kinetic constants ( $k$ ) in total. All the balance sheets considered that the degradation process followed first order kinetics. It was adopted the kinetic value that best represented each ideal flow model. The estimation of the kinetic constant for the ideal tubular model or pug-flow, presented a reaction rate for the removal of organic matter from  $0,271 \text{ h}^{-1}$ , without recirculation of the liquid phase. The perfect mixture model resulted in  $k = 1.477 \text{ h}^{-1}$  for  $r = 2$ . Considering the literature, the results showed that the CAAFBR presents satisfactory kinetic values for degradation of organic matter, it was also possible to observe that the recirculation ratio does not change the kinetics in the tubular model, but for perfect mixing the recirculation promotes a significant increase in the velocity of degradation of organic matter.

**Key-Words:** Anaerobic-aerobic treatment. Sanitary sewage. Mass balance. Hydraulics of reactors. Kinetics of reactions.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Evolução da coleta e tratamento do esgoto sanitário em relação à população Brasileira.....	19
Figura 2: Velocidade de reação $r$ em função da concentração do reagente $C$ em escala logarítmica ( $\log r_c = \log k + n \cdot \log C$ ).....	28
Figura 3: Mudança da concentração $C$ em função do tempo para uma reação de ordem zero.....	30
Figura 4: Análise gráfica para determinação dos coeficientes de velocidade para uma reação de primeira ordem.....	31
Figura 5: Velocidade de crescimento específico em função do substrato limitante.....	33
Figura 6: Representação do reator em escala de bancada.....	38

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Agentes infecciosos presentes no esgoto doméstico bruto.....	18
Tabela 2: Caracterização de alguns parâmetros do esgoto bruto doméstico.....	20
Tabela 3: Valores típicos do parâmetro $\frac{D}{U.L}$ para o fluxo disperso.....	25
Tabela 4: Valores típicos para os parâmetros da cinética de Monod.....	34
Tabela 5: Constantes aplicadas à estimativa das constantes cinéticas.....	53
Tabela 6: Estimativa das constantes cinéticas.....	54
Tabela 7: Comparação entre as constantes cinéticas observadas em alguns estudos cinéticos para conversão de matéria orgânica com os dados provenientes de um reator do tipo RCAALF tratando esgoto sanitário.....	55

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
OMS	Organização Mundial da Saúde
pH	Potencial hidrogeniônico
PVC	Policloreto de Vinila
RCAALF	Reator Combinado Anaeróbio-Aeróbio de Leito Fixo
SAC	Sistema Alagado Construído
SNIS	Sistema Nacional de Informações Sobre o Saneamento
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis

## LISTA DE SÍMBOLOS

$\theta_h$	Tempo de detenção hidráulico	(h)
$\Delta L$	Comprimento infinitesimal do reator	
$2NH_3$	Concentração de amoníaco	(mg/L)
$3H_2$	Concentração de hidrogênio	(mg/L)
$d$	Número de dispersão	
$k$	Constante cinética	(h <sup>-1</sup> )
$L$	Comprimento do reator	(L)
$N_2$	Concentração de nitrogênio	(mg/L)
$N-NH_4^+$	Concentração de nitrogênio amoniacal	(mg/L)
$P_T$	Concentração de fósforo total	(mg/L)
$r$	Razão de recirculação	
$r_c$	Velocidade de reação em função da concentração de um reagente	

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO.....</b>	<b>14</b>
<b>2 OBJETIVOS.....</b>	<b>16</b>
<b>2.1 OBJETIVO GERAL.....</b>	<b>16</b>
<b>2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....</b>	<b>16</b>
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>17</b>
<b>3.1 ESGOTO SANITÁRIO.....</b>	<b>17</b>
<b>3.2 HIDRODINÂMICA DE REATORES.....</b>	<b>22</b>
<b>3.3 CINÉTICA DAS REAÇÕES QUÍMICAS.....</b>	<b>26</b>
3.3.1 Reações típicas no tratamento de esgotos.....	29
3.3.1.1 Reações de ordem zero.....	29
3.3.1.2 Reações de primeira ordem.....	30
3.3.1.3 Reações de saturação.....	31
3.3.2 Cinética de monod.....	32
3.3.3 Constante cinética.....	35
<b>3.4 BALANÇO DE MATÉRIA EM REATORES.....</b>	<b>36</b>
<b>4 METODOLOGIA.....</b>	<b>38</b>
<b>4.1 REATOR COMBINADO AERÓBIO-ANAERÓBIO DE LEITO FIXO.....</b>	<b>38</b>
<b>4.2 OPERAÇÃO DO SISTEMA REACIONAL.....</b>	<b>39</b>
<b>4.3 LEVANTAMENTO DE PARÂMETROS.....</b>	<b>39</b>
<b>4.4 PREPARAÇÃO DO BALANÇO DE MASSA PARA ESTIMATIVA DAS CONSTANTES CINÉTICAS.....</b>	<b>39</b>
<b>5. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....</b>	<b>41</b>
<b>5.1 BALANÇOS DE MASSA PARA <math>r = 0</math>.....</b>	<b>41</b>
5.1.1 Balanço para DQO idealizando fluxo hidrodinâmico o modelo tubular ideal.....	41
5.1.2 Balanço para DQO idealizando fluxo hidrodinâmico o modelo mistura perfeita....	43
<b>5.2 BALANÇO DE MASSA PARA <math>r = 1</math>.....</b>	<b>45</b>
5.2.1 Balanço para DQO idealizando fluxo hidrodinâmico o modelo tubular ideal.....	45
5.2.2 Balanço para DQO idealizando fluxo hidrodinâmico o modelo mistura perfeita....	47

<b>5.3 BALANÇO DE MASSA PARA <math>r = 2</math>.....</b>	<b>49</b>
5.3.1 Balanço para DQO idealizando fluxo hidrodinâmico o modelo tubular ideal.....	49
5.3.2 Balanço para DQO idealizando fluxo hidrodinâmico o modelo mistura perfeita.....	51
<b>5.4 ESTIMATIVA E ANÁLISE DAS CONSTANTES CINÉTICAS.....</b>	<b>53</b>
<b>6. CONSIDERAÇÕES FINAIS.....</b>	<b>57</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>58</b>

## 1. INTRODUÇÃO

O Brasil apresenta uma situação precária quanto ao saneamento básico, principalmente quando se olha para a parcela referente a coleta e ao tratamento de efluentes; o crescimento dos núcleos urbanos, o desenvolvimento das indústrias e o apelo ao consumismo desenfreado, culminaram para um aumento considerável na poluição do meio ambiente, sendo os recursos hídricos “atingidos” de forma mais acentuada, pois, até hoje os corpos d’água recebem o lançamento de efluentes *in natura* em seu meio, promovendo a degradação deste recurso indispensável. Historicamente as grandes cidades, sempre foram as principais causadoras da poluição e deterioração dos recursos hídricos (ARCHELA *et al*, 2003).

Ao serem lançadas sem tratamento nos corpos hídricos, as águas residuárias passam por um processo de decomposição de sua matéria orgânica, este resulta numa queda acentuada do OD (Oxigênio Dissolvido) presente no meio aquático e na produção de gases malcheirosos e corrosivos, além de vários agentes causadores de doenças que são intrínsecos aos efluentes sanitários. Os nutrientes contidos nos esgotos, em especial o nitrogênio e o fósforo, podem ocasionar sérios danos ao meio ambiente, acelerando o consumo de OD, como também o surgimento do fenômeno conhecido como eutrofização. Desta maneira, pode-se perceber a extrema importância de não efetuar o lançamento de efluentes sem o tratamento adequado nos corpos hídricos (OLIVEIRA NETTO, 2011).

Nesta perspectiva, são de extrema importância os estudos que visam o desenvolvimento de novas tecnologias para o tratamento de efluentes, novos sistemas que garantem uma elevada eficiência das unidades, com melhor aproveitamento do volume útil reacional e que requerem menores áreas para implantação. Durante o processo de concepção de reatores, torna-se essencial o estudo acerca dos fenômenos de transferência de massa, cinética, microbiologia e hidrodinâmica dos reatores (GOFFI, 2013).

Os sistemas combinados anaeróbios-aeróbio mostram-se bastante promissores, principalmente quando se trata da remoção de matéria orgânica e nutrientes, além de apresentarem resultados positivos a variação de carga orgânica e choques hidráulicos. A junção de um sistema anaeróbio com um aeróbio, permite que as desvantagens que cada vertente possui sejam minimizadas, possibilitando que a elevada eficiência promovida pelos métodos aeróbios, una-se com a baixa formação de lodo e alta estabilidade verificada pelos meios anaeróbios. Estes reatores caracterizam-se por um sistema que não necessita de materiais sofisticados, com processo de tratamento e manutenção relativamente simples (REIS, 2015).

Para concepção de reatores é fundamental a determinação dos coeficientes cinéticos envolvidos nas reações. As constantes cinéticas podem ser aplicadas para estimar as velocidades com que as reações acontecem durante o processo biológico, podendo ser aplicada para determinar a velocidade do consumo de matéria orgânica, crescimento de microrganismos e formação de produtos. Por detrás da análise cinética de reatores tem de haver modelos matemáticos que traduzem e relacionam os parâmetros hidráulicos e cinéticos envolvidos no sistema (MENDONÇA, 2002).

Este estudo considerou os dados provenientes da operação de um reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo tratando esgoto sanitário (efluente proveniente da Universidade Federal de Alagoas). Com os valores das concentrações de DQO e o tempo de detenção hidráulica utilizado, tornou-se possível deduzir expressões capazes de estimar o desempenho cinético do RCAALF, estes resultados serão confrontados com a cinética de remoção de matéria orgânica apresentada por outras literaturas, tendo em vista que a análise cinética é um fator primordial a ser analisado durante o projeto de reatores biológicos.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1 OBJETIVO GERAL**

- Estimar as constantes cinéticas associadas à remoção de matéria orgânica, em um reator combinado com recirculação da fase líquida, de leito fixo tratando esgoto sanitário.

### **2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Estimar a constante cinética pelo tratamento anaeróbio-aeróbio sem recirculação da fase líquida;

- Estimar a constante cinética quando o sistema de tratamento funciona com vazão de recirculação igual a vazão efluente;

- Estimar a constante cinética quando se insere recirculação da fase líquida com  $r = 2$ ;

- Analisar e demonstrar o equacionamento cinético, a fim de comprovar a eficiência cinética do reator combinado.

### 3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 ESGOTO SANITÁRIO

Com o aumento da população, indústrias e outras fontes consumidoras de água, os recursos hídricos estão cada vez mais requisitados, quanto mais água consumida conseqüentemente mais esgoto será gerado, que na ausência de infraestrutura e tratamento adequado, implicará na poluição dos corpos receptores entre outras conseqüências.

Segundo a Resolução do CONAMA nº 430/11, o conceito de esgoto sanitário engloba qualquer tipo de despejos líquidos, sejam eles provenientes das residências, comércios ou até por infiltrações presentes na rede coletora, podendo também contar com a “participação” de efluentes industriais e efluentes não domésticos.

Os principais problemas causadores da degradação urbana vivida nas cidades, em especial nos grandes centros urbanos, têm como um dos agentes causadores as deficiências vivenciadas com o saneamento básico, salientando as relacionadas com o esgotamento sanitário (BAY & SILVA, 2011).

Os serviços de esgotamento sanitário, em conjunto com abastecimento de água, coleta e transporte de resíduos sólidos e drenagem de águas pluviais, fazem parte do saneamento básico, que está diretamente relacionado com a qualidade de vida de uma determinada localidade (DIEESE, 2016).

A ausência de sistemas de esgotamento sanitário faz com que a população se utilize de outros recursos a fim de suprir essa carência, como a ligação clandestina em sistemas de galerias para águas pluviais e o lançamento *in natura* a céu aberto, o que pode acarretar sérios problemas tanto para o meio ambiente como para a saúde pública. Neste contexto surge a necessidade de se investir na infraestrutura necessária para contemplar o máximo de domicílios com a coleta e transporte de esgoto sanitário. Além disso, promover um eficiente sistema de tratamento e lançamento de efluentes (GIESTA *et al*, 2005).

De acordo com a Organização Mundial da Saúde (OMS, 2014), seria possível economizar cerca de R\$ 4,22 em saúde, para cada R\$ 1,00 investido em saneamento, que significaria um grande alívio aos cofres públicos e uma melhoria significativa no status de saúde da população, pois, são inúmeras as doenças transmitidas e os problemas ambientais acarretados por situações originadas pela falta de esgotamento (tabela 1).

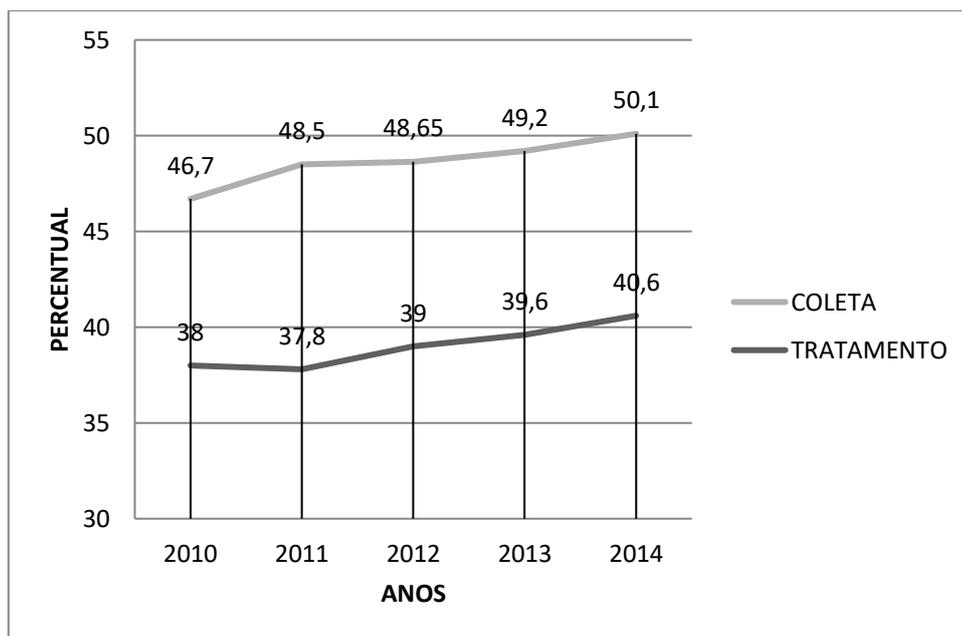
Tabela 1: Agentes infecciosos presentes no esgoto doméstico bruto.

Organismo	Doença	Observações\ sintomas
<b>Bactéria</b>		
Compylobacter jejuno	Gastroenterite	Diarreia
Escherichia coli (Enteropatogênico)	Gastroenterite	Diarreia
Legionella pneumophila	Doença do Legionário	Fraqueza, mialgia, febre, dor de cabeça, doença respiratória
Leptospira (spp.)	Leptospirose	Icterícia, febre (doença de Weil)
Salmonella typhi	Febre tifoide	Febre alta, diarreia, ulceração do pequeno intestino
Salmonela (<2.100 serótipos)	Salmonela	Envenenamento de alimentos
Shigella (4 spp.)	Sigelose	Disenteria bacilar
Vibrio cholera	Cólera	Diarreia extremamente alta, desidratação
Yersinia enterolitica	Yersiniose (peste bubônica)	Diarreia
<b>Protozoário</b>		
Balantidium coli	Balantidiose	Diarreia, disenteria
Cryptosporidium parvum	Criptosporidiose	Diarreia
Cyclospora cayetanensis	Ciclosporiase	Diarreia severa, câimbra de estômago, náusea, e vômitos durante longos períodos
Entamoeba histolytica	Amebíase (disenteria amébrica)	Diarreia prolongada com sangramento, abscessos do fígado e do pequeno intestino
Giardia lamblia	Giardiase	Diarreia leve ou severa, náuseas, indigestão
<b>Helmintos</b>		
Ascaris lumbricoides	Ascariase	Infestação por Ascaris (roundworm)
Enterobius vermicularis	Enterobiose	Oxiúro (Pinworm)
Fasciola hepatica	Fascioliasis plateoelminto	Fasciola hepática
Hymenolepis nana	Himenolepiase	Tênia anã
Taenia saginata	Teníase	Tênia da carne
T. solium	Teníase	Tênia do porco
Trichuris trichiura	Trichuriase	(Whipworm)
<b>Vírus</b>		
Adenovirus (31 tipos)	Doenças respiratórias e mau estar gastrointestinal	
Enteroviruse (mais do que 100 tipos, p. ex., polio, echo e coxsakie)	Gastroenterite, anomalias cardíacas, meningite	
Hepatitis A virus	Hepatite infecciosa	Icterícia, febre
Norovirus	Gastroenterite	Vômito
Pavrovirus (2 tipos)	Gastroenterite	

Fonte: METCALF e EDDY (2015)

No Brasil, o déficit no setor de saneamento básico é elevado, sobretudo ao que se refere ao esgotamento e tratamento de esgotos, os lugares com maior carência são os grandes centros urbanos e zonas rurais, locais onde está localizada a população mais pobre (CASTRO, 2009); de acordo com o levantamento do SNIS (Sistema Nacional de Informações Sobre o Saneamento) a população Brasileira conta com apenas 50,1% e 40,6% no que se diz a coleta e tratamento de esgoto sanitário respectivamente. Os dados estão traduzidos na Figura 1, trazendo a evolução desses serviços ao longo dos anos de 2010 a 2014. Estes valores são ainda piores quando olhamos para o estado de Alagoas, dos quase 3,3 milhões de habitantes de alagoas em 2014 como mostra o levantamento da SEPLAG (Secretaria de Estado do Planejamento, Gestão e Patrimônio, 2015) apenas 700 mil habitantes contavam com infraestrutura relacionada ao esgotamento, o que corresponde cerca de 20% da população alagoana, valores muito abaixo da média do nordeste, que chega perto dos 37% de cobertura (DIEESE, 2016).

Figura 1: Evolução da coleta e tratamento do esgoto sanitário em relação à população Brasileira.



Fonte: Adaptado de SNIS (2015)

Os esgotos domésticos possuem em sua composição 99,9% de água, a pequena fração restante é formada por sólidos orgânicos e inorgânicos, suspensos e dissolvidos, assim como microrganismos. É justamente devido a esta parcela de 0,1% que surge a necessidade de se tratar as águas residuais (VON SPERLING, 1996a).

Por ter relações com o consumo de água, a geração de esgotos pode sofrer algumas variações no decorrer das estações do ano, dias da semana ou horas do dia, essas alterações são maiores em pequenas comunidades e mais elevadas em períodos curtos do que em longos (LOPES, 2015).

Os avanços tecnológicos têm uma grande influência na variação das características dos esgotos, provendo à incorporação aos afluentes compostos de difícil degradação, muitas vezes, alguns desses compostos não podem ser tratados por métodos convencionais. Desta forma é necessário estudar a capacidade de poluição de novos compostos e averiguar se estes podem ser tratados com os métodos já existentes, isso determinará se ele poderá ser utilizado ou não, caracterizar os esgotos e identificar os diversos poluentes presentes é essencial para mensurar a eficiência dos sistemas de tratamento existentes e criar novos procedimentos que sejam eficientes na remoção de novos compostos (LOPES, 2015). A tabela 2 mostra os valores típicos e os principais parâmetros que devem ser analisados no esgoto doméstico bruto.

Tabela 2: Caracterização de alguns parâmetros do esgoto bruto doméstico.

PARÂMETROS	UNIDADE	CONCENTRAÇÃO		
		BAIXA	MÉDIA	ALTA
Carbono Orgânico Total	mg/L	109	164	328
DBO <sub>5,20</sub>	mg/L	133	200	400
DQO	mg/L	339	508	1016
Nitrogênio Orgânico	mg/L	10	14	29
Nitrogênio Amoniacal	mg/L	14	20	41
Cloreto	mg/L	39	59	118
Sulfato	mg/l	24	36	72
Óleos e graxas	mg/L	51	76	153
P <sub>r</sub>	mg/L	3,7	5,6	11

Fonte: Adaptado de METCALF e EDDY (2016)

Atualmente existem várias formas para tratar águas residuárias, de forma geral esses modelos podem ser classificados através de processos físico-químicos e biológicos. Na esfera do tratamento biológico surge um confronto: tratamento aeróbio ou anaeróbio. Não existe uma

única solução que englobe todos os casos, para cada cenário necessita-se a realização de um estudo de viabilidade econômica e financeira. Dentre os diversos reatores com competência para aplicação no tratamento de esgoto sanitário, podemos citar: digestor anaeróbio de contato, filtro anaeróbio ou aeróbio, reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB – *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) e reatores de leito expandido e fluidificado (anaeróbios, aeróbios e anóxicos) (OLIVEIRA NETTO, 2011).

Os reatores anaeróbios são amplamente utilizados no tratamento de efluentes, destacam-se por seu menor custo de implantação, menor custo operacional, menor área de implantação, menor produção de lodo e menor consumo de energia elétrica, porém estes sistemas possuem baixa eficiência quando submetidos ao tratamento de nitrogênio e fósforo, assim necessitando de uma fase de pós-tratamento; uma solução usualmente aplicada para suprir a deficiência dos reatores anaeróbios seria o uso combinado de unidades de tratamento (via digestão anaeróbia juntamente com aeróbia) (RODRIGUES, 2015 *apud* VON SPERLING 1995 e CHERNICHARO 1997).

Conforme reporta Abreu e Zaiat (2008), a combinação dos processos aeróbios e anaeróbios tem como função aproveitar o que cada processo tem de positivo, minimizando seus aspectos negativos.

Sonobe (2011) analisou um reator combinado anaeróbio-aeróbio para o tratamento de esgoto sanitário, o reator utilizado em seu trabalho possuía um volume de 7,7 L e como material suporte foi empregado o uso da espuma de poliuretano revestida com polipropileno, também foi utilizada argila expandida. O afluente apresentava uma concentração de DQO bruta equivalente a  $638 \pm 188$  mg/L, ao fim do seu estudo ele obteve uma eficiência para remoção de matéria orgânica de cerca de  $91 \pm 4\%$ , para um TDH de 8h e sem recirculação.

Goffi (2013) em seus estudos utiliza um reator anaeróbio-aeróbio (4,75 L) para tratar esgoto sanitário, aplicando um  $\theta_h$  de 8h e utilizando os mesmos tipos de materiais suporte do autor citado anteriormente. Goffi observou grandes oscilações de carga orgânica, porém para o sistema operando sem recirculação obteve-se uma eficiência satisfatória de 86% em relação a remoção de matéria orgânica em termos de DQO, e quase não houve remoção de nitrogênio, já para o sistema trabalhando com recirculação ( $r = 0,5$ ), foi observado uma eficiência de 82 e 70% para a remoção de matéria orgânica e nitrogênio respectivamente.

Oliveira Netto (2007) comprovou a funcionalidade do sistema de tratamento anaeróbio-aeróbio para o tratamento de esgoto sanitário. Em seu estudo, o reator quando operado com  $\theta h$  de 11h (8h para a fase anaeróbia e 3h para a fase aeróbia) e com recirculação da fase líquida ( $r = 1,5$ ), chegou a resultados bastante satisfatórios, com alta taxa de remoção de matéria orgânica e nitrogênio total, cerca de 95 e 75% respectivamente.

Para modelação e análise de biorreatores para tratamento de águas residuárias são necessários dois conhecimentos fundamentais: o modelo hidrodinâmico do sistema e o modelo cinético com as constantes determinadas. Os estudos hidrodinâmicos, geralmente realizados com traçadores, informarão sobre o tipo de escoamento e sobre o modelo matemático a ser adotado na análise. Os reatores podem ser descritos por modelos ideais como batelada ideal, mistura perfeita e reator tubular ideal (os dois últimos contínuos) ou por modelos que vislumbrem o desvio da idealidade como os modelos de N reatores de mistura perfeita em série ou os reatores tubulares com pequena e grande dispersão axial do líquido. Em qualquer caso, o ponto de partida é um balanço material no sistema para um dado substrato, produto ou biomassa. Esses assuntos serão abordados de forma sequencial ao longo dessa revisão.

### **3.2 HIDRODINÂMICA DE REATORES**

O modo de escoamento dos reatores é função do traço de fluxo interno e padrão da mistura imposta no interior da unidade. O padrão de mistura, por seu lado, dependerá da forma geométrica do reator, da quantidade de energia inserida por unidade de volume e do tamanho ou escala da unidade de tratamento (VON SPERLING, 1996b).

Desta maneira, os reatores ideais têm três modos de contato ou de escoamento ideal, são divididos em reatores de fluxo intermitente (sistemas em batelada) e os de escoamento estacionário. Os reatores em batelada se caracterizam por apresentarem uma composição uniforme em seu interior, ou seja, a concentração de qualquer parâmetro em qualquer ponto da unidade de tratamento deve ser a mesma, mas variando, naturalmente, com o tempo (LEVENSPIEL, 2000). Por outro lado, destacam-se entre os reatores que possuem escoamento estacionário, aqueles que apresentam o regime hidráulico pistonado, mistura perfeita, fluxo disperso e associações de célula em série e/ou paralelo (RODRIGUES, 2015).

De acordo com Sonobe (2011 *apud* Yilmaz 2008) foi utilizado por Yilmaz um reator UASB para tratar esgoto doméstico, com pós-tratamento em um reator operado com bateladas

sequenciais, o sistema operou por seis meses e foram obtidas eficiências de 86 e 100% para remoção de matéria orgânica (em termos de DQO) e  $N-NH_4^+$  respectivamente.

Levenspiel (2000) afirma que em um reator com fluxo do tipo pistão, o fluido passa através do volume reacional, sem haver mistura entre o fluido recém-alimentado e aquele já existente no interior da unidade. É como se o fluido se movimentasse semelhante a uma fila indiana.

Em reatores de mistura perfeita, assume-se que a mistura total ocorre de forma instantânea e de forma homogênea em todo reator conforme as partículas são inseridas. O tempo ideal para obter condições de mistura perfeita dependerá da geometria do reator e da energia introduzida no mesmo (METCALF & EDDY, 2015). Segundo Von Sperling (1996b), o reator de mistura perfeita segue um funcionamento mais estável, quando comparados aos outros tipos de escoamento, pois, são mais suscetíveis aos choques de carga orgânica no sistema, uma vez que em um sistema pistonado isto poderia acarretar uma desestabilização mais intensa, devido que choque imposto afetaria o todo corpo do reator.

Logo, esses três modos de regime, são fáceis de tratar, pois é simples encontrar suas equações de trabalho e porque um deles frequentemente é a melhor opção para ser aplicada (LEVENSPIEL, 2000). No entanto, os modelos reais sempre se desviam dos ideais, segundo Patza (2006 *apud* TCHOBANOGLOS & SCROEDER, 1985) existem três fatores que impedem os reatores de seguirem os modelos de fluxo ideais: dispersão, curtos-circuitos hidráulicos (redução do tempo de residência efetivo) e volumes mortos. Desta forma é necessário levar em consideração esses desvios, na mesma linha de pensamento existem três fatores globais, um pouco relacionados, que levam em consideração essa falta de idealidade, são eles: o tempo de residência do material no interior da unidade (TDH: Tempo de Detenção Hidráulica), o estado de agregação do material em escoamento e a antecipação ou retardo da mistura. Na maioria das vezes esses fatores têm um papel crucial, sendo que o TDH apresenta um papel relevante e é bem parecido com a constante que representa o tempo de agitação (mistura) no interior do volume reacional (LEVENSPIEL, 2000).

Para se aproximar de maneira mais fiel com a realidade surgiram os reatores de fluxo disperso e o modelo de tanques-em-série (LEVENSPIEL, 2000). O fluxo disperso é, na verdade, o modelo que mais se aproxima dos regimes hidráulicos da maioria dos reatores, proporcionando uma melhor compatibilidade matemática com a física de funcionamento dos

mesmos, sendo que o regime disperso também é uma aproximação abstrata de uma realidade muito mais complexa (PATZA, 2006).

De acordo com Sperling (1996b), as condições de mistura em reatores de fluxo disperso são caracterizadas por uma constante adimensional denominada número de dispersão “d”.

$$d = \frac{D}{U \cdot L} \quad (1)$$

Onde:

d = número de dispersão [adimensional]

D = coeficiente de dispersão axial ou longitudinal [ $L^2.T^{-1}$ ]

U = velocidade horizontal média [ $L.T^{-1}$ ]

L = comprimento do reator [L]

Esse modelo na maioria das vezes representa de maneira satisfatória, escoamentos que não se desviam de forma considerada do escoamento pistonado, como acontece em leitos com material suporte e tubos (longos, se o escoamento for laminar). Influenciado pelo número de dispersão, o escoamento disperso pode ser classificado em: de grande dispersão e pequena dispersão, se o valor do número de dispersão tende a zero, conclui-se que no interior do volume reacional existe uma dispersão negligenciável, logo assemelha-se ao escoamento pistonado, já se o mesmo parâmetro tende ao infinito, sugere um regime de grande dispersão, próximo ao fluxo de mistura perfeita (LEVENSPIEL, 2000).

A tabela 3 determina os valores comumente encontrados na literatura para o número de dispersão, para vários tipos de configurações de reatores, que podem ser empregados no tratamento de efluentes, desde lagoas à lodos ativados.

Tabela 3: Valores típicos do parâmetro  $\frac{D}{U.L}$  para o fluxo disperso

Unidade de Tratamento	Faixa de d (D/UL)
Tanques de sedimentação	0,2 - 2,0
Tanques de aeração de Lodos ativados	
> Tipo em fluxo pistão	0,1 - 1,0
> Tipo em mistura completa	3,0 - 4,0 ou mais
> Valos de oxidação	3,0 - 4,0 ou mais
Lagoas aeradas	
> Longas, retangulares	0,2 - 1,0
> Formato quadrado	3,0 - 4,0 ou mais
Lagoas de estabilização	
> Longas, retangulares	0,1 - 0,5
> Formato quadrado	1,0 - 1,5

Fonte: VON SPERLING (1996b)

Na mesma linha de pensamento, Von Sperling (1996b *apud* ARCEIVALA, 1981) diz que para valores de “d” em torno de 0,2 ou menos o volume reacional apresentará regime hidráulico semelhante das condições de fluxo pistonado, e para valores em torno de 3 ou mais, o regime assemelha-se ao escoamento mistura completa. Entre os fatores que podem influenciar o escoamento em unidades que possuem o fluxo disperso, destacam-se:

- Magnitude da mistura;
- Geometria da unidade;
- Energia introduzida por unidade de volume;
- Tipo e disposição das entradas e saídas;
- Número de Reynolds (Re);
- Velocidade do fluxo de entrada e suas flutuações;
- Diferença de temperatura e densidade do fluido afluente ao reator e ao fluido que já se encontra no interior da unidade.

O estudo da hidrodinâmica em reatores é de grande importância, porque tem papel influenciador sobre a velocidade das reações biológicas, através de alterações na velocidade de transferência de massa e na distribuição das reações ao longo do reator. Como consequência do

arranjo de substrato e do encadeamento das reações bioquímicas, diferentes pontos do reator apresentam estruturação diferente, dependendo do escoamento imposto ao sistema (CARVALHO *et al*, 2008).

Segundo De Nardi *et al* (1997), a eficiência e o desempenho de reatores estão diretamente relacionados com as características de fluxo nos mesmos. Conhecendo as características de escoamento dos reatores, torna-se possível: detectar problemas associados a falhas operacionais, de projeto e de aumento de escala, comparar diferentes configurações de reatores, desenvolver modelos matemáticos que descrevam os escoamentos e determinar diversas configurações de imobilização de biomassa. Assim, pode-se concluir que a análise sucinta sobre os mecanismos hidráulicos nos volumes reacionais de tratamento, constitui-se no passo inicial para a determinação de diretrizes racionais de projeto e operação dessas unidades.

### 3.3 CINÉTICA DAS REAÇÕES QUÍMICAS

O projeto de um reator conta com o auxílio de uma gama de áreas de estudo – termodinâmica, cinética química, mecânica dos fluidos, transferência de calor, transferência de massa e análise econômica. A engenharia das reações químicas engloba grande parte destas vertentes científicas, que em conjunto possibilitam a concepção adequada de um reator (LEVENSPIEL, 2000).

A cinética química é a esfera da química que tem como objetivo mensurar a velocidade das reações. Também se estuda a alternância da composição dos estados energéticos em relação ao tempo (ANGELUCCI e GODOI, 2010).

É convencional escrever uma reação química por meio da sua equação estequiométrica, esta dá a relação mais simples entre o número de moléculas de reagentes e o número de moléculas do produto. Sobretudo, não se pode supor que a equação estequiométrica represente necessariamente o mecanismo do processo molecular entre os reagentes, à luz desse pensamento pode-se utilizar como método explicativo a equação estequiométrica que representa o processo de formação do amoníaco, descrita na equação 2:



Porém não significa que três moléculas de hidrogênio e uma de nitrogênio colidem simultaneamente para gerar as moléculas de amoníaco, a estequiometria deste processo traduz o quantitativo entre produtos e reagentes, mas nos diz muito pouco sobre o mecanismo envolvido na reação no qual é influenciada e regida por uma série de fatores (AVERY, 2002).

Existem diversas formas de classificar as reações químicas. No âmbito da engenharia das reações químicas, provavelmente o método mais vantajoso é classificá-las de acordo com o número e tipos de fases envolvidas, existindo uma ampla divisão: *sistemas homogêneos e sistemas heterogêneos*. Uma reação homogênea acontece quando apenas uma fase está envolvida durante seu processo químico, já a heterogênea se caracteriza pela ocorrência de no mínimo duas fases para ocorrer a uma certa velocidade (METCALF & EDDY, 2015).

Para Levenspiel (2000) pode-se associar uma reação química quanto à relação entre a estequiometria e a velocidade de reação. Reações em que a formulação da velocidade condiz com a equação estequiométrica (número de colisões das moléculas reativas proporcional à velocidade de reação) são chamadas de *reações elementares*, quando essa correspondência direta entre a velocidade e a estequiometria não é observada (condição observada na maioria das reações), temos *reações não elementares*, cujas expressões cinéticas devem ser determinadas experimentalmente.

Segundo Metcalf e Eddy (2015), a proporção à qual uma substância desaparece ou é formada em um processo químico é definido como velocidade de reação, representa a mudança (decréscimo ou acréscimo) na quantidade de moles de uma substância reativa por unidade de volume e por unidade de tempo (para reações homogêneas), ou por unidade de área superficial ou massa por unidade de tempo (para reações heterogêneas).

Von Sperling (1996b) representa a associação entre a velocidade de reação, a concentração do reagente e a ordem da reação, através da seguinte expressão:

$$r_c = \pm kC^n \quad (3)$$

Onde:

$r_c$  = velocidade de reação ( $\text{ML}^{-3}\text{T}^{-1}$ );

$k$  = constante da reação ( $\text{T}^{-1}$ );

$C$  = concentração do reagente ( $\text{ML}^{-3}$ );

$n$  = ordem da reação global.

Para diferentes valores de  $n$ , tem-se:

- $n = 0$                       *reação de ordem zero*

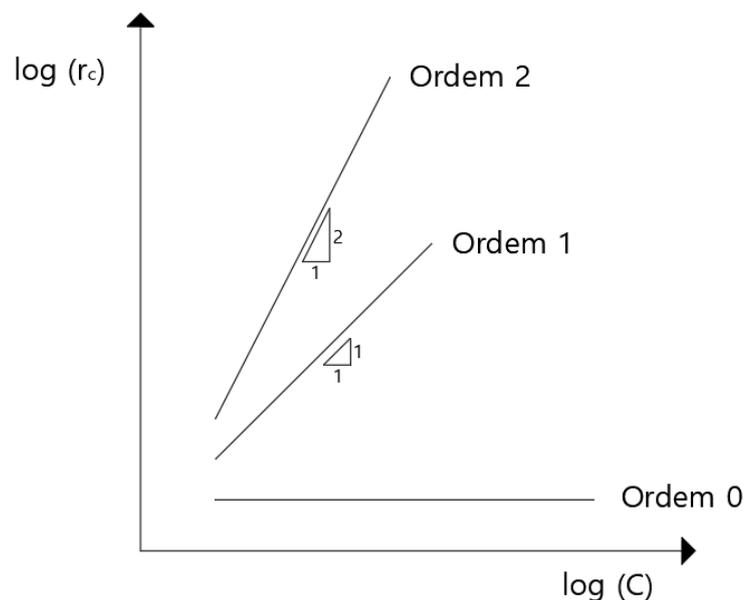
- $n = 1$                       *reação de primeira ordem*
- $n = 2$                       *reação de segunda ordem*

Segundo Levenspiel (2000) para reações que envolvem mais de um composto, a expressão da velocidade de reação deverá ser escrita levando em consideração a concentração de cada reagente envolvido no processo, como é demonstrado a seguir:

$$r_c = \pm k C_A^a C_B^b \dots C_D^d. \quad a + b + c + d = n \quad (4)$$

Os valores de a, b, c e d, representam a ordem de reação em relação a cada composto presente na reação química, podendo ser um número fracionário, diferentemente da molecularidade que tem que ser representada por um número inteiro, pelo fato de estar imputada ao mecanismo da reação, sendo aplicada somente à reação elementar (LEVENSPIEL, 2000). A figura 2 representa em escala logarítmica a relação da velocidade de reação de acordo com a concentração do reagente, retratando a inclinação da reta pertinente a cada caso.

Figura 2: Velocidade de reação  $r_c$  em função da concentração do reagente  $C$  em escala logarítmica ( $\log r_c = \log k + n \cdot \log C$ )



Fonte: VON SPERLING (1996b)

Através da análise da figura 2, pode-se verificar que reações regidas por uma cinética de ordem zero, a velocidade de reação independe da concentração de reagente, isto é, ela é constante para qualquer que seja a concentração da substância. Para casos de primeira ordem

constata-se que a velocidade de reação é diretamente proporcional à concentração do reagente. Já para casos de segunda ordem a velocidade de reação comporta-se com uma proporcionalidade ao quadrado em relação a concentração do reagente presente na reação (VON SPERLING, 1996b).

### 3.3.1 REAÇÕES TÍPICAS NO TRATAMENTO DE ESGOTOS

Na esfera do tratamento de efluentes as ordens de reação comumente observadas são as de zero e primeira ordem (PATZA, 2006 *apud* TCHOBANOGLIOUS e SCHROEDER 1985), complementando o raciocínio, Von Sperling (1996b) afirma que reações de segunda ordem podem acontecer na situação de alguns despejos industriais específicos. Além dos três tipos de reações com ordem constante, existem outros tipos de reações que são bastante utilizadas no campo do tratamento de esgotos, que são as reações de saturação.

#### 3.3.1.1 REAÇÕES DE ORDEM ZERO

As reações que ocorrem com uma cinética de ordem zero são caracterizadas pela velocidade de reação independer da concentração do reagente, este comportamento químico preestabelece que a reação esteja ocorrendo em um reator do tipo batelada. A equação 5 representa um reagente que está desaparecendo no interior do volume reacional, através de um mecanismo de degradação, o sinal negativo representa o consumo do reagente, caso este estivesse sendo produzido durante o processo, a velocidade estaria representada por um sinal positivo (VON SPERLING, 1996b).

$$\frac{dC}{dt} = -k.C^0 \quad (5)$$

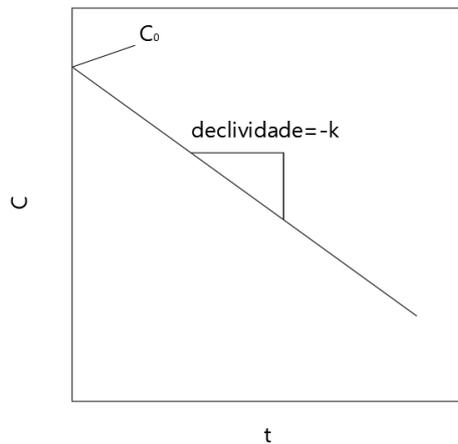
$$\frac{dC}{dt} = -k \quad (6)$$

Realizando a integração da equação 6, tendo como  $C = C_0$  em  $t = 0$ , será obtido como resultado:

$$C = C_0 - k.t \quad (7)$$

Portanto a equação 7 representa a cinética de degradação para uma reação de ordem zero, esta equação pode ser visualizada através da figura 3.

Figura 3: Mudança da concentração  $C$  em função do tempo para uma reação de ordem zero.



Fonte: METCALF e EDDY (2015)

### 3.3.1.2 REAÇÕES DE PRIMEIRA ORDEM

De maneira análoga a cinética de ordem zero, para reações de primeira ordem a velocidade de variação da concentração de um reagente qualquer a um dado instante de tempo, poderá ser expressa como:

$$\frac{dC}{dt} = -k \cdot C^1 \quad (8)$$

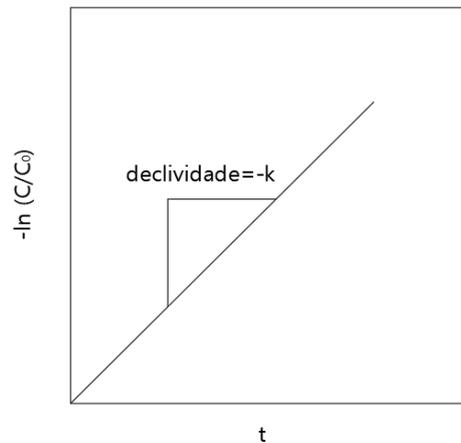
A integração da equação 8, considerando que no instante  $t = 0$  a concentração apresentada será  $C_0$ , terá como resultado:

$$\ln C = \ln C_0 - k \cdot t \quad (9)$$

A equação 9 pode ser reescrita da seguinte forma:

$$C = C_0 \cdot e^{-k \cdot t} \quad (10)$$

Figura 4: Análise gráfica para determinação dos coeficientes de velocidade para uma reação de primeira ordem



Fonte: METCALF e EDDY (2015)

Muitas reações que acontecem no tratamento de efluentes obedecem à cinética de primeira ordem. A introdução de oxigênio no sistema de tratamento por meio de aeração superficial é um exemplo. A estabilização biológica da matéria orgânica se desenvolve muitas vezes com uma falsa cinética de primeira ordem, pois, vários componentes estão envolvidos em um mecanismo de tratamento, conseqüentemente várias concentrações influenciam-no. Como a concentração de oxigênio ou microrganismos, mesmo havendo várias concentrações que interferem o mecanismo a reação pode obedecer a cinética de primeira ordem, apresentando uma relação proporcional entre a velocidade de reação e a concentração do reagente em menor teor (matéria orgânica no caso), desde que os outros compostos apresentem uma abundância relativa, porém se a concentração de matéria orgânica estiver em baixas concentrações a velocidade assume um aspecto constante, assemelhando-se a uma reação de ordem zero (VON SPERLING, 1996b).

### 3.3.1.3 REAÇÕES DE SATURAÇÃO

As enzimas são substâncias formadas por proteínas que catalisam com grande propriedade as reações biológicas. A velocidade das reações enzimáticas depende de diversos fatores, como a concentração das enzimas, substratos e condições reacionais (temperatura, acidez e intensidade iônica), para uma dada reação enzimática, a velocidade da reação aumenta juntamente com a concentração do substrato até atingir um valor limite, a partir do qual se inicia a saturação dos reagentes enzimáticos ativos (FATIBELLO-FILHO *et al.*, 2004).

Uma expressão cinética muito utilizada para simular as velocidades envolvidas no tratamento biológico de efluentes baseia-se nas reações enzimáticas, cinética a qual foi proposta inicialmente por Michaelis e Menten. Como a decomposição bacteriana se dá por uma série de reações catalisadas por enzimas, a expressão de Michaelis-Menten pode ser aplicada para descrever a cinética do crescimento bacteriano e as reações de decomposição do esgoto, e é dado por (VON SPERLING, 1996b):

$$r_c = r_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (11)$$

Em que:

$r_c$  = velocidade da reação ( $ML^{-3}T^{-1}$ );

$r_{m\acute{a}x}$  = velocidade máxima da reação ( $ML^{-3}T^{-1}$ );

$S$  = concentração do substrato limitante ( $ML^{-3}$ );

$K_s$  = constante de saturação ( $ML^{-3}$ ).

Patza (2006) afirma que para situações em que  $S \gg K_s$  o substrato é bastante abundante, conseqüentemente a velocidade da reação assume um valor constante, caracterizando a reação como de ordem zero.

Para situações em que  $S \ll K_s$  a constante  $S$  poderá ser desprezada no denominador da equação 11, assim esta se reduz a:

$$r_c = r_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S}{K_s} = r_{m\acute{a}x} \cdot K \quad (12)$$

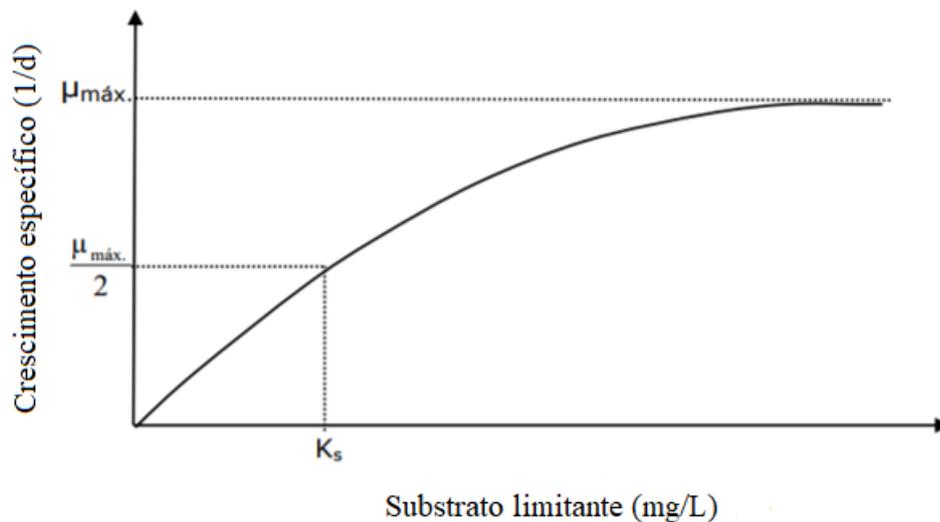
Nesta circunstância, a velocidade de reação é proporcional a concentração de substrato presente, seguindo uma cinética de primeira ordem. Semelhante situação é característica no tratamento de esgoto doméstico em reatores do tipo mistura completa, em que a concentração de substrato no meio é baixa, devido aos mínimos valores de substrato presente no efluente tratado (VON SPERLING, 1996b).

### 3.3.2 CINÉTICA DE MONOD

Monod verificou durante seus estudos que a cinética referente ao crescimento bacteriano seguia sempre o comportamento representado pela curva da figura 5. A curva mostra a relação

entre a velocidade específica de crescimento com a variação de concentração do substrato limitante, mesmo após várias equações terem sido criadas por outros autores, a equação adaptada de Monod é a mais aceita e utilizada na produção de protótipos cinéticos (SILVA, 2009).

Figura 5: Velocidade de crescimento específico em função do substrato limitante.



Fonte: SILVA (2009 *apud* Metcalf e Eddy 1991)

A equação completa que representa o crescimento líquido bacteriano proposto por Monod é definida pela expressão 13, esta equação é caracterizada pela junção de outras duas formulações menores, a do crescimento bacteriano e a do decaimento (respiração endógena), e é dada por (PATZA, 2006):

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{máx} \cdot \frac{S}{S + K_s} - K_d \cdot X \quad (13)$$

Onde:

$X$  = concentração de microrganismos (SST ou SSV);

$t$  = tempo;

$S$  = concentração de substrato (DQO ou DBO);

$K_d$  = coeficiente de respiração endógena ( $d^{-1}$ );

$\mu_{máx}$  = velocidade de crescimento específica máxima ( $d^{-1}$ );

$K_s$  = constante de saturação (definida para um  $S$  quando  $\mu = \frac{\mu_{m\acute{a}x}}{2}$ ).

Na equação (13),  $S$  representa o substrato limitante, sua diminuição implicará na redução da velocidade de crescimento, como pode ser observada na figura 5, aumentando a concentração de substrato, a velocidade de crescimento aumentará juntamente, mas isso acontece somente até um valor limite, caso a concentração de substrato continue a aumentar chegará ao ponto de supersaturar o meio, assim provavelmente outro nutriente será controlador do crescimento, passando a ser o novo fator limitante (SILVA, 2009).

Analisando a parcela da equação (13) que trata do crescimento bacteriano, pode-se fazer uma observação quanto à relação da concentração de substrato e a constante de saturação, para situações em que  $S \gg K_s$  a reação tende a cinética de ordem zero, para a situação contrária o mecanismo será regido por uma reação de primeira ordem, condição análoga as reações de saturação. A tabela 4 expõe os valores típicos encontrados na literatura, para velocidade de crescimento específico e constante de saturação.

Tabela 4: Valores típicos para os parâmetros da cinética de Monod.

Sistema	$\mu_{m\acute{a}x}$ - Esgoto Doméstico	$K_s$ - Esgoto Doméstico
<b>Anaeróbio</b>	2 d <sup>-1</sup> - Bactérias acidogênicas	200 mg/l (DQO) - Bactérias acidogênicas
	0,4 d <sup>-1</sup> - Bactérias metanogênicas	50 mg/l (DQO) - Bactérias metanogênicas
<b>Aeróbio</b>	1,2 – 6 d <sup>-1</sup>	25 - 100 mg/l (DQO)
		15 - 70 mg/l (DQO)

Fonte: PATZA (2006)

O termo referente ao decaimento bacteriano representa o decréscimo de biomassa no interior do reator, o coeficiente de respiração endógena inclui a perda de massa celular, pois produtos presentes no interior do volume reacional são oxidados, para produzir energia visando a manutenção celular, morte de células e predação por organismos que ocupam uma posição mais alta na cadeia alimentar. Esses fatores estão comumente relacionados ao decaimento endógeno, e considera-se que a concentração de biomassa presente no sistema é proporcional ao decréscimo celular causado por estes fatores mencionados (METCALF e EDDY, 2015).

Coletti *et al* (1997) obtiveram em seus estudos a análise dos coeficientes de respiração endógena e síntese celular, eles operaram um reator do tipo UASB seguido por um sistema de Lodos Ativados (10,2L) tratando esgoto sanitário e obtiveram seus valores em relação a DQO filtrada, na primeira avaliação constatou-se os valores de  $k_d = 0,046d^{-1}$  e  $Y = 0,528$  mgSSV/mgDQO, na segunda  $k_d = 0,047d^{-1}$  e  $Y = 0,266$  mgSSV/mgDQO.

### 3.3.3 CONSTANTE CINÉTICA

A constante cinética ( $k$ ), também conhecida como constante da reação ou constante de velocidade, não é na realidade uma constante, apenas não é dependente das concentrações envolvidas na reação, seu valor é afetado por diversos fatores, como a temperatura, pressão total, catalisadores e força iônica (FOGLER, 2009).

Segundo Metcalf e Eddy (2015), dentre os vários fatores que influenciam o valor da constante cinética, a temperatura é o mais importante, a influência da temperatura sobre a constante de velocidade é dada pela relação de Van't Hoff-Arrhenius:

$$\frac{k_{T_2}}{k_{T_1}} = \theta^{(T_2-T_1)} \quad (14)$$

Em que:

$k_{T_1}$  = constante de reação para a temperatura 1;

$k_{T_2}$  = constante de reação para a temperatura 2;

$\theta$  = coeficiente de temperatura;

$T$  = temperatura (°C).

Embora o coeficiente de temperatura ( $\theta$ ) seja encarado muitas vezes como uma constante, seu valor pode variar significativamente dentro de uma faixa pequena de temperatura, os valores de  $\theta$  são adotados para a correção das diversas reações envolvidas no tratamento de efluentes (VON SPERLING, 1996b).

Medonça (2002 *apud* Castillo *et al* 1999) enfatiza que o trabalho dos autores consistiu em utilizar um reator UASB seguido por dois biodiscos rotativos aeróbios para o tratamento de esgoto sanitário, a cinética que melhor se ajustou tanto no sistema aeróbio quanto no anaeróbio

foi a de primeira ordem, os valores obtidos foram  $k = 0,3096\text{h}^{-1}$  no reator UASB,  $k = 1,96\text{h}^{-1}$  no primeiro biodisco e  $k = 1,077\text{h}^{-1}$  no segundo biodisco.

### 3.4 BALANÇO DE MATÉRIA EM REATORES

O alicerce fundamental utilizado para análise dos processos físicos, químicos e biológicos em processos de tratamentos de efluentes, é baseado no princípio do balanço de massa, baseado na teoria que a massa não pode ser criada ou destruída, mas sua forma pode ser alterada, por exemplo, de um líquido para um gás (METCALF & EDDY, 2015).

Nesse contexto, para se realizar o balanço de matéria em um sistema, deve-se primeiramente delimitar as fronteiras para análise, o volume envolvido por estas fronteiras é denominado volume do sistema ou volume de controle (FOGLER, 2009).

De modo geral a expressão básica do balanço de massa deve ser concebida em um determinado volume, que pode ser um tanque ou um reator, como também em qualquer volume elementar dos mesmos. No balanço de massa são considerados os seguintes termos (VON SPERLING, 1996b *apud* TCHOBANOGLOUS e SCHROEDER 1985):

- Materiais que entram;
- Materiais que saem;
- Materiais que são gerados;
- Materiais que são consumidos;
- Materiais que são acumulados no volume analisado.

A expressão simplificada para o balanço de massa pode ser determinada por:

$$\text{acumulação} = \text{entrada} - \text{saída} + \text{geração} - \text{consumo} \quad (15)$$

O balanço de matéria é composto pelos cinco termos mencionados, dependendo do regime hidráulico do sistema ou do tipo de tratamento empregado, um ou mais termos podem ser iguais a zero. Por exemplo, para um reator em batelada, o segundo e terceiro fatores da expressão (15) seriam iguais a zero (Metcalf e Eddy, 2015).

De acordo com Von Sperling (1996b), a expressão (15) tem sua forma matemática dada por:

$$\frac{d(C.V)}{dt} = Q.C_o - Q.C + r_G.V - r_{co}.V \quad (16)$$

Segundo o mesmo autor, nos reatores biológicos o volume pode ser considerado constante ( $dV/dt = 0$ ), tal implicação conduz a forma mais usual do balanço de massa, esta é expressa na equação (17).

$$V \cdot \frac{dC}{dt} = Q \cdot C_o - Q \cdot C + r_G \cdot V - r_{co} \cdot V \quad (17)$$

Cujas constantes representam:

$C$  = concentração do composto em um tempo  $t$  ( $ML^{-3}$ );

$C_o$  = concentração afluyente do composto ( $ML^{-3}$ );

$V$  = volume do reator ou volume elementar de qual reator ( $L^3$ );

$Q$  = vazão ( $L^3T^{-1}$ );

$t$  = tempo (T);

$r_G$  = velocidade da reação de geração do composto ( $ML^{-3}T^{-1}$ );

$r_{co}$  = velocidade da reação de consumo do composto ( $ML^{-3}T^{-1}$ ).

Por fim, na realização do balanço de massa, é importante que passos sejam obedecidos, Metcalf e Eddy (2015) estabelecem cinco técnicas que visam aprimorar a aplicação do balanço, são elas:

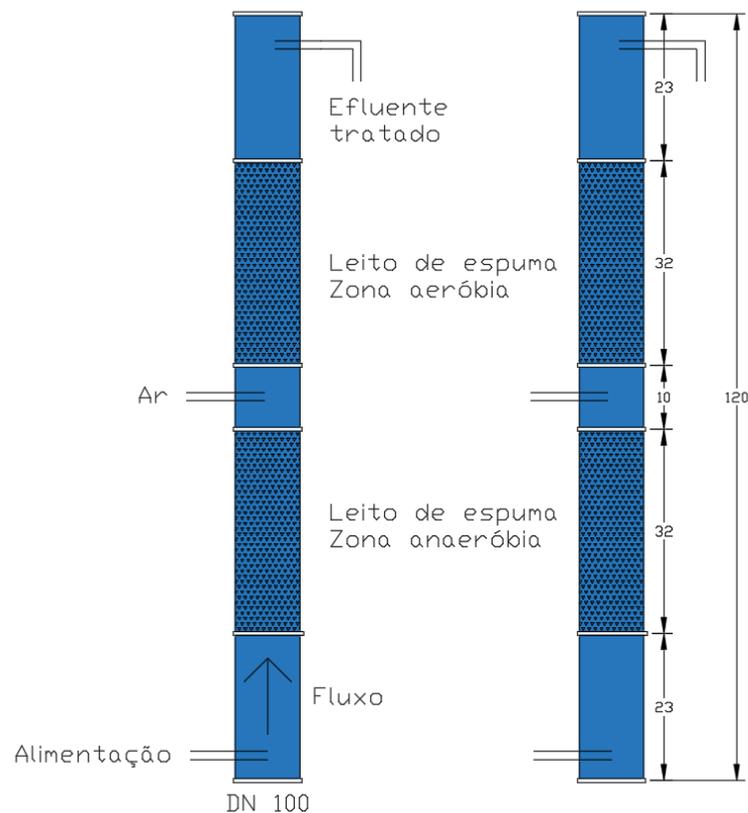
1. Desenvolver um esquema simplificado do sistema ou processo ao qual será aplicado o balanço de massa;
2. Limitar o volume ao qual o balanço de massa será aplicado (determinar o volume de controle);
3. Relacionar todos os dados e hipóteses que serão pertinentes para aplicação do balanço em relação ao esquema simplificado (aplicação de considerações e aproximações);
4. Listar todas as expressões de velocidade que podem ocorrer no processo;
5. Solução sob uma base adequada para efetividade nos cálculos numéricos.

## 4. METODOLOGIA

### 4.1 REATOR COMBINADO AERÓBIO-ANAERÓBIO DE LEITO FIXO

O método utilizado para o tratamento de efluentes no estudo em questão consiste num sistema combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo (RCAALF) desenvolvido por Magassy (2017), com recirculação da fase líquida, confeccionado em escala de bancada utilizando PVC em sua estrutura, como pode-se constatar através da figura 6. O reator em pauta possui fluxo ascendente e é alimentado através de uma bomba dosadora utilizando efluente proveniente da fossa séptica da Universidade Federal de Alagoas (UFAL) – Campus sertão (Delmiro Gouveia) com amostragem diária. No sistema aeróbio a injeção de ar foi realizada utilizando uma bomba comum de aquários residenciais, a biomassa é retida com auxílio da espuma de poliuretano cortada em cubos com aproximadamente 1 cm<sup>3</sup>, de modo que possibilite uma acomodação mais fácil no interior do reator, a estrutura de tratamento tem cerca de 120 cm de altura (32 cm destinados a zona aeróbia e mais 32 cm destinados a zona anaeróbia) e 10 cm de diâmetro (MAGASSY, 2017).

Figura 6: Representação do reator em escala de bancada.



Fonte: Adaptado de MAGASSY (2017)

## **4.2 OPERAÇÃO DO SISTEMA REACIONAL**

O reator operava com um TDH de 8h, tempo que resultou em uma vazão necessária de 25,4 ml/min para as dimensões utilizadas na unidade de tratamento. Inicialmente o sistema trabalharia sob regime combinado anaeróbio-aeróbio sem fazer o uso da recirculação, passados 40 dias após o início da operação do reator o efluente apresentou uma tendência a nitrificação, que pode ser constatado através de variações do pH e alterações na característica do efluente, assim foi iniciado a recirculação com  $r = 1$  que durou 24 dias, após esse período iniciou-se o processo utilizando uma razão de recirculação igual a 2, funcionando por 22 dias, posteriormente foi interrompida a atividade do reator, totalizando 86 dias de operação (MAGASSY, 2017).

## **4.3 LEVANTAMENTO DE PARÂMETROS**

As amostras empregadas no estudo foram submetidas a vários métodos de análises, tendo como objetivo mensurar diversos parâmetros importantes para análise do efluente, afluente e/ou tratamento empregado.

No que se refere a remoção de matéria orgânica, a DQO (Demanda Química de Oxigênio) é o parâmetro usualmente mais empregado, principalmente por sua obtenção mais rápida em relação a DBO (Demanda Bioquímica de Oxigênio). No estudo em questão a DQO era analisada duas vezes na semana através do método Espectrofotométrico. A vazão, grandeza que também foi utilizada no balanço de massa tinha uma frequência de verificação diária, devido a necessidade de se manter o TDH constante ao longo do funcionamento do reator, para que os resultados sejam consistentes (MAGASSY, 2017).

## **4.4 PREPARAÇÃO DO BALANÇO DE MASSA PARA ESTIMATIVA DAS CONSTANTES CINÉTICAS**

A utilização de parâmetros cinéticos para concepção de reatores biológicos é de grande valia tendo em mente que as unidades projetadas estarão embasadas teoricamente. Graças aos experimentos realizados em reatores torna-se possível a interpretação dos dados cinéticos, fornecendo condições para uma análise cinética global dos processos biológicos, cujos resultados devem ser aplicados em projetos de reatores e aumento de escala (OLIVEIRO NETTO, 2011).

Análises cinéticas são auxiliadas por algum modelo matemático que no campo do tratamento de efluentes têm como função simplificar os fenômenos que acontecem no interior de alguma unidade de tratamento, o balanço de massa é uma ferramenta muito eficaz para realização de estudos que objetivam a velocidade das reações. Existem vários tipos de representações do balanço de massa, dependendo de cada autor, porém a aplicação deste método em reatores biológicos sempre irá relacionar os mesmos parâmetros, que são: vazão, concentração (DQO, DBO, ST, etc.), constante cinética, dimensões do reator e tempo.

Antes de se iniciar o balanço de matéria no reator, devem-se fazer algumas considerações com intuito de facilitar o equacionamento matemático. Uma destas considerações é estabelecer o regime hidráulico ao qual o reator estará trabalhando. Os principais tipos de escoamentos hidrodinâmicos já foram explanados de forma sucinta, sabe-se então que o reator não possui características de um escoamento em batelada pelo fato de não possuir fluxo intermitente. Assim foram realizados os balanços idealizando que o reator funcione sob os regimes de mistura perfeita e tubular ideal, realizando um balanço para cada um dos fluxos e comparando-os.

Além da idealização do regime hidrodinâmico do reator, também é muito importante determinar a ordem de reação, sendo assim assumimos que a reação se dará através de uma cinética de primeira ordem para conversão de matéria orgânica, segundo Oliveira Netto (2011) esta imposição é coerente para efluentes com baixa concentração de matéria orgânica, seguindo as mesmas considerações do autor citado anteriormente, outra observação oportuna para nosso trabalho é que o sistema opere em um período de estabilidade operacional, ou seja, em regime permanente, definido quando as variáveis aferidas não sofrem mudanças decorrente da variação temporal, concluindo o raciocínio, podemos afirmar que:

$$\frac{dC}{dt} = 0 \quad (18)$$

Preenchendo todos os “vazios” para realização do balanço de massa, foram obtidos os valores estimados das constantes cinéticas (k) para cada fase operacional do reator:  $r = 0$ ,  $r = 1$  e  $r = 2$ .

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

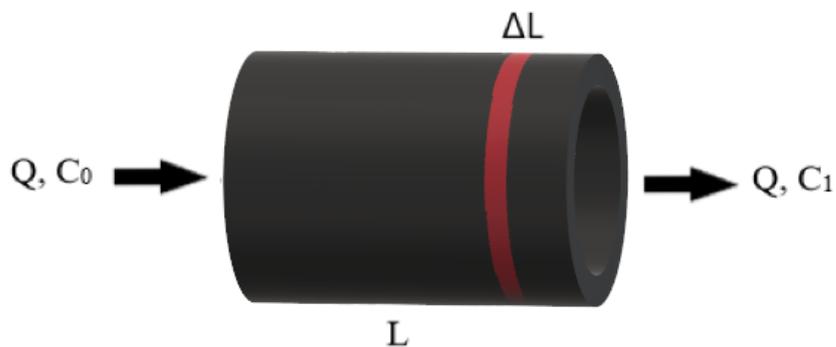
Aplicado os modelos, foram estimadas as constantes cinéticas referentes à remoção de matéria orgânica para cada um dos casos de recirculação ( $r = 0$ ,  $r = 1$  e  $r = 2$ ), através das considerações realizadas no capítulo anterior e os dados previamente obtidos no estudo de Magassy (2017).

### 5.1 BALANÇOS DE MASSA PARA $r = 0$

#### 5.1.1 BALANÇO PARA DQO IDEALIZANDO FLUXO HIDRODINÂMICO O MODELO TUBULAR IDEAL

O ponto de partida para o balanço de massa consiste na representação esquemática do reator, de modo a facilitar a visualização da situação em análise, como também, da forma mais coerente delimitar o volume de controle, a partir do qual será possível determinar os materiais que entram, saem, são gerados, são consumidos e são acumulados no interior deste.

Representação esquemática:



em que:

$Q$  = Vazão afluente/efluente;

$C_0$  = Concentração de DQO na vazão afluente;

$C_1$  = Concentração de DQO na vazão efluente.

Como volume de controle pode-se delimitar qualquer segmento transversal com comprimento infinitesimal ( $\Delta L$ ), como realizado na imagem acima demonstrado pela seção na cor vermelha, desta maneira podemos realizar um balanço de matéria para o volume de controle, de acordo com a expressão (15):

$$\text{acumulação} = \text{entrada} - \text{saída} + \text{geração} - \text{consumo} \quad (15)$$

$$V \cdot \frac{dC}{dt} + C \cdot \frac{dV}{dt} = Q \cdot C_0|_L - Q \cdot C_1|_{L+\Delta L} + 0 - (-r_{C1}) \cdot A \cdot \Delta L$$

Além das considerações feitas no capítulo anterior e a adoção do volume de controle, a parcela da expressão referente à geração, pode ser considerada nula, visto que durante a reação ocorre o consumo de DQO, tem-se a expressão reescrita:

$$-(-r_{C1}) \cdot A \cdot \Delta L = Q \cdot (C_1|_{L+\Delta L} - C_0|_L)$$

Dividindo a expressão acima por  $Q \cdot \Delta L$ , obtemos:

$$\frac{-(-r_{C1}) \cdot A \cdot \Delta L}{Q \cdot \Delta L} = \frac{Q \cdot (C_1|_{L+\Delta L} - C_0|_L)}{Q \cdot \Delta L}$$

$$\frac{-(-r_{C1}) \cdot A}{Q} = \frac{(C_1|_{L+\Delta L} - C_0|_L)}{\Delta L}$$

Pode-se perceber que a parcela que está à direita da igualdade assemelha-se com a representação da derivada pela definição, representando a taxa de variação instantânea em um ponto específico, assim podemos reescrever esta parcela da expressão em termos das variações da concentração de DQO e o elemento infinitesimal de comprimento do reator ( $\Delta L$ ), assim:

$$\frac{-(-r_{C1}) \cdot A}{Q} = \frac{dC}{dL} \quad (19)$$

Admitindo que o reator possui uma seção transversal constante, então:

$$dV = A \cdot dL \quad (20)$$

Como já visto anteriormente, a velocidade de reação ( $r$ ) pode ser representada relacionando a constante cinética, concentração (DQO) e ordem de reação, considerou-se uma cinética de primeira ordem, dessa forma a expressão para velocidade de reação pode ser representada como:

$$(-r_{C1}) = k_1 \cdot C_1^1 = k_1 \cdot C_1 \quad (21)$$

Dadas as representações para o volume diferencial e a velocidade de reação, as expressões (20) e (21) respectivamente, foram substituídas na equação (19), originando:

$$-\frac{(k_1 \cdot C_1)}{Q} = \frac{dC}{dV} \Leftrightarrow -\frac{1}{Q} \cdot dV = \frac{1}{k_1 \cdot C_1} \cdot dC$$

Realizando a integração da expressão sob intervalos definidos:

$$-\frac{1}{Q} \cdot \int_0^V dV = \frac{1}{k_1} \int_{C_0}^{C_1} \frac{dC}{C}$$

$$-\frac{1}{Q} \cdot V|_0^V = \frac{1}{k_1} \cdot \ln C|_{C_0}^{C_1}$$

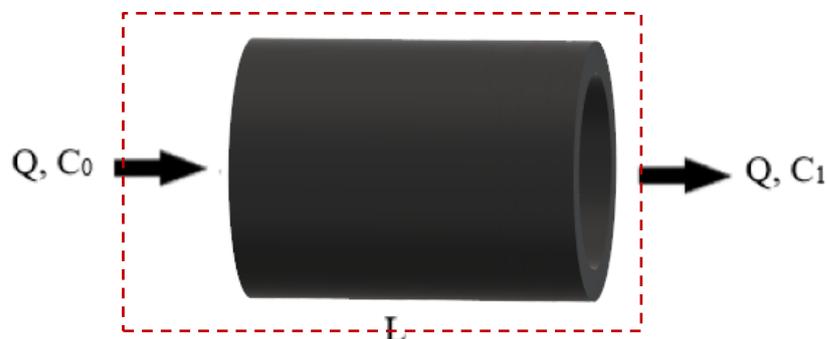
$$-\frac{V}{Q} = \frac{1}{k_1} \cdot (\ln C_1 - \ln C_0)$$

$$-\theta h \cdot k_1 = \ln\left(\frac{C_1}{C_0}\right)$$

$$k_1 = -\frac{\ln\left(\frac{C_1}{C_0}\right)}{\theta h}$$

### 5.1.2 BALANÇO PARA DQO IDEALIZANDO FLUXO HIDRODINÂMICO O MODELO MISTURA PERFEITA

Através da representação esquemática dos elementos que entram e saem do reator, será determinado o volume do controle (delimitado pela linha tracejada vermelha), conseqüentemente pode ser dado início ao balanço para DQO, dessa forma:



em que:

Q = Vazão afluyente/efluente;

$C_0$  = Concentração de DQO na vazão afluente;

$C_1$  = Concentração de DQO na vazão efluente.

Admitindo que o sistema trabalhe sob regime permanente e que o decaimento da DQO siga uma cinética de primeira ordem, como já discutido previamente, pode-se de forma análoga ao item 5.1.1 se valer da expressão (15), facilitando o “alcance” ao equacionamento matemático do balanço em questão, deste modo:

$$\text{acumulação} = \text{entrada} - \text{saída} + \text{geração} - \text{consumo} \quad (15)$$

$$0 = Q \cdot C_0 - Q \cdot C_1 + 0 - (-r_{C1}) \cdot V$$

$$Q \cdot C_1 - Q \cdot C_0 = -(-r_{C1}) \cdot V$$

Visando facilitar a comparação de resultados será usado em cada balanço de massa uma nomenclatura diferente para a constante cinética ( $k$ ), já que cada análise resultará em um valor diferente para constante cinética, devido a disparidade entre a razão de recirculação ou fluxo hidrodinâmico. A parcela da expressão  $(-r_{C1})$  referente a velocidade de reação, pode ser representada neste caso, como:

$$(-r_{C1}) = k_2 \cdot C_1^1 = k_2 \cdot C_1$$

Logo:

$$Q \cdot C_1 - Q \cdot C_0 = -(k_2 \cdot C_1) \cdot V$$

$$Q \cdot (C_1 - C_0) = -(k_2 \cdot C_1) \cdot V$$

$$k_2 \cdot C_1 = \frac{Q}{V} \cdot (C_0 - C_1)$$

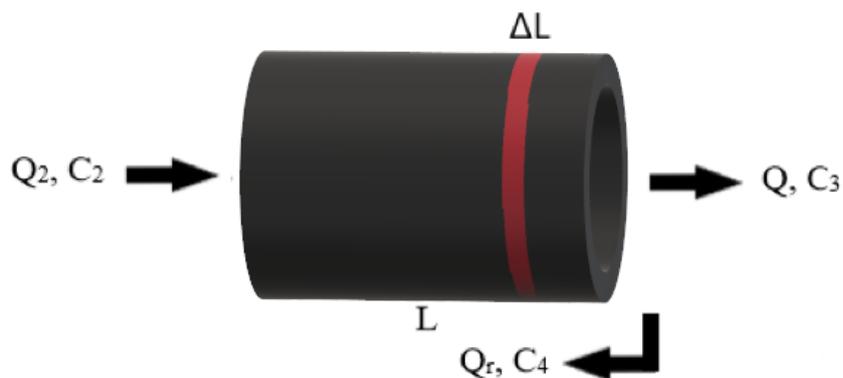
$$k_2 \cdot C_1 = \frac{(C_0 - C_1)}{\theta h}$$

$$k_2 = \frac{(C_0 - C_1)}{\theta h \cdot C_1}$$

## 5.2 BALANÇOS DE MASSA PARA $r = 1$

### 5.2.1 BALANÇO PARA DQO IDEALIZANDO FLUXO HIDRODINÂMICO O MODELO TUBULAR IDEAL

De acordo com a representação esquemática pode-se observar que diferentemente do item 5.1.1 surgem novas constantes ao balanço, devido recirculação que foi inserida ao sistema reacional, desta forma deve-se tomar como volume de controle uma área infinitesimal que englobe todas as variáveis presentes, tentando retratar de forma fundada o balanço de massa.



em que:

$Q_2$  = Vazão afluente;

$Q$  = Vazão efluente;

$Q_r$  = Vazão de recirculação;

$C_2$  = Concentração de DQO na vazão afluente;

$C_3$  = Concentração de DQO na vazão efluente;

$C_4$  = Concentração de DQO na vazão de recirculação.

Conforme a definição de razão de recirculação, pode-se garantir:

$$r = \frac{Q_r}{Q} \Leftrightarrow Q_r = Q \cdot r$$

Sabe-se:

$$Q_2 = Q + Q_r = Q + Q \cdot r = Q \cdot (1 + r)$$

Analisando o volume de controle adotado, torna-se possível com auxílio da expressão (15) determinar toda matéria a ser considerada no sistema, para possibilitar o equacionamento serão tomadas as mesmas considerações utilizadas nos balanços anteriores, assim:

$$\text{acumulação} = \text{entrada} - \text{saída} + \text{geração} - \text{consumo} \quad (15)$$

$$0 = Q_2 \cdot C_2|_L - (Q \cdot C_3|_{L+\Delta L} + Q_r \cdot C_4|_{L+\Delta L}) + 0 - (-r_{C_4}) \cdot \Delta L \cdot A$$

$$Q_2 \cdot C_2|_L - (Q \cdot C_3|_{L+\Delta L} + Q_r \cdot C_4|_{L+\Delta L}) = (-r_{C_4}) \cdot \Delta L \cdot A$$

Como já determinado  $Q_r = Q \cdot r$  e  $Q_2 = Q \cdot (1 + r)$ , sabe-se também que a razão de recirculação ( $r$ ) tem valor igual a 1, assim:

$$Q_r = Q \cdot r = Q \cdot 1 = Q$$

$$Q_2 = Q (1 + r) = Q \cdot (1 + 1) = 2Q$$

Efetuada as devidas substituições:

$$2Q \cdot C_2|_L - (Q \cdot C_3|_{L+\Delta L} + Q \cdot C_4|_{L+\Delta L}) = (-r_{C_4}) \cdot \Delta L \cdot A$$

$$Q \cdot 2C_2|_L - Q \cdot [(C_3 + C_4)|_{L+\Delta L}] = (-r_{C_4}) \cdot \Delta L \cdot A$$

$$Q \cdot [(2C_2)|_L - (C_3 + C_4)|_{L+\Delta L}] = (-r_{C_4}) \cdot \Delta L \cdot A$$

Dividindo a equação por  $Q \cdot \Delta L$ :

$$\frac{Q \cdot [(2C_2)|_L - (C_3 + C_4)|_{L+\Delta L}]}{Q \cdot \Delta L} = \frac{(-r_{C_4}) \cdot \Delta L \cdot A}{Q \cdot \Delta L}$$

$$\frac{[(2C_2)|_L - (C_3 + C_4)|_{L+\Delta L}]}{\Delta L} = \frac{(-r_{C_4}) \cdot A}{Q}$$

Empregando a formulação da derivada, a expressão pode ser reescrita:

$$-\frac{dC}{dL} = \frac{(-r_{C_4}) \cdot A}{Q}$$

$$dC = \frac{-(-r_{C_4}) \cdot A \cdot dL}{Q}$$

Seguindo o raciocínio anterior, será substituída a velocidade de reação por uma expressão equivalente, como também deve-se admitir o reator como de seção constante, sendo  $dV = A \cdot dL$ , desta forma:

$$dC = \frac{-(k_3 \cdot C_4) \cdot dV}{Q}$$

$$\frac{dC}{C} = -\frac{k_3}{Q} \cdot dV$$

Integrando ambos os lados da expressão em intervalos definidos:

$$\int_{2C_2}^{C_3+C_4} \frac{dC}{C} = -\frac{k_3}{Q} \cdot \int_0^V dV$$

$$\ln C \Big|_{2C_2}^{C_3+C_4} = -\frac{k_3}{Q} \cdot V$$

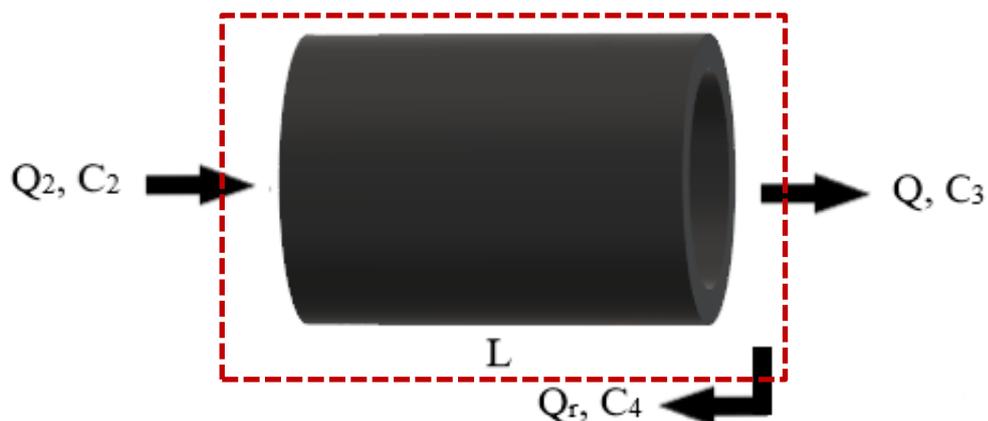
$$\ln(C_3 + C_4) - \ln(2C_2) = -k_3 \cdot \theta h$$

$$\ln\left(\frac{C_3 + C_4}{2C_2}\right) = -k_3 \cdot \theta h$$

$$k_3 = -\frac{\ln\left(\frac{C_3 + C_4}{2C_2}\right)}{\theta h}$$

## 5.2.2 BALANÇO PARA DQO IDEALIZANDO FLUXO HIDRODINÂMICO O MODELO MISTURA PERFEITA

Representação esquemática:



em que:

$Q_2 =$  Vazão afluyente;

$Q =$  Vazão efluente;

$Q_r =$  Vazão de recirculação;

$C_2 =$  Concentração de DQO na vazão afluyente;

$C_3 =$  Concentração de DQO na vazão efluente;

$C_4 =$  Concentração de DQO na vazão de recirculação.

Através da expressão geral para o balanço de massa, temos:

$$\text{acumulação} = \text{entrada} - \text{saída} + \text{geração} - \text{consumo} \quad (15)$$

$$0 = Q_2 \cdot C_2 - (Q \cdot C_3 + Q_r \cdot C_4) + 0 - (-r_{C4}) \cdot V$$

$$Q_2 \cdot C_2 - (Q \cdot C_3 + Q_r \cdot C_4) = (-r_{C4}) \cdot V$$

Para desenrolamento do balanço, pode ser mantido as expressões correspondentes para vazão afluyente e para vazão de recirculação, deduzidas no item 5.2.1, e da mesma forma como no tópico citado,  $r = 1$  será o valor admitido para a razão de recirculação, à vista disso:

$$(Q + Q_r) \cdot C_2 - (Q \cdot C_3 + Q \cdot r \cdot C_4) = (-r_{C4}) \cdot V$$

$$(Q + Q \cdot r) \cdot C_2 - (Q \cdot C_3 + Q \cdot r \cdot C_4) = (-r_{C4}) \cdot V$$

Como já discutido, substitui-se  $r = 1$  na expressão:

$$2Q \cdot C_2 - (Q \cdot C_3 + Q \cdot C_4) = (-r_{C4}) \cdot V$$

$$Q \cdot 2C_2 - Q \cdot (C_3 + C_4) = (-r_{C4}) \cdot V$$

$$Q \cdot (2C_2 - C_3 - C_4) = (-r_{C4}) \cdot V$$

$$2C_2 - C_3 - C_4 = (-r_{C4}) \cdot \frac{V}{Q}$$

$$2C_2 - C_3 - C_4 = (-r_{C4}) \cdot \theta h$$

O termo  $(-r_{C_4})$  tende a seguir o raciocínio empregado nos outros balanços, por consequência:

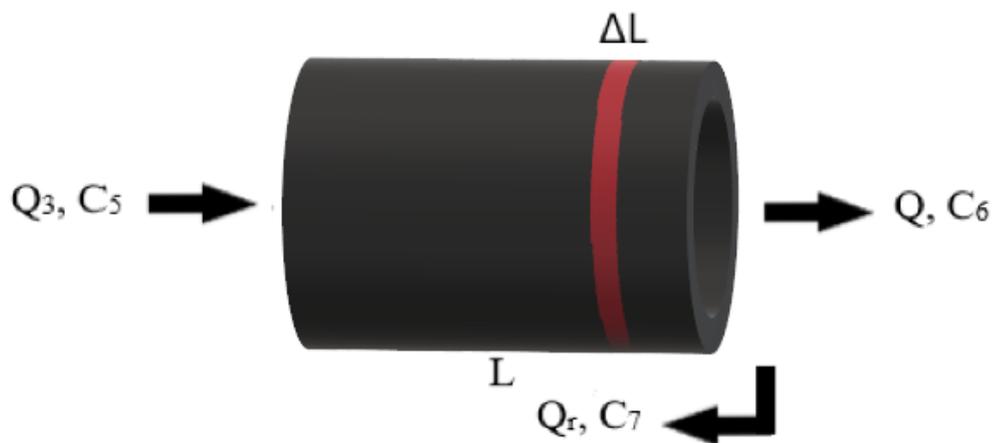
$$2C_2 - C_3 - C_4 = (k_4 \cdot C_4) \cdot \theta h$$

$$k_4 = \frac{2C_2 - C_3 - C_4}{\theta h \cdot C_4}$$

### 5.3 BALANÇOS DE MASSA PARA $r = 2$

#### 5.3.1 BALANÇO PARA DQO IDEALIZANDO FLUXO HIDRODINÂMICO O MODELO TUBULAR IDEAL

Representação esquemática:



em que:

$Q_3$  = Vazão afluyente;

$Q$  = Vazão efluente;

$Q_r$  = Vazão de recirculação;

$C_5$  = Concentração de DQO na vazão afluyente;

$C_6$  = Concentração de DQO na vazão efluente;

$C_7$  = Concentração de DQO na vazão de recirculação.

De acordo com a expressão para razão de recirculação, tem-se que:

$$r = \frac{Q_r}{Q} \Leftrightarrow Q_r = Q \cdot r$$

De maneira análoga ao item anterior:

$$Q_3 = Q + Q_r = Q + Q \cdot r = Q \cdot (1 + r)$$

De acordo com o volume de controle admitido e as considerações pautadas nos balanços antecedentes, tem-se como determinar as constantes pertinentes ao balanço, à vista disso:

$$\text{acumulação} = \text{entrada} - \text{saída} + \text{geração} - \text{consumo} \quad (15)$$

$$0 = Q_3 \cdot C_5|_L - (Q \cdot C_6|_{L+\Delta L} + Q_r \cdot C_7|_{L+\Delta L}) + 0 - (-r_{C7}) \cdot \Delta L \cdot A$$

$$Q_3 \cdot C_5|_L - (Q \cdot C_6|_{L+\Delta L} + Q_r \cdot C_7|_{L+\Delta L}) = (-r_{C7}) \cdot \Delta L \cdot A$$

Menciona-se que  $Q_r = Q \cdot r$  e  $Q_3 = Q \cdot (1 + r)$ , como também que a razão de recirculação ( $r$ ) tem valor igual a 2 para este caso, assim:

$$Q_r = Q \cdot r = Q \cdot 2 = 2Q$$

$$Q_3 = Q(1 + r) = Q \cdot (1 + 2) = 3Q$$

Promovendo as substituições apropriadas:

$$3Q \cdot C_5|_L - (Q \cdot C_6|_{L+\Delta L} + 2Q \cdot C_7|_{L+\Delta L}) = (-r_{C7}) \cdot \Delta L \cdot A$$

$$Q \cdot 3C_5|_L - Q \cdot [(C_6 + 2C_7)|_{L+\Delta L}] = (-r_{C7}) \cdot \Delta L \cdot A$$

$$Q \cdot [(3C_5)|_L - (C_6 + 2C_7)|_{L+\Delta L}] = (-r_{C7}) \cdot \Delta L \cdot A$$

Inserindo  $(Q \cdot \Delta L)$  no denominador da expressão:

$$\frac{Q \cdot [(3C_5)|_L - (C_6 + 2C_7)|_{L+\Delta L}]}{Q \cdot \Delta L} = \frac{(-r_{C7}) \cdot \Delta L \cdot A}{Q \cdot \Delta L}$$

$$\frac{[(3C_5)|_L - (C_6 + 2C_7)|_{L+\Delta L}]}{\Delta L} = \frac{(-r_{C7}) \cdot A}{Q}$$

Nota-se que a expressão acima assemelha-se com a noção de derivada, podendo ser representada da seguinte forma:

$$-\frac{dC}{dL} = \frac{(-r_{C7}) \cdot A}{Q}$$

$$dC = \frac{-(-r_{C7}) \cdot A \cdot dL}{Q}$$

$$dC = \frac{-(k_5 \cdot C_7) \cdot dV}{Q}$$

$$\frac{dC}{C} = -\frac{k_5}{Q} \cdot dV$$

Integrando ambos os lados da expressão em intervalos definidos:

$$\int_{3C_5}^{C_6+2C_7} \frac{dC}{C} = -\frac{k_5}{Q} \cdot \int_0^V dV$$

$$\ln C \Big|_{3C_5}^{C_6+2C_7} = -\frac{k_5}{Q} \cdot V$$

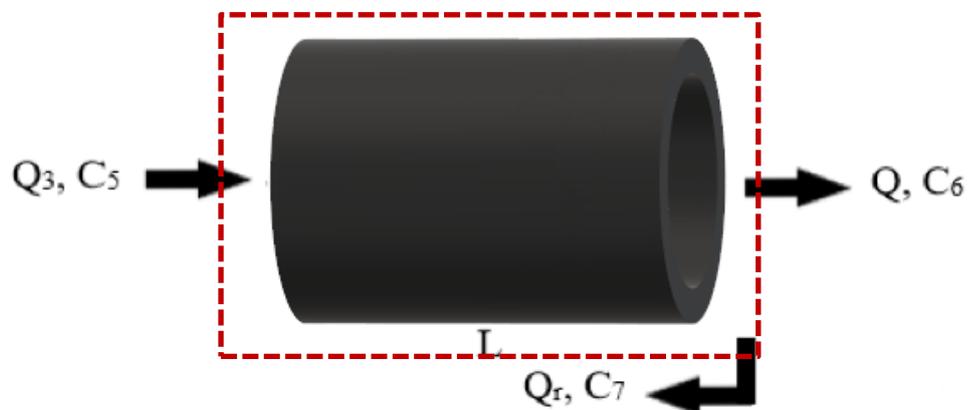
$$\ln(C_6 + 2C_7) - \ln(3C_5) = -k_5 \cdot \theta h$$

$$\ln\left(\frac{C_6 + 2C_7}{3C_5}\right) = -k_5 \cdot \theta h$$

$$k_5 = -\frac{\ln\left(\frac{C_6 + 2C_7}{3C_5}\right)}{\theta h}$$

### 5.3.2 BALANÇO PARA DQO IDEALIZANDO FLUXO HIDRODINÂMICO O MODELO MISTURA PERFEITA

Representação esquemática:



em que:

$Q_3 =$  Vazão afluente;

$Q =$  Vazão efluente;

$Q_r =$  Vazão de recirculação;

$C_5 =$  Concentração de DQO na vazão afluente;

$C_6 =$  Concentração de DQO na vazão efluente;

$C_7 =$  Concentração de DQO na vazão de recirculação.

Aplicando o balanço de massa para o volume de controle definido:

$$\text{acumulação} = \text{entrada} - \text{saída} + \text{geração} - \text{consumo} \quad (15)$$

$$0 = Q_3 \cdot C_5 - (Q \cdot C_6 + Q_r \cdot C_7) + 0 - (-r_{C7}) \cdot V$$

$$Q_3 \cdot C_5 - (Q \cdot C_6 + Q_r \cdot C_7) = (-r_{C7}) \cdot V$$

De forma similar ao item 5.3.1 será realizada a substituição das expressões que foram deduzidas para vazão de recirculação e vazão afluente ao sistema, nessa conformidade:

$$(Q + Q_r) \cdot C_5 - (Q \cdot C_6 + Q \cdot r \cdot C_7) = (-r_{C7}) \cdot V$$

$$(Q + Q \cdot r) \cdot C_5 - (Q \cdot C_6 + Q \cdot r \cdot C_7) = (-r_{C7}) \cdot V$$

O valor da razão de recirculação para este caso, será 2, conseqüentemente:

$$3Q \cdot C_5 - (Q \cdot C_6 + 2Q \cdot C_7) = (-r_{C7}) \cdot V$$

$$Q \cdot 3C_5 - Q \cdot (C_6 + 2C_7) = (-r_{C7}) \cdot V$$

$$Q \cdot (3C_5 - C_6 - 2C_7) = (-r_{C7}) \cdot V$$

$$3C_5 - C_6 - 2C_7 = (-r_{C7}) \cdot \frac{V}{Q}$$

$$3C_5 - C_6 - 2C_7 = (-r_{C7}) \cdot \theta h$$

$$3C_5 - C_6 - 2C_7 = (k_6 \cdot C_7) \cdot \theta h$$

$$k_6 = \frac{3C_5 - C_6 - 2C_7}{\theta h \cdot C_7}$$

## 5.4 ESTIMATIVA E ANÁLISE DAS CONSTANTES CINÉTICAS

Mediante os dados oriundos do RCAALF juntamente com as expressões deduzidas nos balanços de massa, podem ser determinados valores aproximados que retratam a cinética “de trás” do tratamento de efluentes, tornando exequível a comparação destes com resultados obtidos por outros autores. A tabela 5 irá expor as constantes necessárias para efetuar as estimativas, como também seus respectivos valores e unidades.

Tabela 5: Constantes aplicadas à estimativa das constantes cinéticas.

<b>Dados do RCAALF</b>	
	Valores
Denominação	Médios para DQO
$C_0$	330,5 mg/l
$C_1$	100,5 mg/l
$C_2$	328,3 mg/l
$C_3$	108,1 mg/l
$C_4$	108,1 mg/l
$C_5$	312,2 mg/l
$C_6$	100,7 mg/l
$C_7$	100,7 mg/l
$\theta h$ (reacional)	4,267 hr

Fonte: Adaptado de MAGASSY (2017)

Os valores das concentrações foram determinados a partir da média aritmética, aplicada sobre o montante de amostras características a cada cenário de recirculação, para cada situação de recirculação foram empregados no mínimo seis amostras de DQO (para afluente e efluente); como sistema só operava com coletas de material na entrada (afluente) e na saída (efluente) do reator não foi possível constatar os valores analíticos referentes as concentrações de recirculação, desta forma é bastante conveniente afirmar que os valores referentes a estas concentrações, podem ser aproximados para os valores que representam as concentrações efluentes para cada caso respectivo, portanto  $C_3 = C_4$  e  $C_6 = C_7$ .

O reator operou com 8hr de detenção hidráulica, em outras palavras, pode-se afirmar que qualquer “volume” de esgoto sanitário permaneceria este determinado tempo no interior da unidade de tratamento, porém para sistemas de tratamentos que utilizam-se de leito fixo, pode-se assumir que o processo de degradação da DQO só irá ocorrer no compartimento onde existe material suporte, conseqüentemente onde haverá biomassa retida, desta maneira não poderá ser empregado nas estimativas das constantes um TDH de 8hr, equivalente ao volume total da unidade; será utilizado nas estimativas um TDH que retrate o período reacional, onde o fluído mantém contato com o material suporte, assim o  $\theta h$  foi obtido para os 64 cm de comprimento do reator no qual existe a espuma de poliuretano.

A tabela 6 contém as constantes cinéticas estimadas, com esses resultados, em um primeiro momento será realizada uma análise “interna”, posteriormente serão utilizadas as duas constantes que melhor retratam a remoção de matéria orgânica, para confrontação com resultados de outros autores.

Tabela 6: Estimativa das constantes cinéticas.

Constante Cinética*	Reação	Modelo Idealizado	Razão de Recirculação ( $r$ )	Valor ( $h^{-1}$ )
$k_1$	Consumo	Tubular Ideal	0	0,278
$k_2$	Consumo	Mistura Perfeita	0	0,536
$k_3$	Consumo	Tubular Ideal	1	0,260
$k_4$	Consumo	Mistura Perfeita	1	0,955
$k_5$	Consumo	Tubular Ideal	2	0,266
$k_6$	Consumo	Mistura Perfeita	2	1,477

\* Valores calculados com auxílio das expressões deduzidas nos balanços de massa.

Analisando os dados explícitos na tabela 6, torna-se possível julgar as constantes que representam as reações que ocorrem com maior velocidade, para cada fluxo hidrodinâmico idealizado,  $k_1$  (célula destacada na cor azul) exprime a constante com melhor resposta em relação a rapidez de reação para o fluxo tubular ideal, já para o escoamento de mistura perfeita,  $k_6$  (célula destacada na cor vermelha) representa o melhor resultado.

Ao comparar as duas constantes selecionadas que apresentaram os melhores resultados, observa-se que  $k_6$  retrata uma reação aproximadamente 5,3 vezes mais rápida do que pode ser

constatado em  $k_1$ , mesmo com essa discrepância entre os valores obtidos, não torna-se plausível uma comparação entre as mesmas, pois, tratam-se de estimativas feitas a partir de modelos estacionários diferentes, com cada método representando de forma particular as “partes” mensuráveis que acontecem durante a reação, que neste caso, trata-se da degradação de matéria orgânica.

A comparação dos resultados estimados com as respostas obtidas por outros autores, tende a “certificar” o trabalho, pois, se estes valores tendem a concordância, seguiu-se um padrão que foi verificado em vários outros projetos, garantindo que a cinética ali examinada pode ser aplicada ao tratamento de efluentes, concluindo uma etapa muito importante no processo de concepção de um reator. Nesta finalidade, a tabela 7 abrange trabalhos de outros autores, exprimindo características dos mesmos juntamente com as respectivas estimativas das constantes cinéticas.

Tabela 7: Comparação entre as constantes cinéticas observadas em alguns estudos cinéticos para conversão de matéria orgânica com os dados provenientes de um reator do tipo RCAALF tratando esgoto sanitário.

<b>Resultados obtidos no presente trabalho</b>			
<b>Tecnologia</b>	<b>Constante cinética (h<sup>-1</sup>)</b>	<b>Natureza do efluente</b>	<b>Fonte</b>
RCAALF	0,278 1,477	Esgoto não doméstico (Universidade)	Autor (2019)
<b>Resultados obtidos em outros estudos</b>			
Tanque séptico	0,108	Esgoto sintético	Patza (2006)
Lodos ativados	0,272	Esgoto de curtume	Gomes (2006)
SAC	0,502	Esgoto industrial (suinocultura)	Fia <i>et al</i> (2012)
RCAALF	0,124	Esgoto industrial (matador bovino)	Kreutz <i>et al</i> (2014)
RCAALF	0,344	Esgoto industrial (abatedouro de aves)	Passig <i>et al</i> (2015)
Filtro biológico	0,0048	Esgoto combinado (pecuária + doméstico)	Ruiz <i>et al</i> (2016)

Filtro biológico	0,0073	Esgoto combinado (pecuária + doméstico)	Ladino <i>et al</i> (2017)
------------------	--------	--	----------------------------

Analisando os valores explícitos na tabela acima, nota-se que as estimativas cinéticas verificadas no presente trabalho, possuem valores bem semelhantes aos encontrados em outros estudos, claro que, com algumas disparidades. O valor determinado a partir do modelo ideal mistura perfeita ( $k_6$ ), apresentou resultados bem superiores aos verificados por outros autores. Ao confrontar a cinética estimada  $k_1$ , com estudos que se valeram de tecnologias como o tanque séptico e o filtro biológico, percebe-se diferenças significantes no que se refere a velocidade de reação, porém quando esta mesma constante é comparada com tecnologias semelhantes à empregada no estudo em questão, como os resultados reparados nos trabalhos que empregam lodos ativados e RCAALF, Gomes (2006) e Passig *et al* (2015) obtiveram  $0,272 \text{ h}^{-1}$  e  $0,344 \text{ h}^{-1}$  respectivamente, constatando uma cinética de remoção de DQO similar a verificada por  $k_1$ , Fia *et al* (2012) em seu estudo utilizou-se da tecnologia de SAC, obtendo  $0,502 \text{ h}^{-1}$ , mostrando que este sistema de tratamento possui uma boa cinética para remoção de matéria orgânica.

## 6. CONSIDERAÇÕES FINAIS

Os resultados obtidos neste trabalho retratam a importância da análise cinética antes da concepção de reatores, independente da tecnologia empregada e configuração dos mesmos. Esta proposta de estudo torna-se essencial para modelagem de reatores, pois viabiliza que outros passos da concepção sejam tomados, como o aumento de escala.

As constantes cinéticas estimadas, apresentaram valores que constataam a capacidade que os reatores combinados com recirculação possuem para o tratamento de efluentes, não só para remoção de matéria orgânica, mas diversas literaturas constataam sua aplicação e funcionalidade para remoção de nutrientes.

O presente estudo apresentou resultados cinéticos superiores quando comparados com tecnologias não-combinadas ou com outros tipos de reatores, à exceção de trabalhos que se utilizaram da mesma tecnologia de tratamento empregada neste trabalho, cujo resultados apresentaram valores próximos aos encontrados por outros autores, desta forma pode-se concluir que o RCAALF empregado neste estudo apresentou uma cinética compatível com outros reatores biológicos.

De forma à complementar este estudo, é de grande valia, em trabalhos futuros verificar o comportamento cinético do RCAALF em relação a remoção de nutrientes, para isso torna-se importante inserir “pontos de coleta” do efluente ao longo da unidade reacional, podendo assim verificar como se apresentará as estimativas ao longo do reator, complementando os resultados obtidos para remoção de matéria orgânica.

Além da análise cinética torna-se imprescindível citar que os fenômenos de transferência de massa e choques hidráulicos também devem ser analisados em unidades de tratamento, incluindo em tecnologias como o RCAALF, neste raciocínio torna-se interessante estudos em unidades combinadas que visem a análise destes fenômenos.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABREU, S. B.; ZAIAT, M. Desempenho de reator Anaeróbio-aeróbio de Leito Fixo no tratamento de Esgoto Sanitário. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 13, n. 2, p. 181-188, abr\jun, 2008.
- Alagoas. Secretaria de Estado do Planejamento, Gestão e Patrimônio. Alagoas em números, 2015.
- Alagoas. Secretaria de Estado do Planejamento, Gestão e Patrimônio. Alagoas em números, 2016.
- ANGELUCCI, C. A.; GODOI, G. S. **Cinética Química**. São Cristovão-SE: Universidade Federal de Sergipe, CESAD, 2010.
- ARCHELA, E. *et al.* Considerações sobre a geração de efluentes líquidos em centros urbanos. **GEOGRAFIA (Londrina)**, Paraná, v. 12, n. 1, 2003.
- AVERY, H. E. **Cinética Química Básica y Mecanismos de Reacción**. Barcelona: Editorial Reverté, S.A. 2002.
- BAY, A. M. C.; SILVA, V. P. Percepção Ambiental de Moradores do Bairro de Liberdade de Parnamirim /RN sobre Esgotamento Sanitário. **Revista Holos**, Rio Grande do Norte, v. 3, n. 27, p. 97-111, mai-jun, 2011.
- BRASIL. Ministério das Cidades. Secretaria Nacional de Saneamento ambiental – SNSA. **Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento: Diagnósticos dos Serviços de Água e Esgotos**. Brasília- DF: 2015. 212 p.
- CARVALHO, K. Q. *et al.* Avaliação Hidrodinâmica em Reator UASB Submetido à Variação Cíclica de Vazão. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, n. 13, p. 226-235, abr-jun, 2008.
- CASTRO, A. Desafios para a Universalização dos Serviços de Água e Esgoto no Brasil. **Rev Panam Salud Pública**, v. 25, n.6, p. 548-556, 2009.
- COLETTI, F. J. ; DANIEL, L. A.; POVINELLI, J. Pós-tratamento por lodos ativados de efluentes provenientes de processos anaeróbios de tratamento de esgoto sanitário: determinação de constantes cinéticas. In: XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** Foz do Iguaçu, 1997.
- DE NARDI, Ivana R., ZAIAT, Marcelo; FOREST, Eugênio. Respostas do Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) nos Ensaios Hidrodinâmicos com diferentes traçadores. In: 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** Foz do Iguaçu, PR: ABES, 1997, p. 127-141.
- DIEESE. **Visão Geral dos Serviços de Água e Esgotamento Sanitário no Brasil**. n. 82. São Paulo: 2016.

FATIBELLO – FILHO, O.; LEITE, O. D.; ROCHA, F. R. P. Um experimento de análise em fluxo envolvendo reações enzimáticas e quimiluminescência. **Química Nova**, São Paulo, v. 27, n.2, p. 337-341.

FIA, F. R. L. *et al.* Remoção de matéria orgânica e determinação de parâmetros cinéticos em sistemas alagados construídos em escala laboratorial. **Acta Scientiarum**, Maringá, v. 34, n. 2, p. 149-156, Abr-Jun 2012.

FOGLER, H. Scott. **Elementos de engenharia das reações químicas**. 4 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2009.

GIESTA, J. P.; NETO, C. O. A.; SCUDELARI, A. C. **Impacto do Esgotamento Sanitário na Saúde Pública**: Estudo de caso do Bairro Nossa Senhora de Nazaré Natal- Brasil. Natal – RN, 2005.

GOFFI, A. S. **Tratamento de Esgoto Doméstico em Reator Anaeróbico-aeróbio de Leito Fixo com Recirculação da Fase Líquida**. 2013. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campo Mourão – PR, 2013.

GOMES, M. R. **Determinação dos coeficientes cinéticos e avaliação da eficiência de um sistema de lodos ativados no tratamento de efluentes de curtume**. 2006. Dissertação (Mestrado em tecnologias ambientais) – Universidade Federal de Mato Grosso do Sul, Campo Grande – MS, 2006.

KREUTZ, Cristiane *et al.* Desempenho de um reator anaeróbico-aeróbio e estudo cinético de remoção de matéria orgânica de efluente bovino. **EAgri – Engenharia agrícola**, São Paulo, v. 34, n. 2, 2014.

LADINO, Y. T. R.; ORDÓÑES, L. F. R.; MIRANDA, J. P. R. Evaluación de un filtro percolador sin recirculación con medio de soporte en PVC para el tratamiento de aguas residuales combinadas (domésticas y pecuárias). **Universitaria de Investigación y Desarrollo**, Colômbia, v. 9, n. 1, p. 38-48, Jan-Jun 2017.

LEVENSPIEL, Octave. **Engenharia das Reações Químicas**. 3 ed. São Paulo: Edgar Blucher LTDA, 2000. 563 p.

LOPES, Thiara Reis. **Caracterização do Esgoto Sanitário e Lodo Proveniente de Reator Anaeróbico e de Lagoas de Estabilização para Avaliação da Eficiência na Remoção de Contaminantes**. 2015. Dissertação (Mestrado em Tecnologias ambientais) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Medianeira, PR, 2015.

MAGASSY, T. B. Tratamento combinado aeróbio-anaeróbico como alternativa biológica para remediação do esgoto sanitário do sertão alagoano. Relatório final PIBIC 2016/2017. Universidade Federal de Alagoas.

MENDONÇA, L. C. **Microbiologia e Cinética de Sistema de lodos Ativados como pós-tratamento de efluente de Reator Anaeróbico de Leito Expandido**. 2002. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Paulo – SP, 2002.

METCALF, Leonard; EDDY, Harrinson P. **Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos**. 5 ed. Revisada. Mc Graw - Hill, 2016.

METCALF, Leonard; EDDY, Harrinson P. **Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos**. 5 ed. Porto Alegre: Bookman, 2015.

METCALF, Leonard.; EDDY, Harrinson. **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse**. 4 ed. New York: Mc Graw – Hill, 2003.

OLIVEIRA NETTO, Antonio Pedro. **Reator anaeróbio – aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário**. 2007. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos – SP, 2007.

OLIVEIRA NETTO, Antonio Pedro. **Reator anaeróbio – aeróbio de leito fixo em escala piloto, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário**. 2011. Tese (doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, 2011.

PASSIG, F. H. *et al.* Cinética da remoção de matéria orgânica de água residuária de abatedouro de aves em um reator compartimentado anaeróbio-aeróbio. In: Simpósio internacional sobre gerenciamento de resíduos agropecuários e agroindustriais, n. 4, 2015, Rio de Janeiro. **Anais...** Rio de Janeiro – RJ.

PATZA, Eduardo. **Aplicação de modelos matemáticos para definição de parâmetros hidráulicos e cinéticos de tanques sépticos**. 2006. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) Universidade Federal do Paraná, Curitiba – PR, 2006.

REIS, R. A. **A influência de meios suportes no comportamento hidrodinâmico de reatores combinados anaeróbio-aeróbio**. 2015. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campo Mourão – PR, 2015.

RODRIGUES, C. M. **Análise de parâmetros hidrodinâmicos de reator anaeróbio de leito fixo com biomassa imobilizada**. 2015. Monografia (Bacharel em Engenharia ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campo Mourão, 2015.

RUIZ, S. Y. C.; CASTRO, D. C. R.; MIRANDA, J. P. R. Análisis comparativo de modelos cinéticos para filtro biológico sin recirculación com médio de soporte en luffa cylindrica para el tratamiento de aguas residuales combinadas. **LOGOS**, v. 7, n. 3, dezembro de 2016.

SILVA, W. R. **Estudo cinético do processo de digestão anaeróbia de resíduos sólidos vegetais**. 2009. Tese (Doutorado em Química Analítica) – Universidade Federal de Paraíba, João Pessoa – PB, 2009.

SONOBE, H. G. **Influência da carga orgânica no desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo aplicado ao tratamento de esgoto sanitário**. 2011. Monografia (Graduação em engenharia Ambiental) – Universidade de São Paulo, São Carlos – SP, 2011.

VON SPERLING, Marcos. **Introdução à qualidade das águas e ao Tratamento de Esgotos**. 2 ed. Belo Horizonte – MG: SEGRAC, 1996. vol. 1. 243 p.

VON SPERLING, Marcos. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: princípios básicos do tratamento de esgotos**. 1 ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1996b. 211 p. v.2.

World Health Organization. **Investing in Water and Sanitation: Increasing Access, Reducing Inequalities**. GLAAS 2014.