



**UNIVERSIDADE FEDERAL RURAL DE PERNAMBUCO**

**UNIDADE ACADÊMICA DE GARANHUNS**

**BACHARELADO EM ENGENHARIA DE ALIMENTOS**

**EMERSON RODRIGUES COSTA**

**RELATÓRIO DE ESTAGIO SUPERVISIONADO OBRIGATÓRIO  
(ESO)**

**ACOMPANHAMENTO E MONITORAMENTO DA ETAPA DE  
FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA NA INDÚSTRIA  
SUCROALCOOLEIRA**

**Companhia Alcoolquímica Nacional – Grupo JB**

**GARANHUNS – PE**

**2019**

**EMERSON RODRIGUES COSTA**

**RELATÓRIO DE ESTAGIO SUPERVISIONADO OBRIGATÓRIO (ESO)**

**ACOMPANHAMENTO E MONITORAMENTO DA ETAPA DE FERMENTAÇÃO  
ALCOÓLICA NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA**

**Companhia Alcoolquímica Nacional – Grupo JB**

Relatório apresentado ao Curso de bacharelado em Engenharia de Alimentos da Unidade Acadêmica de Garanhuns, Universidade Federal Rural de Pernambuco em cumprimento às exigências para a aprovação na disciplina de Estágio Supervisionado Obrigatório (ESO).

**Orientador:** Prof. Dr. André Felipe de Melo Sales Santos

**Supervisor:** Eng. Químico Antônio Gonçalo da Silva

**GARANHUNS – PE**

**2019**

**UNIVERSIDADE FEDERAL RURAL DE PERNAMBUCO**  
**UNIDADE ACADÊMICA DE GARANHUNS**  
**BACHARELADO EM ENGENHARIA DE ALIMENTOS**

**RELATÓRIO DE ESTAGIO SUPERVISIONADO OBRIGATÓRIO (ESO)**  
**ACOMPANHAMENTO E MONITORAMENTO DA ETAPA DE FERMENTAÇÃO**  
**ALCOÓLICA NA INDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA**

**Companhia Alcoolquímica Nacional – Grupo JB**

Aprovado em: \_\_\_/\_\_\_/\_\_\_\_\_

**BANCA EXAMINADORA**

---

Prof. Dr. André Felipe de Melo Sales Santos  
Unidade Acadêmica de Garanhuns - UFRPE  
(Orientador)

---

Prof<sup>ª</sup>. Dra. Andrea Galindo Carneiro Rosal  
Unidade Acadêmica de Garanhuns - UFRPE  
(Examinadora)

---

Prof. Dr. Marteson Cristiano dos S. Camelo.  
Unidade Acadêmica de Garanhuns - UFRPE  
(Examinador)

**UNIVERSIDADE FEDERAL RURAL DE PERNAMBUCO**  
**UNIDADE ACADÊMICA DE GARANHUNS**  
**BACHARELADO EM ENGENHARIA DE ALIMENTOS**

**FOLHA COM A IDENTIFICAÇÃO DO ESTÁGIO SUPERVISIONADO**  
**OBRIGATÓRIO**

**I. ESTAGIÁRIO (A)**

NOME: Emerson Rodrigues Costa                      MATRÍCULA Nº: 097.533.614-24  
CURSO: Bacharelado em Engenharia de Alimentos  
PERÍODO LETIVO: 2019.1  
ENDEREÇO PARA CONTATO: Av. Monsenhor Arruda Câmara, 37, José Maria  
Dourado, Garanhuns – PE.  
TELEFONE: (87) 9.8167-1092 / 9.9938-7809  
ORIENTADOR: Prof. Dr. André Felipe de Melo Sales Santos  
SUPERVISOR: Engº Químico Antônio Gonçalo da Silva

**II. UNIDADE CONCEDENTE**

NOME: Companhia Alcoolquímica Nacional – Grupo JB  
ENDEREÇO: Engenho Cachoeirinha, s/nº              BAIRRO: Zona Rural  
CIDADE: Vitória de Santo Antão                      ESTADO: Pernambuco  
CEP: 55.602-970    TELEFONE: (081) 3114-2298

**III. FREQUÊNCIA**

INÍCIO DO ESTÁGIO: 12/03/2019  
TÉRMINIO DO ESTÁGIO: 21/05/2019  
TOTAL DE HORAS: 300 h (6h/diárias).  
LOCAL: Vitória de Santo Antão, Pernambuco.  
SUPERVISOR: Eng. Químico Antônio Gonçalo da Silva

## AGRADECIMENTOS

Ao meu Deus, por me conceder a graça para honrá-lo, louvá-lo e bendizer seu santo nome, diante de tudo àquilo que ele me deu e tudo àquilo que por mim foi conquistado através da sua força, pelo seu amparo, auxílio e amor incondicional.

Aos meus pais, meus heróis, Josenaldo Rodrigues Costa e Maria Dirlene Rodrigues Pontes, pela formação do meu caráter, pelos ensinamentos, pelos exemplos preciosos, sobre tudo, por me mostrar o caminho da humildade, honestidade e respeito para com o próximo. Agradeço aos meus pais por cada momento de suor derramado para me proporcionar o melhor e para que mais confortavelmente eu estivesse para lutar e batalhar diante das adversidades, por cada vez em que nas situações mais difíceis eu fui entregue à Deus através de suas orações. Agradeço aos meus pais e aos meus irmãos Emanuel Rodrigues Costa e Maria Eduarda Rodrigues Costa, pela paciência para comigo, em dias mais complicados, pelo amor e pelo apoio.

À minha namorada, Bianca Acsa Barros Vilela, meu presente de Deus, pelo companheirismo, por todo carinho e amor dado. Meu eterno amor e gratidão. E toda sua família por todo carinho demonstrado.

Aos meus avós, maternos José Uilson de Pontes e Dezuite Rodrigues Pontes e Paternos Pedro Costa e Irene Rodrigues Costa, todos os meus tios e primos por todo carinho, todo amor, toda atenção prestada. Minha eterna gratidão e amor a vocês.

Ao Prof<sup>o</sup> André Felipe por toda ajuda e todo esforço para me proporcionar a melhor orientação. Enfim, sem você nada disso teria acontecido.

À Companhia Alcoolquímica Nacional – Usina JB, representada pelo Gerente industrial, o Engenheiro Químico Dr. Antônio Gonçalo, por me proporcionar a oportunidade de contato, experiência e aprendizagem em um ambiente que muito contribui para minha formação profissional e também para o desenvolvimento deste trabalho, onde foram realizadas todas as coletas de dados, além de me prestar orientação pessoal me propiciando novos conhecimentos e ensinamentos. Da mesma forma agradeço aos senhores Dr. Sérgio Braga e Priscila Monteiro.

Aos amigos que a vida me deu, Dr. Givaldo Alpes e D. Salete Alpes, por todos os conselhos, por todas orientações, pelo carinho, pela familiaridade, enfim, muito obrigado. Alana Maria obrigado por todo apoio, Emylle Anne Jerônimo obrigado pela paciência e por tanto me ouvir, Lenivaldo Oliveira e família, Danilo Pessoa, Renata Rodrigues

obrigado pelas palavras e orações que para mim foram direcionadas, Lucas Spinelli e José Michael por toda parceria, aos companheiros de faculdade, Anderson Rocha, Elyson Neves, Pedro Libório, Rodrigo Felix e todos os outros, meu muito obrigado a vocês.

Aos professores do curso de Engenharia de Alimentos da UFRPE/UAG pelo conhecimento e ensinamentos compartilhados.

Aos colaboradores da Universidade Federal Rural de Pernambuco – Unidade Acadêmica de Garanhuns pelo companheirismo, e os colaboradores da Companhia Alcoolquímica Nacional por todo companheirismo e todo carinho, em especial aos fermentadores José Carlos e Luiz Henrique, aos analistas Fabiola Moura, Sony, Hildo e Clayton, aos destiladores Sr. Rosildo Mendes, Anderson Forllan e Manoel de Barros, meus sinceros agradecimentos pelos ensinamentos prestados.

A todos que fizeram, direta ou indiretamente, parte da minha formação, o meu muito obrigado.

## RESUMO

O ESO foi realizado na Companhia Alcoolquímica Nacional – Alcoolquímica do Grupo JB, localizada no Engenho Cachoeirinha, s/n, na Zona Rural, Vitória de Santo Antão - PE. A Companhia Alcoolquímica Nacional é uma indústria do ramo sucroalcooleiro de grande porte, sendo atualmente responsável pela produção de álcool, aguardente, açúcar, gás carbônico e energia elétrica, que vem atuando na região Nordeste e Sudeste com pretensão de expansão para outras regiões e no exterior. O estágio foi realizado na produção industrial, na área da destilaria da Usina, na etapa de fermentação alcoólica, no período de 12/03/2019 a 21/05/2019, totalizando carga horária de 300 horas. O trabalho foi composto por duas etapas, iniciando-se pelo conhecimento de toda cadeia do processo produtivo dos produtos finais da empresa, em seguida, a realização do estudo e determinação dos parâmetros cinéticos, além da modelagem e simulação matemática capaz de descrever a etapa de fermentação alcoólica. A partir da coleta de dados perante as análises realizadas nas amostras citadas, passou-se a realizar os devidos ajustes do modelo, através das equações de balanço de substrato, células e produto, assim como nos seis modelos cinéticos levantados a partir da literatura. Assim foi possível ajustar um modelo matemático capaz de simular o processo de fermentação alcoólica da empresa, em termos de concentração de substrato e produto final, obtendo média de margem de erro entre os estágios de 38,32% e 4,76%, respectivamente. Entretanto, tendo em vista que alguns modelos cinéticos utilizados não levam em consideração a concentração de células, com exceção de um, não foi possível prever a concentração de células ao longo do processo de fermentação alcoólica. Devido à alta competitividade no mercado, as empresas têm buscado novos estudos dos processos em busca de melhorias contínua e por conseguinte melhor conhecer o processo exigindo maior produtividade e meios que proporcionem o ganho de oferta do produto a ser comercializado.

**Palavras-chave:** Indústria sucroalcooleira, modelagem matemática, fermentação alcoólica, produção de etanol, otimização do processo, simulação computacional.

## ABSTRACT

The ESO was carried out at Companhia Alcoolquímica Nacional - Alcoolquímica of the JB Group, located at Engenho Cachoeirinha, s / n, in the Rural Zone, Vitória de Santo Antão - PE. Companhia Alcoolquímica Nacional is a large sugar and alcohol industry and is currently responsible for the production of alcohol, spirits, sugar, carbon dioxide and electricity, which has been operating in the Northeast and Southeast regions, with the intention of expanding to other regions and abroad . The stage was carried out in the industrial production, in the distillery area of the Plant, in the stage of alcoholic fermentation, from 03/12/2019 to 05/21/2019, totaling a workload of 300 hours. The work was composed of two stages, beginning with the knowledge of the whole chain of the production process of the final products of the company, then the study and determination of the kinetic parameters, besides the mathematical modeling and simulation able to describe the stage of alcoholic fermentation. From the collection of data to the analyzes carried out on the cited samples, the correct adjustments of the model were made, through the substrate, cell and product balance equations, as well as in the six kinetic models collected from the literature. Thus, it was possible to adjust a mathematical model capable of simulating the alcoholic fermentation process of the company, in terms of substrate concentration and final product, obtaining a mean margin of error between the stages of 38.32% and 4.76%, respectively. However, considering that some kinetic models used do not take into account the concentration of cells, except for one, it was not possible to predict the concentration of cells throughout the alcoholic fermentation process. Due to the high competitiveness in the market, the companies have been looking for new studies of the processes in search of continuous improvements and therefore better to know the process demanding greater productivity and means that provide the gain of offer of the product to be commercialized.

Keywords: Sugar-alcohol industry, mathematical modeling, alcoholic fermentation, ethanol production, process optimization, computational simulation.



## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 01</b> – Layout da unidade industrial da Companhia Alcoolquímica Nacional. ....	<b>17</b>
<b>Figura 02</b> – Cadeia inicial da matéria-prima a cana-de-açúcar até chegar às fábricas de açúcar e de álcool .....	<b>38</b>
<b>Figura 03</b> – Cadeia do processo produtivo do tratamento de caldo e produção de açúcar .....	<b>38</b>
<b>Figura 04</b> – Cadeia produtiva da fabricação de aguardente e álcool.....	<b>39</b>
<b>Figura 05</b> - Volume de controle representativo do processo de fermentação alcoólica.	<b>53</b>
<b>Figura 06</b> - Diagrama esquemático do processo de fermentação utilizado na usina do grupo JB.....	<b>56</b>
<b>Figura 07</b> – Diagrama da Estrutura utilizada na simulação do processo de fermentação alcoólica da usina em estudo implementada em ambiente Matlab®/Simulink.....	<b>58</b>

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 01</b> – Período e carga horário do estágio.....	<b>14</b>
<b>Tabela 02</b> - Especificação do EAC, EHC e EHN.....	<b>22</b>
<b>Tabela 03</b> – Especificação de clientes para aguardentes produzidas na empresa.....	<b>23</b>
<b>Tabela 04</b> – Aparelho de destilação e suas respectivas colunas. ....	<b>44</b>
<b>Tabela 05</b> – Análises para acompanhamento da fermentação alcoólica e seus respectivos locais de análise.....	<b>46</b>
<b>Tabela 06</b> - Autores e parâmetros cinéticos de modelos baseados na cinética convencional de Michaelis-Menten.....	<b>49</b>
<b>Tabela 07</b> - Modelos matemáticos não-estruturados e não-segregados propostos para fermentação alcoólica, suas condições e autores.....	<b>50</b>
<b>Tabela 08</b> – Constante cinéticas utilizadas no desenvolvimento do estudo .....	<b>52</b>

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO</b> .....	<b>12</b>
<b>2. LOCAL E PERÍODO DO ESTÁGIO</b> .....	<b>14</b>
<b>3. DESCRIÇÃO DA UNIDADE CONCEDENTE</b> .....	<b>15</b>
<b>3.1. Histórico, missão e visão</b> .....	<b>15</b>
<b>3.2. Layout da Empresa</b> .....	<b>16</b>
<b>3.3. Principais produtos</b> .....	<b>20</b>
3.3.1. Açúcar .....	20
3.3.2. Álcool.....	20
<b>3.4. Processo de moagem e produção de açúcar</b> .....	<b>23</b>
3.4.1. Condicionamento da matéria-prima .....	24
3.4.2. Controle de qualidade da cana e remuneração da matéria-prima.....	24
3.4.3. Cálculos para definir a quantidade de ATR e a remuneração da matéria-prima .....	26
3.4.4. Remuneração da matéria-prima .....	28
3.4.5. Análises vegetais e minerais .....	28
3.4.6. Preparação da moagem.....	28
3.4.7. Preparo e extração do caldo .....	29
3.4.8. Tratamento do caldo.....	30
<b>3.5. Produção do álcool</b> .....	<b>34</b>
3.5.1. Tratamento do caldo para a destilaria .....	34
3.5.2. Preparo do mosto.....	34
3.5.3. Preparo e condicionamento do fermento.....	35
3.5.4. Fermentação .....	35
3.5.5. Centrifugação do mosto fermentado .....	35
3.5.6. Destilação .....	36
3.5.7. Retificação.....	36
3.5.8. Desidratação .....	36
<b>4. ATIVIDADES DESENVOLVIDAS</b> .....	<b>37</b>
<b>4.1. ATIVIDADE 1: Acompanhamento do processo produtivo do álcool</b> .....	<b>37</b>
<b>4.2. ATIVIDADE 2: Estudo, determinação dos parâmetros cinéticos e modelagem da fermentação alcoólica</b> .....	<b>47</b>
<b>5. CONSIDERAÇÕES FINAIS</b> .....	<b>59</b>
<b>REFERÊNCIAS</b> .....	<b>61</b>

## 1. INTRODUÇÃO

O Brasil é o maior produtor mundial de cana-de-açúcar, que é utilizada na produção de açúcar e etanol. Segundo a CONAB (2018), a produção de açúcar estimada para a safra 2018/2019 deverá ser de 635,51 milhões de toneladas, enquanto que a produção de etanol está estimada em 30,41 bilhões de litros de etanol (SALOMÃO, 2018).

A produção de etanol, ao longo do tempo, aumentou significativamente na tentativa de atuar como um substituto dos combustíveis derivados do petróleo, que são ainda uma das maiores bases energéticas mundiais, porém não renováveis, que possuem limitações como a elevada liberação de gases atmosféricos causadores do efeito estufa (GNANSOUNOU; DAURIAT, 2005). A cana-de-açúcar tem sido uma grande alternativa para o setor de biocombustíveis, devido ao grande potencial na produção de etanol e subprodutos, além disso, as unidades produtoras têm buscado aprimorar seus processos, afim de otimizar a eficiência de seus processos operacionais (CONAB, 2018).

O etanol é um biocombustível de fácil obtenção, o qual é oriundo do processo de fermentação alcoólica, que consiste na transformação da matéria orgânica mediante um processo biológico anaeróbico (LOBATO, 2015). Essa transformação da matéria orgânica em álcool e gás carbônico se dá através da ação de leveduras sobre açúcares fermentáveis contidos no caldo de cana-de-açúcar (SUHAIMI *et al.*, 2012).

Atualmente as principais leveduras responsáveis pela fermentação alcoólica são as *Saccharomyces cerevisiae*. Apesar deste processo ser bastante conhecido e estudado à décadas, a aplicação de tecnologias mais avançadas vem se tornando importantes nos últimos 20 anos, devido ao aumento da produção e consumo de etanol. As tecnologias utilizadas por grande parte das usinas e, sobretudo, na região nordeste é bastante rudimentar e assemelham-se ainda às utilizadas no século XX. As tecnologias de ponta, que necessitam de elevado grau de controle e automação, ainda são pouco utilizadas levando a operações empíricas e consequentes descontroles e despadronização dos produtos. Em países desenvolvidos a otimização de processo é algo bastante consolidado. Neste sentido devido a estas limitações, estudos sobre este processo são necessários como modelagem e conhecimento da cinética, proporcionando melhorias no controle e qualidade de operação (PORTO, 2005).

Lobato (2015) afirma que um desses estudos de grande importância para a engenharia é a aplicação da modelagem matemática, das quais são avaliadas situações

com diversas concentrações de substratos e produtos gerados, isto é, a avaliação de diversos efeitos inibitórios provocados por altas concentrações de produto e de substrato e por caracterizar um problema de controle ótimo com índice diferencial flutuante (LOBATO *et al.*, 2005). Para que o país continue a possuir a vanguarda desta área, tanto na produção quanto na disponibilização de tecnologias, é necessário que possa dominar também o desenvolvimento de novas rotas de produção e o emprego de novos insumos (PACHECO, 2011).

Este trabalho teve como objetivo, descrever o acompanhamento do processo produtivo do açúcar e do álcool; monitorar a etapa de fermentação alcoólica através de análises laboratoriais e do próprio processo; e aplicar e ajustar um modelo matemático e uma simulação computacional capaz de descrever a fermentação alcoólica de uma usina sucroalcooleira de grande porte, localizada em Vitória de Santo Antão – PE, registrada por Companhia Alcoolquímica Nacional do Grupo JB.

## 2. LOCAL E PERÍODO DO ESTÁGIO

O Estágio Supervisionado Obrigatório (ESO) foi realizado na Companhia Alcoolquímica Nacional – Grupo JB, localizada no Engenho Cachoeirinha, s/n, Zona Rural, Vitória de Santo Antão – PE. O ESO foi realizado no período de 12/03/2019 à 21/05/2019, com carga horária diária de 6 horas, no turno matutino (07:00 às 13:00h), contabilizando um total de 300 horas, como requisito de carga horária obrigatória, como descrito na Tabela 01.

**Tabela 01** – Período e carga horário do estágio

Semana	Período	Horas		
		Março	Abril	Maiο
1ª	12/03 à 15/03	24	-	-
2ª	18/03 à 22/03	30	-	-
3ª	25/03 à 29/03	30	-	-
4ª	01/04 à 05/04	-	30	-
5ª	08/04 à 12/04	-	30	-
6ª	15/04 à 19/04	-	24	-
7ª	22/04 à 26/04	-	30	-
8ª	29/04 à 03/05	-	12	18
9ª	06/05 à 10/05	-	-	30
10ª	13/05 à 17/05	-	-	30
11ª	20/05 à 21/05	-	-	12
<b>Total (h/mês)</b>		84	126	90
<b>Carga Horária Total (h)</b>		300		

### **3. DESCRIÇÃO DA UNIDADE CONCEDENTE**

#### **3.1. Histórico, missão e visão**

A história da usina Companhia Alcoolquímica Nacional do Grupo JB inicia-se em 1964, com a compra do engenho Cachoeirinha, produtor de aguardente em Vitória de Santo Antão, um dos mais tradicionais da zona da mata sul de Pernambuco (CAN, 2019).

No ano de 1978 a razão social foi alterada para a Destilaria JB Ltda, com a compra das primeiras colunas de destilação. Em 1997 adquiriu a Destilaria LASA em Linhares no Espírito Santo, e em 2004 houve a formação do Grupo JB, e a Destilaria JB passou ser chamada JB Açúcar e Álcool Ltda, ainda no mesmo ano, com a aquisição de mais geradores de energia elétrica foi criado a empresa Pirapama Bionergia (CAN, 2019).

No ano de 2009 o Grupo JB adquiriu a Companhia Alcoolquímica Nacional e alterou a razão social da JB Açúcar e Álcool para CAN-Alcoolquímica Filial. Ampliou a cogeração de energia renovável, através da biomassa do bagaço e de cana utilizando também a palha e outros complementos celulósicos (CAN, 2019).

Com mais de 50 anos de experiências, o Grupo JB destaca-se no segmento agroindustrial pela diversidade e capacidade produtiva atendendo aos mercados nacional e internacional de açúcar, álcool, gás carbônico, energia, armazenagem e indústria química. As atividades estão concentradas nos estados de Pernambuco e Espírito Santo (CAN, 2019).

O Grupo JB reúne empresas como: Companhia Alcoolquímica Nacional - Alcoolquímica, Pirapama Bioenergia, Carbogás, Lasa - Linhares Agroindustrial S/A, Lastro Exportação e Importação S/A, e TECAB - Terminais de Armazenagens de Cabedelo Ltda. Responsável pela geração de 5.000 empregos diretos e 20.000 empregos indiretos, o grupo contribui com o desenvolvimento sustentável da região (CAN, 2019).

A Companhia Alcoolquímica Nacional é uma empresa reconhecida pela fundação Abrinq como “Empresa Amiga da Criança”, pois desenvolve programas sociais nas áreas de educação, saúde, habitação e recreação, com objetivo de atender aos funcionários, familiares e comunidade do entorno. Além de contribuir com a erradicação do trabalho infantil-juvenil, através do incentivo ao Programa PETI. A empresa mantém um posto médico com auxiliares de enfermagem de plantão, médico ginecologista na vila operária e realiza o transporte de funcionários e dependentes que necessitam de acompanhamento médico especializado em outra localidade, como Recife. O grupo mantém convênios com

farmácias, óticas, clínicas médicas e oftalmológica, laboratórios e hospital para atender aos nossos colaboradores (CAN, 2019).

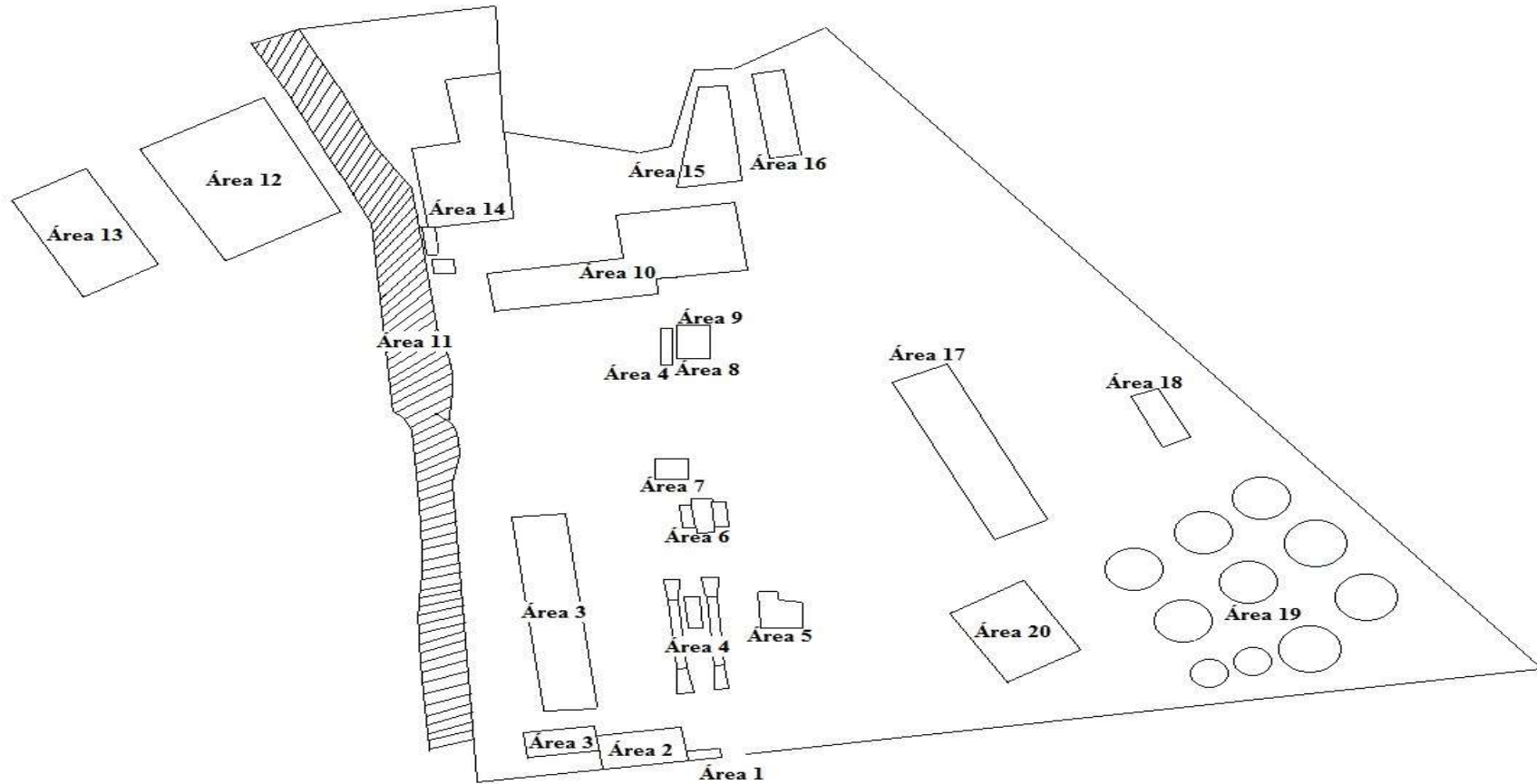
A empresa, em parceria com a secretaria de educação dos municípios da região, mantém 12 escolas nos engenhos de sua propriedade onde estudam cerca de 1100 alunos, filhos dos nossos colaboradores. O Grupo JB dispõe de campos de futebol na sede e nos engenhos, quadra e clubes esportivos onde são realizados eventos culturais e esportivos para os funcionários e comunidade, visando integrar e oferecer aos associados o lazer e o entretenimento.

### **3.2. Layout da Empresa**

A área industrial da Companhia Alcoolquímica Nacional é composta por um total de 20 áreas, como mostra a Figura 01, que são responsáveis pelo pleno funcionamento da cadeia produtiva para produção dos respectivos produtos da empresa. É válido ressaltar que o layout desenvolvido leva em consideração que a área industrial conta com a presença de outras duas empresas do mesmo grupo empresarial, sendo elas a Carbogás S. A., responsável pelo condicionamento e distribuição do CO<sub>2</sub>, e a Pirapama S. A., responsável pela co-geração e distribuição de energia elétrica, que não estão inclusas neste layout.



**Figura 01** – Layout da unidade industrial da Companhia Alcoolquímica Nacional.



Fonte: Adaptado de Companhia Alcoolquímica Nacional (2019).

**Legenda:** Área 1: entrada da empresa e portaria; área 2: vestiários e refeitórios; área 3: oficina; área 4: balança; área 5: área de abastecimento; área 6: amostragem para PCTS; área 7: laboratório PCTS; área 8: laboratório industrial; área 9: recepção industrial; área 10: área de preparo e moagem da cana-de-açúcar; área 11: captação de água industrial; área 12: fábrica de açúcar; área 13: armazém de açúcar; área 14: fábrica de álcool; área 15: caldeira 3; área 16: caldeira 4; área 17: almoxarifado; área 18: carregamento de álcool; área 19: estocagem; área 20: prédio administrativo.

Detalhamento do *layout* da empresa será descrito a seguir:

*Área 1- Entrada da empresa e portaria:* Essa é uma área disposta para recepção de toda movimentação no interior da área industrial, excepcionalmente, a matéria-prima, além de todos os insumos utilizados no processo produtivo e controle de acesso de pessoas, funcionários e terceiros.

*Área 2 – Área dedicada aos colaboradores:* Setor contendo vestiários, masculino, feminino e refeitórios.

*Área 3 – Oficina:* Nesta área está localizada as oficinas mecânicas de automóveis de todas as modalidades, oficina de lanternagem e borracharia.

*Área 4 – Balança:* Esta área está dividida em duas áreas. A área próxima à entrada da área industrial é responsável pela recepção e pesagem dos caminhões carregados com a matéria-prima. A outra área de balança, presta-se para pesagem de caminhões carregados de álcool/aguardente, além dos caminhões com o gás carbônico, distribuído pela empresa parceira, Carbogás.

*Área 5 – Área de abastecimento dos veículos da empresa:* Espaço onde se é realizado o abastecimento dos tanques dos veículos e máquinas da empresa.

*Área 6 – Área de amostragem da cana-de-açúcar:* Área reservada para amostragem da cana-de-açúcar, ainda sobre o caminhão. Essa amostragem é realizada por equipamentos de cortes específicos, que realizam a amostragem em pontos aleatórios do carregamento de forma automática.

*Área 7 – Laboratório PCTS:* Laboratório de Pagamento de Cana por Tonelada de Sacarose, como o próprio nome diz, o laboratório é responsável por análises de quantidade de sacarose contida na cana-de-açúcar levada para a produção dos devidos produtos, onde essa cana pode ser fornecida pelos campos da própria empresa ou terceiros, dito, fornecedores. É o laboratório que indica a quantidade e a qualidade da matéria-prima processada, fornecendo informações para os boletins agroindustriais. As análises realizadas neste laboratório são feitas de acordo com duas vertentes: o PCTS – ATR, Fibras, AR e ART estimados) e a Eficiência Industrial (Fibras, AR, ART determinados).

*Área 8 – Laboratório Industrial:* Laboratório responsável pelo controle de qualidade dos produtos, ao longo das etapas e ao final de cada processo produtivo. Dentre as análises podem destacar-se as análises de pH, ° Brix, acidez, polarização da cana, umidade, açúcar reductor total, °GL.

*Área 9 – Recepção Industrial:* É o setor responsável pela recepção dos visitantes e os próprios colaboradores, pois nesta área se enquadra as salas da gerência industrial, engenheiro de manutenção, projetista e sala de reunião industrial e setor de pessoal e médico.

*Área 10 – Preparo e moagem da cana-de-açúcar:* Nessa área é onde ocorre o descarregamento das cargas de cana, onde muitas vezes são estocadas e mantidas até o momento da moagem. Antes da moagem, a cana é lavada e picada, para que se obtenha uma maior eficiência de remoção e uma melhor qualidade de caldo obtido possível.

*Área 11 – Captação de água industrial (Rio Pirapama):* Área de captação de toda a água utilizada na indústria, o rio é capaz de suprir toda a necessidade da empresa, onde toda água captada é distribuída conforme a necessidade dos setores, como: Área da moenda, fábrica de álcool, fábrica de açúcar, caldeira 3 e caldeira 4 e Estação de Tratamento de Água (ETA), que é responsável pela distribuição de água tratada para utilização comum de higienização geral; água potável entre os bebedouros da indústria e água desmineralizada para as caldeiras de vapor.

*Área 12 - Fábrica de açúcar:* Área onde todas as etapas processo produtivo do açúcar é realizado.

*Área 13 – Armazém de açúcar:* Local de acondicionamento do açúcar embalado em *big bags* ou em embalagens próprias para serem direcionados para o consumidor final.

*Área 14 – Fábrica de álcool:* Área destinada às etapas do processo produtivo do álcool e aguardente.

*Área 15 – Caldeira 3:* Um dos setores responsáveis pela geração de vapor saturado para pleno funcionamento dos equipamentos das operações unitárias de toda a empresa, que segue as especificações das certificações nacionais, para comercialização dos produtos no âmbito nacional.

*Área 16 – Caldeira 4:* Segundo setor responsável pela geração de vapor do processo produtivo, onde sua necessidade é regida pelas certificações internacionais exigidas para exportação dos produtos da empresa.

*Área 17 – Almoxarifado:* É o setor administrativo responsável pelo controle de entrada e saída do material utilizado em todo âmbito industrial, seja utilizado no setor administrativo, seja no setor produtivo.

*Área 18 – Carregamento de álcool:* Esta é a área em que os caminhões responsáveis pelo transporte do produto são encaminhados após adentrarem na empresa para a realização do carregamento, seja pelo álcool ou aguardente.

*Área 19 – Área de estocagem:* A área de estocagem conta com a utilização de 10 tanques de diferentes volumes e que contam com a estrutura de acondicionamento de diferentes produtos, tanto o próprio etanol neutro, hidratado ou anidro e aguardente, como o melão utilizado na própria fermentação, oriundo da própria empresa ou de terceiros, e ainda água para o caso de emergência.

*Área 20 – Prédio administrativo:* É a área onde se encontra as salas dos diretores, salas de reunião, setores de departamento pessoal, recursos humanos, medicina do trabalho, T.I., etc.

### **3.3. Principais produtos**

#### 3.3.1. Açúcar

- Demerara - Não passa pelos processos de clarificação, conservando assim intacta a película de mel que envolve os seus cristais. É pouco vendido no mercado interno, a maioria da produção é para exportação.
- V.H.P. (Very High Polarization) – É o açúcar de polaridade muito alta, por ser menos úmido, é ideal para exportação, pois facilita o transporte. Toda sua produção é enviada ao exterior.
- Cristal - É um açúcar mais elaborado. Seu aspecto branco o torna mais sofisticado. É mais vendido no mercado interno.

#### 3.3.2. Álcool

- Anidro - Produto obtido através da destilação, retificação e desidratação do caldo da cana, ou do mel, fermentados, onde toda água é retirada através de um processo de desidratação. É o combustível renovável utilizado em escala mundial. Geralmente é adicionado, por lei, a um percentual de 5% à gasolina, no Brasil. A porcentagem da mistura varia de país para país. Com as frequentes altas do petróleo e a conscientização ecológica está cada vez mais sendo procurado a nível mundial.
- Hidratado - É obtido através do mesmo processo do anidro, porém não passa pelo processo de desidratação e mantém um pouco de água. Também é utilizado como combustível, no entanto, é usado puro e não misturado à gasolina. Com o advento do

carro biocombustível ele vem sendo muito procurado. Também é utilizado na indústria petroquímica, química e farmacêutica.

- Neutro - O álcool neutro, chamado de etanol hidratado neutro, é também obtido do caldo de cana-de-açúcar, no entanto, seu processo produtivo não conta com a desidratação. Essa especificidade de álcool é destinada, geralmente, para a produção de bebidas alcoólicas e para a indústria farmacêutica.
- Aguardente – Produto destinado especificamente para consumo, sendo produzido a partir da destilação do caldo de cana-de-açúcar e/ou melaço fermentado. Na aguardente são exigidas quantidades específicas de álcoois superiores, variando conforme as exigências dos clientes.

A Tabela 02 apresenta especificações, de acordo com a literatura, dos diferentes tipos de álcoois produzidos na empresa concedente do estágio, sendo apresentados os seguintes tipos: Etanol Anidro Combustível (EAC), Etanol Hidratado Combustível (EHC) e Etanol Hidratado Neutro (EHN).

A empresa produz diferentes tipos de álcoois, entre eles a aguardente. A aguardente produzida é destinada diretamente para indústrias de bebidas, onde a indústria realiza as análises de controle de qualidade conforme suas especificações exigidas, para que, por conseguinte, seja realizado o *blend* e seguir para condicionamento ou diretamente para embalagem e expedição. A Tabela 03 apresenta as principais especificações da aguardente produzida na empresa, variando conforme as exigências dos clientes.

**Tabela 02 - Especificação do EAC, EHC e EHN**

<b>Características</b>	<b>Unidade</b>	<b>EAC</b>	<b>EHC</b>	<b>EHN</b>
Aspecto	-	Límpido e isento de impurezas	Límpido e isento de impurezas	Límpido e isento de materiais em suspensão
Cor	-	Laranja, após corante	Sem corantes (ausência total)	Sem corantes (ausência total)
Acidez total, máx.	mg.l-1 (de ácido acético)	30,0	30,0	10,0
Condutividade Elétrica, máx.	µS.m-1	389,0	389,0	50,0
Massa específica a 20° C	kg.m-3	791,5 máx.	807,6 a 811,0	807,1
Teor alcoólico	% Volume % Massa	99,6 mín. 99,3 mín.	95,1 a 96,0 92,5 a 93,8	96,1 a 97,0 94,0 a 95,2
pH a 20° C	-	-	6,0 a 8,0	6,0 a 8,0
Teor de Etanol, mín.	% Volume	98,0	94,5	95,0
Teor de água, máx.	% Volume	0,4	4,9	4,0 a 4,5
Teor de metanol, máx.	% Volume	0,5	0,5	0,5

Fonte: Adaptado de VANZELLA (2015).

**Tabela 03** – Especificação de clientes para aguardentes produzidas na empresa

Característica	Cliente 1	Cliente 2	Cliente 3
Grau alcoólico (%v/v)	47,5	52 - 54	47,5 - 48
Condutividade elétrica ( $\mu\text{s/cm}$ )	$\leq 20$	$\leq 40$	$\leq 35$
Turbidez (ntu)	$\leq 3,0$	$\leq 3,0$	$\leq 1,0$
Acidez total	-	$\leq 20$	$\leq 30$
Acidez volátil (mg ácido acético/100ml)	5 - 30	$\leq 150$	$\leq 60$
Furfural (mg/100ml)	$\leq 5,0$	$\leq 5,0$	$\leq 5,0$
Álcool superior (mg/100ml)	250 - 320	-	$\leq 320$
Ésteres (mg/100ml)	$\geq 10$	$\leq 200$	$\leq 80$
Aldeído (mg/100ml)	$\leq 25$	$\leq 30$	$\leq 23$

Fonte: Adaptado de Companhia Alcoolquímica Nacional (2019)

### 3.4. Processo de moagem e produção de açúcar

O processo de transformação da cana-de-açúcar em açúcar e álcool começa no campo onde é feita toda preparação do solo para que em seguida as sementes, selecionadas de uma ótima qualidade, sejam plantadas e todo o cuidado necessário, atribuindo de acordo com a precariedade do solo, adubos, calcário, água de irrigação, desde o nascimento até o ponto de corte e colheita. Na usina de açúcar é extraído o caldo da cana para as etapas de transformação dos produtos supracitados através de cozimento do caldo em cozinhadores de pressão de vapor precipitando os cristais de açúcar. Assim como é selecionado uma determinada quantidade do caldo para o processo de fermentação e destilação do álcool. A quantidade a ser direcionada para a produção de açúcar ou álcool é um dos fatores que torna a indústria sucroalcooleira um ponto forte para investidores, tendo em vista que a prioridade de produção pode ser tida a partir do preço em mercado de cada produto.

### 3.4.1. Condicionamento da matéria-prima

O transporte da cana até a usina é do tipo rodoviário, com o emprego de caminhões que carregam a cana inteira ou picada até a unidade industrial, onde deve-se inicialmente realizar a pesagem e o controle da qualidade da cana-de-açúcar.

### 3.4.2. Controle de qualidade da cana e remuneração da matéria-prima

Esse controle é realizado através de análises tecnológicas em amostras coletadas no momento de sua entrega à unidade industrial. O objetivo dessas análises é quantificar o teor dos açúcares totais recuperáveis e posteriormente o PCTS (Pagamento da Cana por Tonelada de Sacarose). O sistema de qualidade compreende as seguintes etapas:

#### 3.4.2.1. Amostragem

Esse processo compreende a coleta da amostra, onde é realizada a perfuração da carga por sonda amostradora mecânica, que pode ser horizontal ou oblíqua. A sonda amostradora mecânica da empresa é do tipo horizontal, sendo assim a retirada das amostras é realizada da seguinte maneira:

- As amostras são retiradas aleatoriamente em três pontos diferentes de carregamento, definidos por sorteio, que não poderão coincidir vertical nem horizontalmente no alinhamento. Quando a cana for transportada em veículos com duas ou mais carretas, as amostras podem ser retiradas considerando cada carreta como um carregamento individual, retirando as amostras em cada unidade, ou retirar apenas de uma carreta ficando determinado que a escolha da carga seja realizada de forma aleatória na balança. Ao início de cada dia de moagem, a unidade industrial utiliza 15 cartões de cada uma das seis combinações apresentadas anteriormente, totalizando 90 cartões para o procedimento do sorteio. Em hipótese alguma poderá ser desobedecida a posição dos furos determinados no sorteio.
- A perfuração da carga deverá ser feita o mais próximo possível do centro da região pertinente a cada ponto sorteado. Depois de coletada a amostra é transferida para um recipiente e encaminhado para a etapa de desintegração. Para um melhor desempenho e controle, os recipientes deverão ser numerados.



#### 3.4.2.2. Preparação da amostra

A amostra é desintegrada no triturador, depois é dispersa sobre uma bancada onde se faz a homogeneização e coleta, em seis pontos distintos e aleatórios, em seguida é encaminhada à etapa de extração do caldo.

#### 3.4.2.3. Extração do caldo

O caldo é obtido a partir de 500g de uma amostra que deve ser enviada para a prensa hidráulica automática que extrai o caldo e gera o bagaço úmido (bolo).

O caldo é extraído a uma pressão de aproximadamente 250 kgf/cm<sup>2</sup> durante 1 minuto, e a prensa é regulada de modo que o sistema de prensagem automática (relé do tempo) entre em operação a partir da pressão de 200 Kgf/cm<sup>2</sup>. O manômetro da prensa hidráulica é calibrado para que a pressão sobre a amostra seja de 250 kg/cm<sup>2</sup>. O caldo obtido deve ser homogeneizado para realizar a análise do Brix e da Pol. Enquanto que o bagaço úmido (bolo) é pesado na balança de precisão sendo utilizado para o cálculo da % fibra cana.

#### 3.4.2.4. Determinação do brix

Para determinar o Brix (percentual de sólidos solúveis por peso de caldo) do caldo extraído, utiliza-se o refratômetro digital, que possui ajuste de campo automático, com correção de temperatura, devendo o resultado final ser expresso a 20 °C.

O caldo extraído é filtrado em papel de filtro qualitativo para retirar as impurezas minerais, a partir da 5ª gota do filtrado o caldo é transferido para o leitor do refratômetro e a tampa é fechada. O fator temperatura está diretamente relacionado com a velocidade do resultado.

#### 3.4.2.5. Determinação da polarização (Pol)

A quantidade de sacarose presente na amostra (Pol), a leitura deve ser determinada em sacarímetro digital automático, sendo o aparelho calibrado com tubo padrão de quartzo.

Antes de determinar a Pol, o caldo deve ser clarificado com octapol para isso recolhe-se 150 mL do caldo em um Erlenmeyer ou béquer de 250 mL e adiciona-se a relação de 6,0 a 8,0 g de octapol / 150 mL de caldo, fecha o recipiente com rolha de borracha e agita vigorosamente ou clarifica no surpermix. Após esse procedimento, faz a filtração e o filtrado é enviado ao tubo sacarimétrico, e após alguns segundos o resultado é obtido.

É importante mencionar que todas as vezes que for utilizada água ou qualquer outro produto, fora da rotina normal da análise, o tubo polarimétrico deverá ser esvaziado, antes de prosseguir com as análises, utilizando-se no mínimo 70 mL do caldo seguinte, colocando-se o mesmo em duas etapas (aproximadamente 35 mL de cada vez).

Se a clarificação não for conseguida pelo método acima, será atribuída a pureza de 65 % para amostra e calculado o valor da % Pol caldo.

### 3.4.3. Cálculos para definir a quantidade de ATR e a remuneração da matéria-prima

#### a) Fibra da cana-de-açúcar

A fibra da cana será calculada pela Equação 1:

$$\% \text{ Fibra} = \text{PBU} \cdot 0,0919 + 0,379 \quad (1)$$

Onde,

PBU = Peso do Bolo Úmido

#### b) % Pol caldo da cana-de-açúcar

Antes de calcular a % Pol do caldo é necessário fazer a correção da leitura sacarimétrica para 20°C que é dada pela Equação 2:

$$L_c = L_s \cdot [1 + 0,000255 (T-20)] \quad (2)$$

Agora corrigida, na Equação 3:

$$\% \text{ Pol caldo} = L_c [0,2605 - (0,0009882 \times B)] \quad (3)$$

Onde,

Lc = Leitura sacarimétrica corrigida

Ls = Leitura sacarimétrica

T = Temperatura do laboratório

B = ° Brix caldo

#### c) Pureza do caldo (Pza)

É dado pela Equação 4:

$$\text{Pureza} = \% \text{ Pol caldo} / \text{° Brix caldo} * 100 \quad (4)$$

OBS.:

- Para purezas entre 82,28 e 84,28 o fator de pureza é igual a 1.

- Para purezas maiores que 84,28 e menores que 82,28 o fator de pureza é dado pela Equação 5:

$$F(p) = \text{Pureza}/83,28 \quad (5)$$

Onde,

F(p) = Fator pureza

d) Coeficiente “C”

O coeficiente “C” é utilizado para a transformação da Pol do caldo extraído pela prensa em % Pol cana, é dada pela Equação 6:

$$C = 1,0313 - 0,00575 \times \% \text{ Fibra cana} \quad (6)$$

e) % Pol de cana (PC)

É calculada conforme a Equação 7:

$$PC = \% \text{ Pol caldo} \times (1 - 0,01 \times \% \text{ Fibra cana}) \times C \times F(p) \quad (7)$$

f) Açúcares Redutores do Caldo (AR)

O teor de açúcares redutores por cento, em peso, de caldo será calculado pela Equação 8:

$$AR = 9,9408 - 0,1049 \times \text{Pureza caldo} \quad (8)$$

g) Açúcares Redutores da cana (ARC)

O cálculo dos açúcares redutores da cana será realizado pela Equação 9:

$$ARC = AR \times (1 - 0,01 \times \% \text{ Fibra cana}) \times C \quad (9)$$

h) Açúcar Total Recuperável (ATR)

É dado pela Equação 10:

$$ATR = (10 \times PC \times 0,89 \times 1,0526) + (10 \times ARC \times 0,89)$$

$$ATR = PC \times 9,36814 + ARC \times 8,9 \quad (10)$$

#### 3.4.4. Remuneração da matéria-prima

A remuneração da matéria prima posta na esteira da usina será definida pela Equação 11:

$$R = Q_{ATR} \times P \quad (11)$$

Onde,

R = receita do fornecedor em R\$

$Q_{ATR}$  = kg de ATR entregues pelo fornecedor na safra

P = valor médio mensal em R\$ de 1 kg de ATR pelo MIX dos produtos para o estado de Pernambuco ajustado para 60 % de participação da matéria prima.

#### 3.4.5. Análises vegetais e minerais

As análises mineral e vegetal da matéria-prima (cana-de-açúcar) devem ser realizadas para encontrar a quantidade de impurezas contidas na cana de açúcar. Na análise vegetal o importante é mensurar a quantidade de palha (impureza vegetal) encontrada na amostra. Na análise mineral o que interessa é a quantidade de cinza (impureza mineral) contida na cana desintegrada após ser coletada na sonda amostradora. O peso da cinza serve para saber o quanto há de impureza mineral indesejável (areia principalmente), baseando-se numa comparação com o peso da cinza de uma amostra branca (aquilo que você espera encontrar numa amostra limpa). Após a pesagem e amostragem para a realização do controle de qualidade da cana, os caminhões se dirigem para a descarga que é realizada em equipamentos chamados hilos mecânicos, ou pontes rolantes, nos pátios de estocagem, ou diretamente nas mesas alimentadoras, para a moagem.

#### 3.4.6. Preparação da moagem

##### 3.4.6.1. Lavagem da cana

Esta é a primeira etapa, propriamente dita do processo industrial. A cana-de-açúcar recebida na indústria é descarregada através de equipamentos chamados hilos mecânicos, ou pontes rolantes, nos pátios de estocagem, ou diretamente nas mesas alimentadoras, para moagem. Nas mesas alimentadoras, a cana é lavada com água para remoção de terra e palha. O volume de água adicionada é bastante variável, verificando-se que o mínimo necessário a uma lavagem razoável é de 5m<sup>3</sup>/t de cana hora, podendo chegar a 15m<sup>3</sup>/t de cana hora, dependendo da inclinação da mesa alimentadora. Das mesas alimentadoras, a cana é descarregada em uma

esteira metálica, que a transporta para a etapa seguinte do processamento. A cana colhida mecanicamente é descarregada diretamente na esteira metálica.

#### 3.4.7. Preparo e extração do caldo

A cana da esteira metálica é encaminhada a equipamentos rotativos, denominados picador e desfibrador. A função dos picadores e desfibradores é a preparação da cana mediante o quebramento da estrutura dura e ruptura das células para a moagem.

A cana desfibrada é conduzida pela esteira de borracha até as unidades de moagem. Esta esteira é de borracha por que possui um eletroímã para eliminação das partes metálicas, para não danificar os rolos esmagadores. A cana desfibrada passa em um conjunto de três rolos, dispostos na forma de triângulo, denominados ternos. O conjunto de ternos formam a moenda. A função da moenda é separar o caldo da parte fibrosa da cana (bagaço) por compressão.

Após a passagem sucessiva da cana-de-açúcar pelos vários ternos da moenda, o caldo será, portanto, extraído. O artifício de adicionar água ao bagaço é denominado embebição e tem como finalidade diluir o caldo remanescente no bagaço, aumentando a extração de sacarose. Pela repetição deste processo é possível recuperar substancialmente todo o caldo contido na cana e, por consequência, o açúcar presente. É necessário lavar sempre que possível as moendas e peneiras com água quente e utilizar microbicidas, capazes de proporcionar um controle mais eficaz das condições de sanitização. Durante a passagem da cana-de-açúcar pela moenda ocorre uma queda em até 90% de fragmentos da cana-de-açúcar ou bagaço, denominados bagacilho. A quantidade de bagacilho deve ser controlada periodicamente, uma vez que a queda excessiva indica deficiência no ajuste das moendas. O bagacilho que deixa as moendas junto com o caldo misto deve ser peneirado e retornar ao sistema de moagem. A eliminação das impurezas insolúveis (areia, argila, bagacilho, etc.) beneficia o processo e aumenta a eficiência e a vida útil dos equipamentos instalados, contribuindo também para a obtenção de produtos finais de melhor qualidade. O equipamento básico utilizado neste tratamento é formado por:

- ***Cush-cush*** - O *cush-cush* é constituído por peneiras fixas com aberturas de 0,5 mm a 2 mm, localizado bem próximo da moenda, e tem por objetivo eliminar o material mais grosseiro em suspensão (bagacilho).
- ***Peneiras*** - Atualmente, o peneiramento do caldo é realizado por diferentes tipos de peneiras (DSM, rotativa, vibratória), que utilizam telas de vários modelos e aberturas

(0,2mm a 0,7mm), com uma eficiência da ordem de 60% a 80%, também retorna à moenda o material retido.

O caldo extraído e peneirado é então bombeado para um tanque, onde parte dele é enviado para a produção do açúcar e parte para a produção de álcool.

#### 3.4.8. Tratamento do caldo

##### 3.4.8.1. Dosagem

Nesta etapa o caldo recebe reagentes para auxiliar a remoção dos corantes de origem vegetal e mineral (folhas, terra, areia etc.). O tratamento químico visa principalmente à coagulação, à floculação e à precipitação destas impurezas, que são eliminadas por sedimentação. É necessário, ainda, fazer a correção do pH para evitar inversão e decomposição da sacarose.

##### 3.4.8.2. Calagem

Trata-se do processo de adição do leite de cal  $[Ca(OH)_2]$  ao caldo, elevando seu pH a valores da ordem de 6,8 a 7,2. Esta neutralização tem por objetivo a eliminação de corantes do caldo, a neutralização de ácidos orgânicos e a formação de sulfito e fosfato de cálcio, produtos que, ao sedimentar, arrastam consigo impurezas presentes no líquido. O consumo da cal (CaO) varia de 500 a 1.000g/ton cana, segundo o rigor do tratamento exigido.

##### 3.4.8.3. Aquecimento

O aquecimento do caldo é realizado em equipamentos denominados trocadores de calor, constituídos por um feixe tubular, no qual passa o caldo, localizado no interior de um cilindro por onde circula vapor de água saturado. O caldo é aquecido a 105°C, com a finalidade de acelerar e facilitar a coagulação e floculação de coloides e não-açúcares proteicos, emulsificar graxas e ceras, ou seja, acelerar o processo químico, aumentando a eficiência da decantação, além de possibilitar a degasagem do caldo.

O aquecimento também elimina microrganismos pela esterilização e completa as reações químicas das impurezas com o agente alcalinizante, aumentando os flocos insolúveis e removendo os gases. Uma eliminação eficiente dos gases é obtida por “flasheamento” do caldo na entrada do decantador. A temperatura do caldo deve ser elevada acima do ponto de ebulição,

à pressão atmosférica, o que, ao nível do mar significa um mínimo de 105°C. Se o flasheamento não ocorre, as bolhas de gás que estão aderidas aos flocos reduzem a velocidade de decantação.

#### 3.4.8.4. Sedimentação

O caldo aquecido, purificado em tratamentos anteriores, é enviado para equipamentos denominados decantadores, ou clarificadores, que são tanques divididos internamente por bandejas. Durante esta etapa, pode-se ocasionar na presença de caldo deficientes em fosfato natural que é então auxiliada pela adição de fosfatos, caldos contendo menos que 0,03% de fosfato são considerados deficientes.

O caldo clarificado verte pela parte superior do decantador e é enviado para peneiras estáticas, que seguram as partículas de bagaço que eventualmente não são retiradas nos decantadores.

#### 3.4.8.5. Filtração

Antes de ser enviado aos filtros rotativos, o lodo retirado do decantador recebe a adição de, aproximadamente, 3 a 5 kg de bagacilho/ton cana, que irá agir como auxiliar de filtração. Esta filtração objetiva recuperar o açúcar contido no lodo, fazendo com que este retorne ao processo na forma de caldo filtrado. O material retido no filtro recebe o nome de torta e é enviado à lavoura para ser utilizado como adubo. É importantíssimo controlar a perda de açúcar na torta, pois seu valor não deveria ser superior a 1%.

#### 3.4.9.6. Sulfitação

Esta operação tem como objetivo principal a obtenção do açúcar branco para consumo direto produzido na própria usina. Se o objetivo é a produção do açúcar mascavo, o caldo clarificado segue direto para os evaporadores. Esta operação é um diferencial de processo industrial do açúcar. O processo de sulfitação baseia-se na formação de sulfito de cálcio, que é um sal pouco solúvel e, posteriormente, será removido do fluxo de fabricação. O consumo médio de enxofre pode ser estimado em 250 a 500 g/ton cana.

#### 3.4.8.7. Evaporação

O caldo clarificado é transportado através de bombas para trocadores de calor, chamados de pré-evaporadores, onde parte da água contida no caldo é eliminada por aquecimento e conseqüente evaporação. O caldo clarificado obtido nos decantadores é submetido a um

processo de concentração através da eliminação da água presente. A primeira etapa da concentração é realizada no equipamento chamado evaporador, que opera de forma contínua. O evaporador é formado por caixas, normalmente em número de quatro ou cinco, ligadas em série, de maneira que o caldo sofra uma concentração progressiva da primeira à última. Para isto, é necessário injetar vapor somente na primeira caixa, pois a própria água evaporada irá aquecer o caldo nas caixas seguintes. Este procedimento, obtido devido à diferença de pressão existente entre os corpos, é mantido por um sistema gerador de vácuo ligado à última caixa. Na saída do evaporador temos então o caldo concentrado, que passa a ser denominado xarope.

#### 3.4.8.8. Flotação

Esta etapa tem a função de remoção de corantes, onde o xarope recebe uma dosagem de reagentes que agem da mesma forma descrita anteriormente. Estes insumos combinados com as impurezas formam flocos que sobem até a superfície do xarope e são removidos por braços raspadores. O equipamento que faz este trabalho é chamado de flotador.

#### 3.4.9. Cozimento e cristalização

São utilizados equipamentos denominados cozedores ou tachos, semelhantes às caixas dos evaporadores, que trabalham individualmente sob vácuo e de forma descontínua. Após deixar os evaporadores, o xarope é enviado a outra etapa de concentração quando ocorrerá a formação dos cristais de açúcar, em virtude da precipitação da sacarose dissolvida na água. Há dois processos envolvidos: o *cozimento* e a *cristalização por resfriamento*, a temperaturas em torno de 65°C.

O xarope proveniente dos evaporadores chega nesses tanques ou tachos de cozimento onde será concentrado. Coloca-se no tacho certa quantidade de xarope, que é concentrado até supersaturação e aparecimento dos cristais de sacarose. A evaporação da água dá origem a uma mistura de cristais envolvidos em mel (solução açucarada) que recebe o nome de *massa cozida*. Os cristais vão crescendo e o volume total aumentando. No final, tem-se uma massa muito densa, que contém os cristais de sacarose. A concentração desta massa cozida é de aproximadamente 93° - 95° Brix, e sua temperatura, ao ser descarregada, é de 65° - 75°C. Dependendo das conveniências pode-se trabalhar com os sistemas de uma, duas ou três massas cozidas.



A massa cozida é descarregada dos cozedores nos chamados cristalizadores - tanques em forma de U, dotados de agitadores - onde irá ocorrer o resfriamento lento, geralmente com auxílio de água ou ar. As massas cozidas de 1ª são descarregadas nos cristalizadores já suficientemente cristalizadas, pelo que permanecem pouco nesses aparelhos. Algum tempo depois da descarga, serão enviados dos cristalizadores para pequenos tanques, de onde um elevador especial as leva para os “malaxadores”, tanques semelhantes aos cristalizadores, colocados em cima das turbinas. As massas cozidas de 2ª e 3ª, não tão puras, precisam ficar nos cristalizadores de um a oito ou até dez dias, para que nelas se complete a cristalização. Ficam em constante movimento, para que o açúcar dissolvido no mel se ponha em contato com as bases de cristalização, ao mesmo tempo em que se processa o resfriamento.

#### 3.4.10. Turbinagem ou centrifugação

Dos cristalizadores, a massa cozida resfriada segue para o setor de centrifugação e é descarregada nas centrífugas. A turbinagem processa-se em centrífugas onde ocorre a separação do açúcar cristalizado dos méis intermediários ou do mel final. A ação da força centrífuga faz com que o mel atravesse as perfurações da tela do cesto, ficando retidos, em seu interior, somente os cristais de sacarose. O processo se completa pela lavagem do açúcar com água e vapor, ainda no interior do cesto. A lavagem dos cristais de açúcar é feita para eliminar o mel residual e tornar o açúcar mais claro (produção do açúcar branco de alta polarização).

O mel removido é coletado em um tanque e retorna aos cozedores para recuperação do açúcar dissolvido ainda presente, até que se atinja um maior esgotamento do mesmo. A partir deste ponto, o mel passa a ser denominado *mel final* ou *melaço* e é enviado para a fabricação de álcool ou utilizado para ração de gado. O açúcar descarregado das centrífugas apresenta alto teor de umidade (0,5% a 2%), bem como temperatura elevada (65-95°C), devido à lavagem com vapor.

#### 3.4.11. Secagem, embalagem e armazenagem

O resfriamento e a secagem do açúcar são realizados em um secador, um tambor metálico através do qual passa, em contracorrente, um fluxo de ar succionado por um exaustor. Ao deixar o secador, com uma temperatura entre 35° e 40°C e umidades na faixa de 0,03% a 0,04%, o açúcar está pronto para ser enviado ao ensaque. O ar que passa pelo secador arrasta

consigo uma pequena quantidade de pó de açúcar, sendo, portanto necessária à lavagem deste ar para recuperação do açúcar arrastado, retornando-o posteriormente ao processo.

Do secador, o açúcar é recolhido a uma moega com fundo afunilado, que o despeja de forma descontínua, diretamente no saco localizado em cima de uma balança, realizando, portanto, a operação de ensaque e pesagem. Máquinas industriais de costura realizam o fechamento do saco, que está pronto para a armazenagem. O açúcar é armazenado em sacos de 50 kg e em locais previamente determinados, facilitando o controle de qualidade.

Quando a usina refina o açúcar, após a secagem ele é armazenado a granel, em silos, sobre estrados de madeira. Normalmente, porém, é acondicionado em sacos, ao mesmo tempo em que é pesado. As balanças podem ser comuns, mas as automáticas e semi-automáticas são mais práticas; do mesmo modo que as máquinas de coser, para fechar os sacos, são preferíveis ao fechamento manual, por meio de costura. O armazém deve ser impermeável à água, sendo o piso, preferencialmente, asfaltado. As paredes devem ser impermeabilizadas, pelo menos até o nível do solo. Não deve ter janelas, e pode contar com poucas portas. A ventilação deve ser mínima, principalmente em lugares onde a umidade relativa é alta.

### **3.5. Produção do álcool**

O álcool é obtido após a fermentação do caldo ou de uma mistura de melaço, água e caldo, sendo assim, através de um processo bioquímico. Todavia, antes de ser enviado ao processo fermentativo, este caldo, muitas vezes, deve receber um tratamento de purificação.

#### **3.5.1. Tratamento do caldo para a destilaria**

Após passar pelo tratamento primário de peneiramento, o caldo é submetido a um tratamento mais complexo que implica na adição de cal, aquecimento e posterior decantação, tratamento idêntico àquele utilizado na fabricação de açúcar, apresentado anteriormente.

#### **3.5.2. Preparo do mosto**

O mosto nada mais é que uma solução de açúcar cuja concentração foi ajustada de forma a facilitar a sua fermentação. Basicamente é constituído de uma mistura de méis e caldo, com uma concentração de sólidos de aproximadamente 19-22° Brix. Caso haja necessidade, usa-se água para o ajuste do Brix.

### 3.5.3. Preparo e condicionamento do fermento

O processo de fermentação mais comumente utilizado nas destilarias do Brasil é o de Melle-Boinot, cuja característica principal é a recuperação da levedura através da centrifugação do vinho. Esta levedura recuperada, antes de retornar ao processo fermentativo, recebe um tratamento severo, que consiste em diluição com água e adição de ácido sulfúrico até, normalmente, pH = 2,5, ou mais baixo (pH = 2) no caso de haver infecção bacteriana. Esta suspensão de fermento diluído e acidificado, conhecido na prática com o nome pé-de-cuba, permanece em agitação de uma hora a três horas, antes de retornar à dorna de fermentação.

### 3.5.4. Fermentação

É nesta fase que os açúcares são transformados em álcool. As reações ocorrem em tanques denominados dornas de fermentação, onde se misturam o mosto e o pé-de-cuba. Os açúcares (sacarose) são transformados em álcool, segundo a reação simplificada de Gay-Lussac:



Durante a reação, ocorre intensa liberação de gás carbônico, a solução aquece-se e ocorre a formação de alguns produtos secundários como: alcoóis superiores, glicerol, aldeídos, etc. O tempo de fermentação varia de 4 a 10 horas. Ao final deste período praticamente todo o açúcar já foi consumido, com a conseqüente redução da liberação de gases. Ao terminar a fermentação, o teor médio de álcool nestas dornas é de 7% a 10%, e a mistura recebe o nome de mosto fermentado.

### 3.5.5. Centrifugação do mosto fermentado

Após a fermentação, o mosto fermentado é enviado às centrífugas para a recuperação do fermento. O concentrado do fermento recuperado, denominado *leite de levedura*, retorna às cubas para o tratamento. A fase leve da centrifugação, ou vinho "delevedurado", é enviada para as colunas de destilação.

### 3.5.6. Destilação

O vinho que vem da fermentação possui, em sua composição, 7° a 10°GL (% em volume) de álcool, além de outros componentes de natureza líquida, sólida e gasosa. Dentro dos líquidos, além do álcool, encontram-se a água com teores de 89% a 93%, glicerol, álcoois homólogos superiores, furfural, aldeído acético, ácidos succínico e acético etc., em quantidades bem menores. Já os sólidos são representados por bagacilhos, leveduras e bactérias, açúcares não-fermentescíveis, sais minerais, matérias albuminoides e outros, e os gasosos, principalmente pelo CO<sub>2</sub> e SO<sub>2</sub>.

O álcool presente neste vinho é recuperado por destilação, processo este que se utiliza dos diferentes pontos de ebulição das diversas substâncias voláteis presentes, separando-as. A operação é realizada com auxílio de colunas distribuídas em quatro troncos.

Nesta etapa, o etanol é separado do vinho (inicialmente com 7° a 10°GL) e sai com a flegma (vapores com 40° a 50°GL). O tronco de destilação elimina ainda impurezas (ésteres e aldeídos). Uma coluna de destilação tem por finalidade esgotar a maior quantidade possível de álcool do seu produto de fundo, que é denominado vinhaça. A vinhaça, retirada em uma proporção aproximada de 12-13 litros para cada litro de álcool produzido, e são constituídas principalmente de água, sais sólidos em suspensão e solúveis e utilizada na lavoura como fertilizante, sendo seu calor parcialmente recuperado pelo vinho em um trocador de calor. A sua graduação alcoólica não deve ser superior a 0,03°GL.

### 3.5.7. Retificação

A finalidade desta etapa é concentrar a flegma a uma graduação de aproximadamente 96°GL e proceder a sua purificação com a retirada das impurezas que a acompanham, como álcoois homólogos superiores, aldeídos, ésteres, aminas, ácidos e bases. A flegma é alimentada nessa coluna, onde é concentrada e purificada, sendo retirada, sob a forma de álcool hidratado.

### 3.5.8. Desidratação

O álcool hidratado, produto final dos processos de destilação e retificação, é uma mistura binária álcool-água que atinge um teor da ordem de 96°GL. Isto ocorre devido à formação de uma mistura *azeotrópica*, fenômeno físico no qual os componentes não são separados pelo processo de destilação. Este álcool hidratado pode ser comercializado desta

forma ou passar por um processo de desidratação geralmente utilizado o ciclo-hexano para se obter o álcool anidro.

Este processo utiliza uma coluna de desidratação, sendo o ciclo-hexano alimentado no topo da coluna e o álcool a ser desidratado alimentado a um terço abaixo do topo da coluna. Neste processo, o ciclo-hexano tem a característica de formar com o álcool e a água uma mistura ternária (azeótropo) com um ponto de ebulição de 63°C. Este (menor ponto de ebulição da mistura em relação ao do álcool 78°C) faz com que a água seja retirada no topo da coluna. Por condensação, esta mistura azeotrópica irá se separar em duas fases, sendo a fase inferior, mais rica em água, enviada para outra coluna onde ocorre a recuperação do ciclo-hexano, que retorna ao processo de desidratação. O álcool anidro obtido, com um teor alcoólico em torno de 99,3% m/m, é retirado na parte inferior da coluna de desidratação, de onde é condensado e encaminhado para armazenamento.

#### **4. ATIVIDADES DESENVOLVIDAS**

Durante o período da realização do estágio, foram realizadas atividades conforme programada no processo de admissão. Sendo essas atividades apresentadas a seguir:

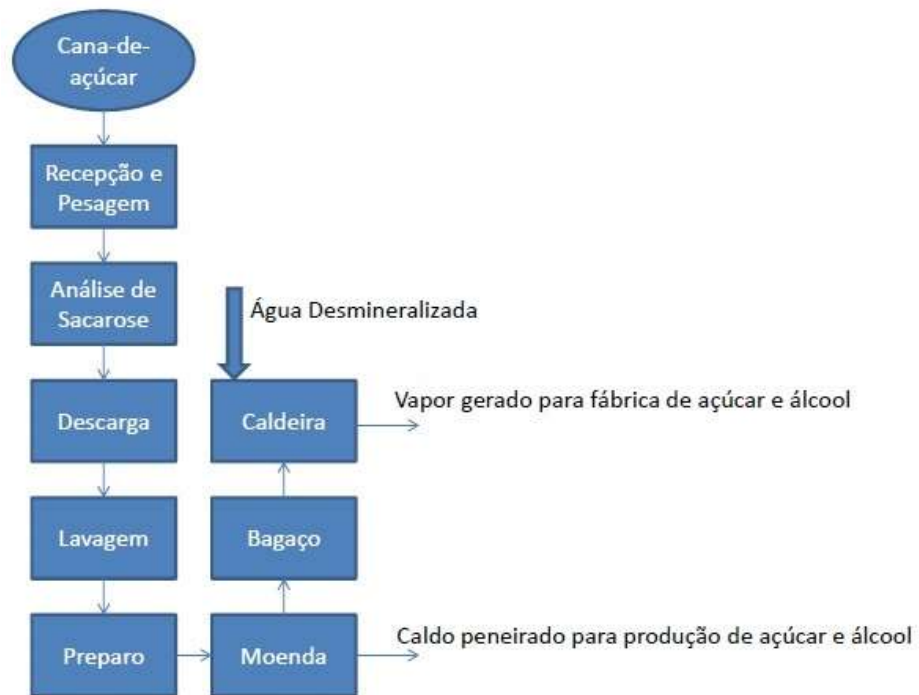
- ATIVIDADE 1: Acompanhamento/conhecimento de todas etapas do processo produtivo do álcool;
- ATIVIDADE 2: Estudo, determinação de parâmetros cinéticos e modelagem da fermentação alcoólica da Usina.

##### **4.1. ATIVIDADE 1: Acompanhamento do processo produtivo do álcool**

Antes de iniciar qualquer tipo de atividade que viesse a ocasionar no desenvolvimento de um novo estudo que propiciasse melhores conhecimentos acerca da etapa do processo produtivo da empresa como um todo, como levantamento de dados, por exemplo, ou amostragem do processo, fez-se necessário o acompanhamento de toda cadeia produtiva.

Durante o acompanhamento da cadeia produtiva foi possível desenvolver um fluxograma simplificado de produção, que serão apresentados nas Figuras 02, 03 e 04, onde através das mesmas é possível observar um esquema produtivo próprio da empresa.

**Figura 02** – Cadeia inicial da matéria-prima a cana-de-açúcar até chegar às fábricas de açúcar e de álcool



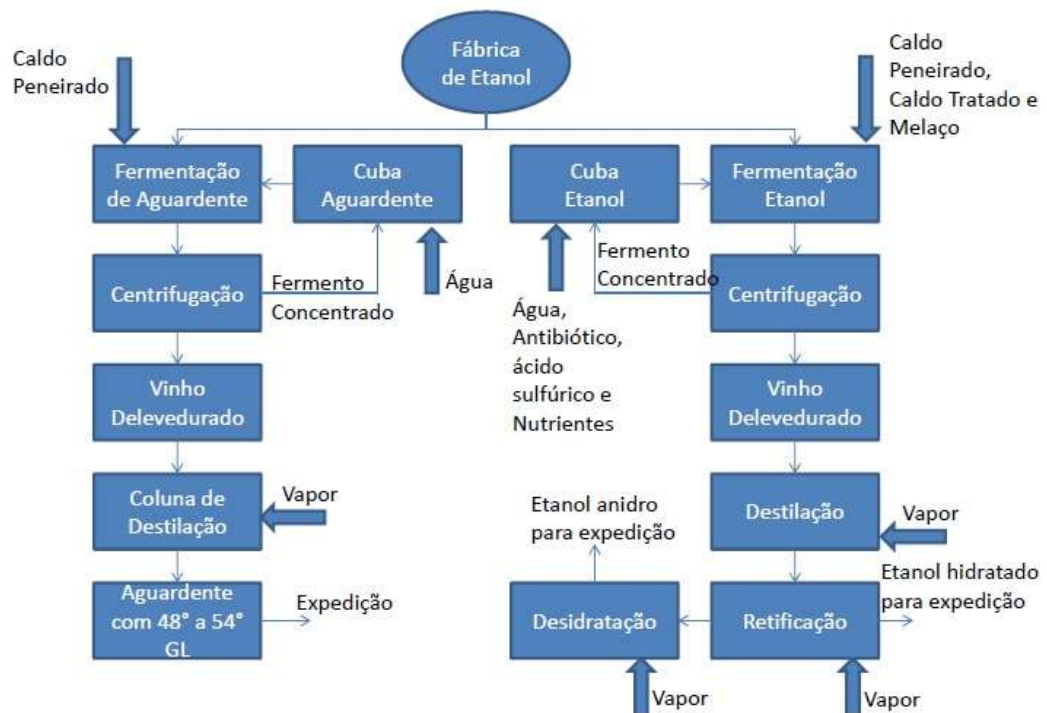
Fonte: Autor (2019).

**Figura 03** – Cadeia do processo produtivo do tratamento de caldo e produção de açúcar



Fonte: Autor (2019).

**Figura 04** – Cadeia produtiva da fabricação de aguardente e álcool.



Fonte: Autor (2019)

#### 4.1.1. Produção de álcool da empresa

##### 4.1.1.1. Tratamento do caldo para a destilaria

Na empresa, o caldo obtido da moagem da cana-de-açúcar na moenda é peneirado, é encaminhado para dois setores específicos: o setor de tratamento do caldo ou à destilaria. Todo transporte é realizado por meio de tubulações de 8” de aço Inox 316, considerado a liga metálica ideal por conter composição química capaz de suportar as condições em que se encontrará o caldo, tratado ou não, durante o transporte. O caldo é impulsionado por motores elétricos ligados à bombas de diferentes capacidades em função das linhas das necessidades do processo.

O caldo enviado para o tratamento, seguirá conforme o fluxograma apresentado na Figura 03, que será aquecido, sulfitado, caleado, em seguida aquecido novamente, decantado e, por fim, evaporado nas caixas de evaporação, para que, por conseguinte, seja direcionado à destilaria.

O caldo tratado final produzido na empresa, é obtido a partir do sistema de evaporação de múltiplo efeito, composto por três estágios. Todo funcionamento desta operação unitária é realizado por vapor saturado de escape oriundo da cogeração de energia elétrica. Enquanto

ocorre o tratamento do caldo, a versatilidade do uso de vapor saturado para funcionamento dos equipamentos pode ser variada, pois, a partir da evaporação do caldo decantado ocorre a geração do “vapor vegetal” que é produzido por meio da aplicação do vapor saturado de escape sob os evaporadores.

O caldo, que é apenas peneirado, enviado diretamente para a destilaria contém a presença de vários materiais orgânicos e inorgânicos que reduzem a qualidade do caldo, e ainda uma alta carga microbiana capaz de reduzir a eficiência no processo de fermentação alcoólica, por apresentar microrganismos competitivos para o processo.

#### 4.1.1.2. Preparação do mosto

O mosto é a solução açucarada que será enviada para os biorreatores ou dornas de fermentação, onde as leveduras serão adicionadas e realizarão a conversão de açúcar em álcool, gás carbônico e subprodutos.

O preparo do mosto seguirá conforme a necessidade ou as especificações de cada coordenador ou supervisor responsável. Neste caso, a empresa possui a capacidade receber diferentes tipos de soluções açucaradas, sendo elas, o caldo peneirado, oriundo da moenda; o caldo tratado e ainda o melaço obtido em fábricas de açúcar, podendo ser este proveniente da própria empresa ou terceiros, em caso de terceiros o melaço é recebido e condicionado em dois tanques com 8.000 m<sup>3</sup> de aço galvanizado na área de estocagem da empresa, e é recebido através de caminhões com especificações para esse tipo de carga. Este melaço é enviado para o setor da destilaria por tubulações de 8” em aço galvanizado, através de motores elétricos de com potência de 12 CV, conectados a bombas do tipo helicoidal.

A recepção das soluções açucaradas na destilaria é realizada em um tubo com 12” de diâmetro e em aço Inox 316, chamada “garapeira”, neste mesmo tubo ocorre recepção de água e a solução contendo o fermento, o controle de quantidade de cada solução é realizada de forma manual pela abertura/fechamento de válvulas do tipo globo de 8”. Para que o mosto esteja em condições ideais de fermentação o ° Brix deve estar entre 13 e 14°, para isso o colaborador realiza uma amostragem desta mistura até atingir as condições ideais, utilizando um equipamento de laboratório chamado densímetro sacarímetro de Brix 0/30°:1g/ml 310+5mm calibrado a 20°C.



#### 4.1.1.3. Preparo e condicionamento do fermento

O sistema de preparo e condicionamento do fermento em usinas sucroalcooleiras varia conforme o sistema adotado na fermentação, neste caso o sistema adotado pela empresa é o sistema de fermentação contínua com reciclo de células (biomassa), isto é, as células de leveduras inseridas no processo são separadas por centrifugação, tratadas e reinseridas no processo. Para o condicionamento destas células de reciclo a empresa conta com três pré-fermentadores (PF), que são tanques com capacidade de aproximadamente 60 m<sup>3</sup>, que possuem eixos mexedores verticais com hastes horizontais soldados ao eixo, ligadas a sistemas moto-redutores com motores elétricos de 8 CV de potência e um redutor de velocidade 1/25 do tipo coroa e rosca sem fim.

Durante o reciclo, o fermento é separado por centrifugação, sendo um total de 6 centrífugas separadoras, com motores de 150 CV de potência, com capacidades de centrifugação entre 75 e 100 m<sup>3</sup>/h. Após a centrifugação o fermento concentrado chega ao PF03 com cerca de 80 g/l de concentração, sendo diluído em água até em concentrações entre 25 e 30 g/l, e tratados com ácido sulfúrico de alta pureza até atingir pH entre 2,0 e 2,5, constantemente submetidos à aeração, sem agitação mecânica, para estimular o desenvolvimento de massa celular. Em seguida, o fermento é direcionado para o PF02 onde é submetido à agitação mecânica e os nutrientes (sulfato de amônia e fostato monoamônico) para suprir as necessidades nutricionais das leveduras, as dosagens são realizadas a cada duas horas, uma quantidade de 20 kg, e por fim enviado para a “garapeira”.

No início da moagem os biorreatores estão prontos para receber toda mistura açucarada para início do processo produtivo, assim são necessários inserir cepas “novas” para desenvolverem-se e replicar-se. Dessa forma, são inseridas cepas que foram condicionadas sob refrigeração (10°C) de safras anteriores para replicação, ou ainda cepas compradas em comércios especializados. Por não estarem em quantidade de concentração suficientes para funcionamento do processo, faz-se necessário a realização da alimentação para replicação dessas, que geralmente é realizada com melão e água.

#### 4.1.1.4. Fermentação alcoólica

A fermentação alcoólica se inicia quando o fermento se une à solução açucarada, diversificada pelas várias possibilidades de mistura (caldo peneirado, caldo tratado e melão), e é enviada para os biorreatores ou como comumente conhecido as dornas de fermentação. Na

garapeira é onde ocorre a mistura entre caldo peneirado ou tratado, melaço, água e fermento tratado.

O caldo peneirado chega à garapeira com ° Brix entre 8° e 11°, no entanto, essas concentrações de açúcares não são satisfatórias para que ocorra a fermentação eficiente, havendo a necessidade de atribuir o melaço com ° Brix entre 31° e 34°, que então requer a utilização de água para reduzir até 13° ou 14° Brix. No caso da utilização do caldo tratado, este mesmo caldo chega à destilaria com ° Brix ideal para que ocorra uma fermentação com produção de álcool satisfatória.

A água que chega à garapeira é oriunda da fonte de captação (rio Pirapama) sendo esta captação realizada por 3 motores de 200 CV de potência, totalizando uma vazão média entre 450 e 500 m<sup>3</sup>/h, e enviada para o reservatório, com cerca de 300 m<sup>3</sup>, localizado na destilaria. Enquanto que o fermento tratado é enviado para a garapeira saindo diretamente do PF02.

Após a realização de toda mistura, a solução açucarada ideal adicionada de fermento tratado é enviada para os biorreatores, onde a vazão média da alimentação é de 380 m<sup>3</sup>/h, dividida em duas tubulações que conseqüentemente alimentará dois reatores, que são tanques cilíndricos com 800 m<sup>3</sup> de capacidade contendo 10 metros de altura. Os reatores são compostos de chapas de aço galvanizado e por uma tampa em formato cônico, para redução de pressão de gás em um único ponto da superfície da tampa. Ambos os reatores, são alimentados através de um tubo em aço Inox 316, adentrando por cima e indo ao fundo da dorna e subdividindo-se em 6 pontos de distribuição para evitar acúmulo de fermento e estimulando a agitação.

Em ambos os reatores, na altura de 9,5m, há uma saída de escape responsável pela transferência do mosto fermentado da primeira dorna para a segunda dorna, onde esta saída de escape é composta por um tubo de 15” em aço Inox 316 que entra como alimentação para a dorna seguinte pela lateral no fundo, em uma angulação ajustada para impulsionar a agitação da mesma. Estas dornas secundárias são compostas por chapas de aço Inox 316, de capacidade de 365 m<sup>3</sup> e altura igual a 10m.

O esquema em ambos os reatores, do segundo estágio de fermentação, repete-se, em termos de capacidade, altura, material utilizado e modo de transporte entre fluídos, formando um terceiro estágio de fermentação duplo, como apresentado na Figura 06. Após o terceiro estágio o fluído é passado para um quarto reator. Sendo este com mesma capacidade, composto pelo mesmo material e altura, recebe o fluído que percorreu as duas linhas de estágio de fermentação. Em seguida, através de duas tubulações acopladas ao reator correspondente ao

quarto estágio fermentativo, na Figura 06 nomeada dorna 6, são atribuídas duas saídas para o próximo reator, este com capacidade de 261 m<sup>3</sup> e 8,5m de altura e composto pelo mesmo material que os outros.

O esquema continua pelos próximos três reatores, composto pela mesma capacidade, altura e material de confecção dos anteriores, até atingir a dorna final, onde então o mosto fermentado será direcionado para o setor de centrifugação.

#### 4.1.1.5. Centrifugação

A centrifugação tem a função de retirar maior parte possível da massa celular do mosto fermentado, que chega às dornas finais com concentrações celular de aproximadamente 23 a 25 g/l. O fermento concentrado ou leite de levedura é retornado para o pré-fermentadores e são tratados e reinseridos no processo. Enquanto que o mosto fermentado, ou mosto delevedurado, é enviado para a dorna volante, sendo divididas em dorna volante de álcool e dorna volante de aguardente. Este setor é composto por seis centrífugas separadoras, com motores de 150 CV de potência, com capacidades de centrifugação entre 75 e 100 m<sup>3</sup>/h.

A função da separação deste mosto delevedurado é a finalidade para qual será utilizada, seja para as colunas de destilação de etanol, propriamente dita, ou para a coluna de destilação para produção de aguardente, além disso, as dornas ainda possuem funções pulmões para a drenagem para as colunas de destilação, evitando a variação de vazão durante a alimentação das colunas de destilação. A dorna volante de álcool possui volume total de 365 m<sup>3</sup>, 10m de altura e é composta por chapas de aço Inox 316 enquanto a dorna volante de aguardente possui capacidade de 261 m<sup>3</sup>, 8,5m de altura e é composta pelo mesmo material.

#### 4.1.1.6. Destilação

Na destilação é onde o mosto fermentado, que sai com composições entre 7° e 10 °GL, atingirá concentrações suficientes para suas respectivas destinações, conforme apresentadas as especificações nas Tabelas 02 e 03.

No processo de destilação é possível obter diferentes produtos a partir de um mesmo insumo. Os tipos de operações é que irão diferenciar estes produtos. Atualmente a empresa conta com um conjunto de quatro aparelhos de destilação, conforme apresentado na Tabela 04.

**Tabela 04** – Aparelho de destilação e suas respectivas colunas.

<b>Aparelho 60</b>	<b>Aparelho 90</b>	<b>Aparelho 120</b>	<b>Aparelho Exal®</b>
Coluna A	Coluna A	Coluna A	Coluna A
-	Coluna B	Coluna B	Coluna B
-	Coluna C	Coluna C	Coluna EP
-	Coluna P	Coluna P	Coluna Q

Fonte: Autor (2019).

Apesar de que todos os aparelhos tenham a mesma finalidade, cada um possui suas especificações, modos de operação, modo de funcionamento e destinação do produto final conforme a determinação da empresa e/ou coordenador ou supervisor responsável.

- **Aparelho 60**

Este aparelho é especificamente preparado para produção de aguardente, assim, sua alimentação é obtida de modo independente a partir da dorna volante de aguardente, onde esta alimentação é realizada por um conjunto motor-bomba ligada a um motor elétrico de 10 CV de potência e o motor com capacidades entre 40 e 70 m<sup>3</sup>/h. E este aparelho é capaz de produzir 3 a 5 m<sup>3</sup>/h de aguardente.

- **Aparelho 90**

O aparelho 90 é tipo de aparelho C, completo especificamente para a produção de álcool anidro, no entanto, existe a ocasionalidade de sua utilização para produção de apenas aguardente, através do funcionamento apenas da coluna de destilação A, (no entanto, não é especificamente voltado para esta destinação); para a produção de álcool hidratado, pela utilização da coluna de destilação A e B; ou para a produção de álcool anidro através das colunas A, B, C e P, ou apenas pela utilização das colunas C e P, sendo a coluna de desidratação alimentada com álcool hidratado produzido por outro aparelho.

A alimentação deste aparelho é oriunda da dorna volante de álcool e se dá de forma independente, através de tubulações em aço Inox 316 com diâmetros de 8”, impulsionada por bomba helicoidais de vazões entre 50 e 80 m<sup>3</sup>/h, ligada a um motor elétrico de 12 CV de potência.

- **Aparelho 120**

Este aparelho assemelha-se ao aparelho 90. Seu diferencial é a locação e a capacidade de produção quando destinado a produção de álcool hidratado, através da utilização das colunas

A e B. Isso porque sua capacidade de alimentação, que possui vazão variando entre 80 e 120 m<sup>3</sup>/h.

- Aparelho Exal®

No aparelho Exal®, sua destinação é a produção de álcool neutro, no entanto, na maioria das vezes o mesmo é utilizado para produção de álcool hidratado por possuir alguns diferenciais em relação aos demais aparelhos. Um dos grandes custos no processo de produção de álcool em geral é a demanda de vapor saturado para funcionamento das operações unitárias de uma usina sucroalcooleira, neste caso este aparelho foi dimensionado para trabalhar sob condições de baixas pressão, consideradas vácuo, reduzindo assim na utilização de vapor saturado e consequentemente reduzindo custos de produção. Outro diferencial é a eficiência de produção deste, sendo alimentado à uma vazão que pode variar entre 110 e 200 m<sup>3</sup>/h e chegar a produzir 17 m<sup>3</sup>/h de álcool hidratado.

Para um acompanhamento eficiente do processo de fermentação alcoólica para a produção de álcool e/ou aguardente é necessário um rigoroso acompanhamento em variáveis que ao longo do processo determinarão a qualidade final do mosto fermentado para posteriormente ser encaminhado para as colunas de destilação.

As análises dessas variáveis podem ser divididas em dois métodos, apresentados na Tabela 05, realizadas pelo colaborador responsável pelo controle da fermentação alcoólica propriamente dita, onde se é acompanhado os biorreatores para que não haja algum tipo de falha de processo; e as análises realizadas em laboratórios, sendo realizadas em laboratório industrial e laboratório de microbiologia.

**Tabela 05** – Análises para acompanhamento da fermentação alcoólica e seus respectivos locais de análise

<b>Processo</b>	<b>Lab. industrial</b>	<b>Lab. de microbiologia</b>
Sólidos Solúveis Totais (° Brix)	Sólidos Solúveis Totais (° Brix)	Viabilidade Celular (%)
Temperatura (°C)	Acidez (mg/100ml)	Brotamento (%)
-	Teor de álcool (°GL)	Floculação (%)
-	pH	Bastonetes (%)
-	Açúcar residuais Redutíveis (ARR) (%)	-
-	Concentração de fermento no biorreator (%)	-

Fonte: Adaptado de Companhia Alcoolquímica Nacional (2019)

Para a realização do monitoramento e controle da fermentação alcoólica, são utilizadas as análises citadas no item anterior, para que assim seja tomada as decisões cabíveis para regulação e adequação do processo. As amostragens são realizadas a cada duas horas de cada um dos reatores, no entanto, as análises realizadas no laboratório industrial são aplicadas às amostras de entrada e saída do processo de fermentação, bem como as análises realizadas no laboratório de microbiologia são aplicadas às amostras de entrada e saída da etapa de fermentação.

O processo de produção de álcool possui como uma das etapas principais a fermentação alcoólica, sendo definida como um processo bioquímico, sob ausência de oxigênio, onde ocorre liberação de energia (exotérmica), assim, por meio das análises de temperatura, faz-se necessário a aplicação de medidas para abaixamento na temperatura dos reatores, como a utilização de trocadores de calor, que por meio de troca térmica reduz as temperaturas, mantendo sob temperatura ideal, entre 32° e 34°C.

As análises de sólidos solúveis totais (° Brix) tem a função de auxiliar no controle da quantidade de açúcar que entra nos reatores de fermentação, através do caldo de cana-de-açúcar enviado para a destilaria. O caldo de cana-de-açúcar enviado para a destilaria pode ser oriundo da moenda, onde se é realizado todo processo de remoção do caldo da cana e não recebe nenhum tipo de tratamento específico, apenas peneirado, ou oriundo da fabricação de açúcar, onde o caldo saído da moenda é enviado para o tratamento, em seguida enviado para a destilaria.

Ao longo do processo produtivo do álcool e/ou aguardente, a presença de microrganismos indígenas (vindos do canavial agregado a matéria-prima) que competem com as leveduras na fermentação alcoólica aumenta constantemente, sendo em sua maioria oriundas do campo, donde é retirada a matéria-prima. Para que possa ser realizado o controle adequado, o método utilizado para um melhor acompanhamento e monitoramento é através das análises de acidez, expressas em miligramas de ácido acético por 100 mililitro de mosto fermentado. Além disso, outros indicadores para essa avaliação e monitoramento são as análises realizadas no laboratório de microbiologia, análise de percentual de bastonetes e o percentual de floculação da massa celular.

Uma das medidas de ação tomadas na tentativa de reduzir a carga microbiana indesejada, é a utilização de ácido sulfúrico para o abaixamento do pH, para valores entre 1,8 a 2,2 ou ainda entre 2,0 a 2,5, a depender do critério aplicado pelo coordenador responsável pelo processo.

Uma outra forma utilizada como plano de medida de ação contra a presença de microrganismos indesejáveis é através da utilização de antibióticos que podem agir com função bactericida ou bacteriostática, variando conforme o princípio ativo. As dosagens e os períodos variam conforme a necessidade. A análise de percentual de bastonetes é um forte auxiliar no acompanhamento da eficiência desses antibióticos.

#### **4.2. ATIVIDADE 2: Estudo, determinação dos parâmetros cinéticos e modelagem da fermentação alcoólica**

Para estudo e determinação dos parâmetros cinéticos da fermentação alcoólica, inicialmente fez-se necessário o conhecimento dos principais modelos cinéticos encontrados na literatura, assim, com base no estudo de Porto (2005), tomou-se 6 modelos cinéticos principais, sendo eles: Ghose e Tyagi (1979), Levenspiel (1980), Lee, Pagan e Rogers (1983), Sevely *et al.* (1980) citado por Dourado (1987), Jin *et al.* (1981) citado por Dourado (1987) e Toseto (2002). Cada um dos respectivos modelos segue com suas respectivas condições, conseqüentemente seus respectivos parâmetros cinéticos, como apresentado na Tabela 07, onde na mesma estão sendo apresenta também os modelos cinéticos.

As atividades descritas neste item e no item seguinte foram objetos de estudo específico mais detalhado, que levou ao desenvolvimento de Trabalho de Conclusão de Curso (TCC) deste

mesmo autor, intitulado como: Modelagem e simulação do processo de fermentação alcoólica da indústria sucroalcooleira, não detalhado neste trabalho.

A determinação dos parâmetros cinéticos parte do ponto de que àquelas constantes causam impacto sob o processo de fermentação alcoólica, sendo assim, optou-se por determinar o modelo cinético que mais se ajustava às curvas de processo: concentração de substrato, concentração de células e concentração de produto formado, onde inicialmente os parâmetros cinéticos utilizados foram obtidos também da literatura, apresentados na Tabela 06, determinados por Michaelis-Menten.



**Tabela 06** - Autores e parâmetros cinéticos de modelos baseados na cinética convencional de Michaelis-Menten.

AUTORES	$K_s$	$\mu_{max}$	$P_{max}$	$X_{max}$	$Y_N$	$Y_M$	$K_i$	$K_p$	$K_1$	$K_2$
GHOSE E TYAGI (1979)	0,48	0,40	87	-	1	-	203,49	-	-	-
LEVENSPIEL (1980)	0,222	0,42	87,5	-	0,41	-	-	-	-	-
LEE; PAGAN; ROGERS (1983)	1,6	0,24	90	100	1	1	-	-	-	-
SEVELY <i>et al.</i> (1980) citado por DOURADO (1987)	5	0,3	85	-	1	-	-	4,5	-	-
JIN <i>et al.</i> (1980) citado por DOURADO (1987)	0,22	0,453	-	-	-	-	-	-	0,06035	0,0055
TOSETTO (2002)	21	0,5	88	-	7	-	-	15,5	-	-

Fonte: Porto, 2005.

Legenda:

- $K_i$  Constante de inibição pelo substrato
- $K_p$  Constante de inibição pelo produto,
- $K_s$  Constante de limitação pelo substrato,
- $K_1$  Fator exponencial de inibição pelo produto,
- $K_2$  Fator exponencial de inibição pelo substrato,
- $P_{max}$  Concentração máxima de etanol,
- $X_{max}$  Concentração máxima de células,
- $Y_M$  Fator potência de inibição pela massa celular
- $Y_N$  Fator potência de inibição pelo produto
- $\mu_{max}$  Velocidade específica máxima de reação.

**Tabela 07** - Modelos matemáticos não-estruturados e não-segregados propostos para fermentação alcoólica, suas condições e autores.

MODELO	CONDIÇÃO	AUTORES
$\mu_i = \mu_{max} * \frac{S_i}{\left(S_i + K_s + \frac{S_i^2}{K_i}\right)} * \left(1 - \frac{P_i}{P_{max}}\right)$	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Substrato limitante</li> <li>- Inibição pelo substrato</li> <li>- Inibição linear pelo produto</li> </ul>	GHOSE E TYAGI (1979)
$\mu_i = \mu_{max} * \left(1 - \frac{P_i}{P_{max}}\right)^{Y_n} * \frac{S_i}{(K_s + S_i)}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Substrato limitante</li> <li>- Sem inibição pelo substrato</li> <li>- Inibição de potência pelo produto</li> </ul>	LEVENSPIEL (1980)
$\mu_i = \mu_{max} * \left(\frac{S_i}{K_s + S_i}\right) * \left(1 - \frac{P_i}{P_{max}}\right)^{Y_n} * \left(1 - \frac{X_i}{X_{max}}\right)^{Y_m}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Substrato limitante</li> <li>- Sem inibição pelo substrato</li> <li>- Inibição de potência pelo produto</li> <li>- Inibição por altas concentrações de biomassa</li> </ul>	LEE; PAGAN; ROGERS (1983)
$\mu_i = \mu_{max} * \left(\frac{S_i}{K_s + S_i}\right) * \left(\frac{K_p}{P_i + K_p}\right) * \left(1 - \frac{P_i}{P_{max}}\right)$	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Substrato limitante</li> <li>- Sem inibição pelo substrato</li> <li>- Inibição parabólica pelo produto</li> </ul>	SEVELY <i>et al.</i> (1980) citado por DOURADO (1987)
$\mu_i = \mu_{max} * e^{(-K_1 * P_i) - (K_2 * S_i)} * \frac{S_i}{(K_s + S_i)}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Substrato limitante</li> <li>- Inibição exponencial pelo substrato</li> <li>- Inibição exponencial pelo produto</li> </ul>	JIN <i>et al.</i> (1981) citado por DOURADO (1987)
$\mu_i = \mu_{max} * \frac{S_i}{\left(S_i + K_s + \frac{S_i^2}{K_i}\right)} * \left(1 - \frac{P_i}{P_{max}}\right)^{Y_n}$	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Substrato limitante</li> <li>- Inibição pelo substrato</li> <li>- Inibição de potência pelo produto</li> </ul>	TOSETTO (2002)

Fonte: Porto, 2005.

Legenda,

$K_i$	Constante de inibição pelo substrato
$K_p$	Constante de inibição pelo produto,
$K_s$	Constante de limitação pelo substrato,
$K_1$	Fator exponencial de inibição pelo produto,
$K_2$	Fator exponencial de inibição pelo substrato,
$P_i$	Concentração de etanol inicial,
$P_{max}$	Concentração máxima de etanol,
$S_i$	Concentração de substrato,
$X_i$	Concentração de células inicial,
$X_{max}$	Concentração máxima de células,
$\mu_i$	Velocidade da reação,
$\mu_{max}$	Velocidade específica máxima de reação.

Após estudo para análise de todos os modelos cinéticos, utilizando seus respectivos parâmetros cinéticos convencionais determinados por Michaelis-Menten, foi possível determinar o modelo ao qual era capaz de melhor representar o processo de fermentação alcoólica da empresa concedente, através da aproximação das curvas. No entanto, os parâmetros cinéticos utilizados não proporcionaram a aproximação esperada, pois não se tratava dos parâmetros do próprio processo, tendo em vista que para cada usina existem condições diferentes, colônias de leveduras diferentes, etc. Assim, seria necessário a determinação desses parâmetros.

Para a determinação dos parâmetros cinéticos requer o conhecimento mais aprofundado do processo, no entanto, o processo em si da empresa concedente não proporciona condições para a realização do estudo e determinação exata desses parâmetros. Por se tratar de um processo de fermentação alcoólica contínua, os reatores estão constantemente com sua capacidade máxima e não possibilitando a realização das amostragens periódicas necessárias para a obtenção do devido conhecimento requerido.

O modelo cinético com melhor aproximação quando comparado ao processo real foi o modelo descrito por Ghose e Tyagi (1979), sendo assim, as condições descritas para o processo da empresa são: substrato limitante, inibição pelo substrato e inibição linear pelo produto formado. Bem como, com a determinação do modelo cinético com melhor aproximação é possível determinar quais parâmetros cinéticos serão determinados, sendo eles: Constante de limitação pelo substrato ( $K_s$ ), velocidade máxima específica de reação ( $\mu_{max}$ ), concentração

máxima de produto ( $P_{max}$ ), fator potência de inibição pelo produto ( $Y_N$ ) e constante de inibição pelo substrato ( $K_i$ ).

Com as condições insatisfatórias para a determinação dos parâmetros cinéticos, fez-se necessário buscar em literatura. Desse modo, para que pudesse se aplicar parâmetros cinéticos de outro estudo a este, as condições de operação deveriam ser, pelo menos, o mais próximo possível, sendo assim, Porto (2005), ao longo do desenvolvimento do seu estudo realizou a determinação destes mesmos parâmetros para este modelo em condições de operações aceitáveis, admitindo-se assim que os parâmetros cinéticos seriam capazes de satisfazer as condições do nosso estudo, sendo esses valores apresentados na Tabela 08.

**Tabela 08** – Constante cinéticas utilizadas no desenvolvimento do estudo

<b>Ks</b>	<b><math>\mu_{max}</math></b>	<b>Pmax</b>	<b>Yn</b>	<b>Ki</b>
31,9	$1,39 \cdot 10^{-4}$	51,6	1	18

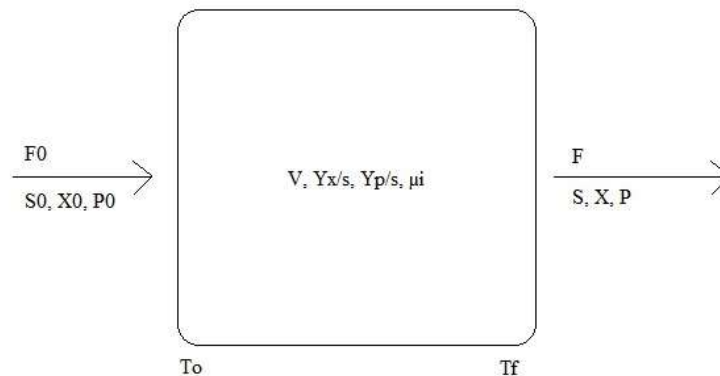
Fonte: Autor, 2019.

Segundo Aguirre (2004) a modelagem matemática é a área de estudo voltada para avaliar diferentes formas de desenvolver e transformar modelos matemáticos em sistemas reais e vice-versa. Para processos fermentativos, a modelagem matemática, pode ser definida como a tentativa de representar, através de equações matemáticas, os balanços de massa para cada componente nos biorreatores, associados às complexas transformações bioquímicas que ocorrem no processo e às velocidades com que essas transformações se processam (BONOMI; SCHMIDELL, 2001).

Uma vez obtido um modelo matemático, é necessário verificar se o comportamento de tal modelo equivale ao do sistema real e quais são os limites de validade. A fim de avaliar o desempenho de um modelo, é necessário simulá-lo, ou seja, é necessário resolver as equações que compõem o modelo. Portanto, a forma de simular vai depender da representação utilizada (AGUIRRE, 2004).

A Figura 05 apresenta o volume de controle ao qual o sistema é submetido às devidas entradas e saídas do processo ao qual o modelo matemático irá representar.

**Figura 05** - Volume de controle representativo do processo de fermentação alcoólica.



Fonte: Autor (2019).

Legenda,

F	Vazão Final,
$F_0$	Vazão Inicial,
P	Concentração de Etanol Final,
$P_0$	Concentração de Etanol Inicial,
S	Concentração de Substrato Final,
$S_0$	Concentração de Substrato Inicial,
V	Volume,
X	Concentração de Células Final,
$X_0$	Concentração de Células Inicial,
$Y_{p/s}$	Rendimento de Etanol
$Y_{x/s}$	Rendimento de Células
$\mu_i$	Velocidade da reação.

A simulação é um estudo fundamental na área da engenharia de processos, utilizada para prever resultados experimentais para possíveis aplicações em grande escala. Segundo Thome (1993) simulação é processo de design de um modelo operacional de um sistema e a condução de experimentos com este modelo, com a finalidade de proporcionar um melhor entendimento do comportamento do sistema ou de avaliar estratégias alternativas para o desenvolvimento ou operação do mesmo. O modelo deve ser capaz de reproduzir aspectos selecionados do comportamento do sistema modelado com uma precisão aceitável.

$$\frac{dV}{dt} = F0 - F \quad (12)$$

$$\frac{dS}{dt} = (S0 * F0) - (S * F) + \left( \frac{1}{Y_{x/s}} * X * \mu_i * V \right) * \left( \frac{1}{V} \right) \quad (13)$$

$$\frac{dP}{dt} = (P0 * F0) - (P * F) + \left( \frac{Y_{p/s}}{Y_{x/s}} * X * \mu_i * V \right) * \left( \frac{1}{V} \right) \quad (14)$$

$$\frac{dX}{dt} = (X0 * F0) - (X * F) + (X * \mu_i * V) * \left( \frac{1}{V} \right) \quad (15)$$

Legenda,

F	Vazão Final,
F0	Vazão Inicial,
P	Concentração de Etanol Final,
P0	Concentração de Etanol Inicial,
S	Concentração de Substrato Final,
S0	Concentração de Substrato Inicial,
V	Volume,
X	Concentração de Células Final,
X0	Concentração de Células Inicial,
$Y_{p/s}$	Rendimento de Etanol
$Y_{x/s}$	Rendimento de Células
$\mu_i$	Velocidade da reação.

A modelagem matemática e simulação computacional das dornas do processo de fermentação alcoólica foram realizadas no *software* MatLab ®, devido à simplicidade da interface e a facilidade de manipulação, pois o mesmo pode ser utilizado em máquinas que não necessitam de extensos requisitos de configuração. O MatLab ® possui um ambiente de trabalho simples, pois os problemas podem ser descritos em linguagem matemática e não em linguagem de programação tradicional, como muitos outros softwares utilizam. Além disso, inclui grande número de bibliotecas que englobam funções gráficas, integração numérica, álgebra linear, otimização e outras, além de bibliotecas específicas para engenharia e ser de fácil manuseio, além de possuir diversas ferramentas aplicadas a engenharia de processos, uma dessas ferramentas é o *simulink*, além de apresentar um sistema de análise convergência em função do tempo, através da função *ode15s*, que analisa o comportamento automaticamente, quando necessário realiza cortes no fluxo, tendo em vista que é levado em consideração a permanência para constâncias de valores, isto é, caso o perfil traçado atinja valores constantes por certo período de tempo, ocorre a redução durante este período.

A modelagem das dornas de fermentação foi realizada em regime transiente, assim, o comportamento do volume de controle deve ser constante na unidade de processamento (Equação 12), no entanto, o balanço de massa para o substrato, células e produto formado (etanol) são representados pelas Equações (13), (14) e (15), respectivamente:

Levando em consideração que o sistema possui um controle de vazão eficiente, os valores correspondentes à vazão entrada e saída são iguais (Equação 16), assim tem-se:

$$\frac{dV}{dt} = 0 \quad (16)$$

Para desenvolvimento da simulação fez-se uso da ferramenta *Simulink* do Matlab®, onde os modelos matemáticos aplicados, através de um código computacional, foram implementados e utilizando o recurso de construção de blocos para recebimento e saída de dados, onde o esquema de distribuição destes blocos seguiu o padrão dos estágios de fermentação utilizado no local de estudo.

A simulação desenvolvida calculou as concentrações de substrato, células e etanol em cada uma das dornas de fermentação a partir dos dados reais da planta operacional e tomou como base o esquema apresentado na Figura 06, durante um período de tempo dimensionado para durar a fermentação real, 12 horas, sendo analisada a carga de distribuição ao longo das dornas de fermentação em função da vazão de alimentação.

A simulação do processo de fermentação alcoólica para a produção de álcool com reatores ligados em série e paralelo composta por 11 estágios fermentativos com a utilização de reciclo celular e foi desenvolvida conforme a Figura 07.

A simulação de modelos contínuos normalmente envolve a resolução de equações diferenciais do tipo  $x = f(x, t)$ . Na maioria dos casos, obter uma solução analiticamente é impossível e, portanto, resolve-se a equação diferencial, de forma aproximada, por métodos numéricos (AGUIRRE, 2004).

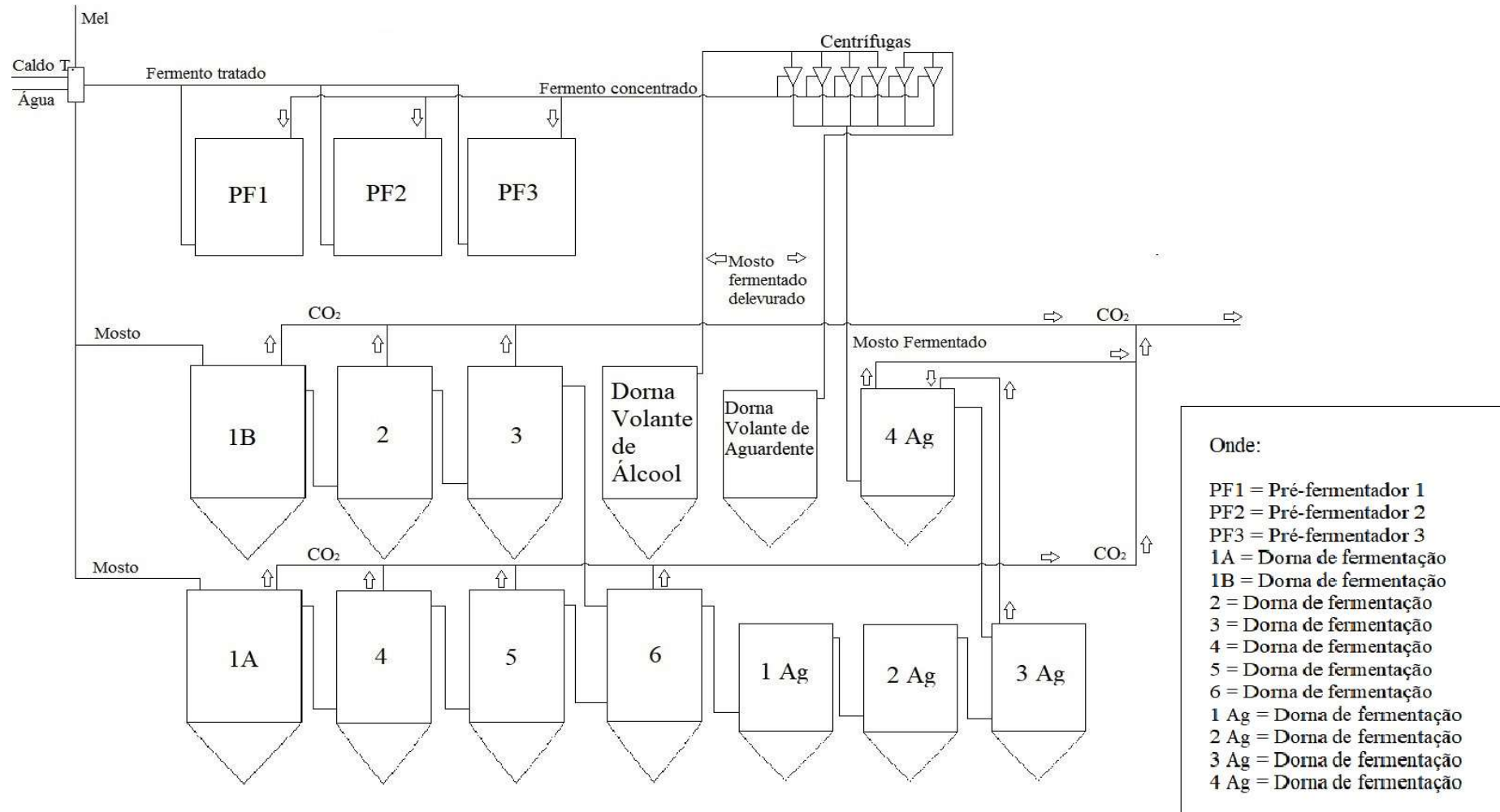
O *simulink* fornece diferentes tipos de algoritmos de solução para equações diferenciais. Alguns destes algoritmos são resultados de recentes pesquisas em integração numérica, onde vem se tornando cada vez mais precisas (MARTINS, 2009). Geralmente são utilizados métodos de passos variáveis, pois eles ajustam continuamente o passo de integração maximizando a eficiência enquanto mantém uma precisão especificada.

O *ode15s* utiliza um sistema de ordem variável de multi passos para sistemas inflexíveis. O método utilizado é o BDF de passo quase constante para EDOs rígidas de Klopfenstein-Shampine (KLOPFENSTEIN, 1971; SHAMPINE; BACA, 1984).

Códigos BDF de uso geral adaptam o tamanho da etapa à solução do problema. Por razões práticas, a implementação típica dos BDF é um tamanho de passo quase constante, o que significa que as fórmulas usadas são sempre aquelas para um passo constante “ $h$ ” e o tamanho do passo é mantido constante na medida do possível. Quando for necessário ou desejável alterar o tamanho da etapa para um novo tamanho de etapa “ $h_{\text{new}}$ ”, os valores da solução anterior calculados em um espaçamento de “ $h$ ” são interpolados para obter valores em um espaçamento de “ $h_{\text{new}}$ ” (SHAMPINE; BACA, 1984).

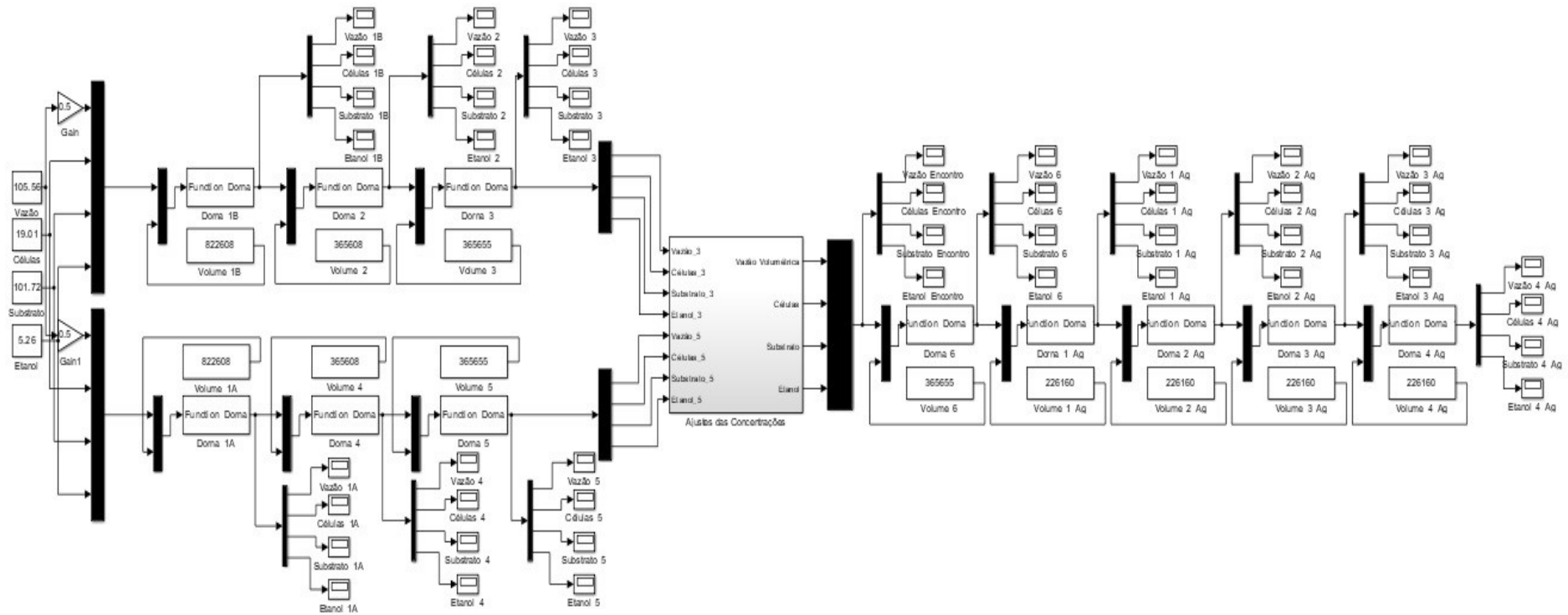


**Figura 06** - Diagrama esquemático do processo de fermentação utilizado na usina do grupo JB.



Fonte: Autor (2019)

**Figura 07** – Diagrama da Estrutura utilizada na simulação do processo de fermentação alcoólica da usina em estudo implementada em ambiente Matlab®/Simulink.



Fonte: Autor (2019).

## 5. CONSIDERAÇÕES FINAIS

O ESO é uma etapa da formação profissional importante onde parte dos conhecimentos recebidos ao longo do curso podem ser vivenciados e aplicados, dando uma visão ao futuro profissional dos desafios a serem enfrentados na rotina de trabalho. Além dos conhecimentos pré-existentes novos conhecimentos foram agregados, tanto técnicos como comportamentais.

O acompanhamento da etapa de fermentação alcoólica do processo de produção de álcool/aguardente permitiu identificar os pontos considerados críticos para uma possível redução da qualidade do produto final obtido nesta etapa (mosto fermentado), permitindo assim aprender o que deve ser levado em consideração no processo de fermentação alcoólica de qualidade.

Durante o monitoramento e avaliação da presença de possíveis microrganismos competitivos ou indígenas foi aprender a definir planos de ação ou medidas efetivas para eliminar ou reduzir cargas de microrganismos competitivos. Sobretudo, obter maiores controles de temperatura, com a finalidade de manter as cepas de leveduras atribuídas inicialmente.

O estudo desenvolvido foi possível concluir que através dos balanços de substrato, células e produto foi possível ajustar um modelo matemático que fosse capaz de descrever o processo de fermentação alcoólica da produção de etanol para a industrial sucroalcooleira em estudo, através das concentrações de substrato e etanol. Para realização dos ajustes e posterior aplicação de um modelo matemático capaz de prever, também, as concentrações de células, se faz necessário, posteriormente, a busca através da literatura, por um modelo cinético que leve em consideração a variação da concentração de células ao longo dos estágios fermentativos.

A cinética fermentativa da Companhia Alcoolquímica Nacional do grupo JB foi descrita de forma satisfatória pelo modelo descrito por Ghose e Tyagi (1979), que considera limitação e inibição pelo substrato, além de considerar o produto como um inibidor linear. A inibição linear pelo produto deve ser considerada na usina em operação, pois o modelo cinético utilizado apresenta valores máximos de concentração, aos quais são atingidos durante funcionamento, que influenciariam a cinética.

A modelagem matemática desenvolvida utilizou a consideração de que o regime acontece de forma transiente, isto é, o volume de alimentação ou entrada do processo é igual ao volume de saída, obtendo assim, um volume constante durante o processo de produção de etanol, como a modelagem matemática foi capaz de descrever o processo de fermentação

alcoólica para os parâmetro concentração de substrato e concentração de etanol, é possível concluir que a operação deste sistema fermentativo real ocorre em regime transiente.

## REFERÊNCIAS

AGUIRRE, L. A. Introdução à identificação de sistemas: técnicas lineares e não lineares a sistemas reais. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2004.

BECKER, A. J.; SILVA, D. M. I.; DIAS, F. H. S.; PINHEIRO, L. K. Noções Básicas em Programação em MATLAB. Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria – RS, 2010.

BONOMI, A.; SCHMIDELL, W. Modelagem matemática e simulação de processos fermentativos. *Biotecnologia Industrial*. São Paulo: Edgard Blücher, 2, p.123-178. 2001.

COMPANHIA ALCOOLQUIMICA NACIONAL. Disponível em: <<http://www.grupo.jb.com.br/>>. Acesso em: 08 de fev. de 2019.

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. Acompanhamento da safra brasileira de cana-de-açúcar – v.5 – Safra 2018/2019. Brasília: CONAB, 2018.

DOURADO, A.; GOMA, G.; ALBUQUERQUE, U.; SEVELY, Y. Modeling and Statistic Optimization of the Ethanol Production in a Cascade Reactor I. Modeling. *Biotechnology and Bioengineering*, New York, v.29, n.2, p. 187-194, 1987.

GHOSE, T.K.; TYAGI, R.D. Rapid Ethanol Fermentation of Cellulose Hydrolysate. II Product and Substrate Inhibition and Optimization of Fermentor Design. *Biotechnology and Bioengineering*, New York, v.21, p.1401-1420, 1979.

GNANSOUNOU, E.; DAURIAT, A. Ethanol fuel from biomass: A review. *Journal Scientific Industrial Research*, v. 64, p. 809-822, 2005.

KLOPFENSTEIN, R. W. Numerical differentiation formulas for stiff systems of ordinary differential equations, *RCA Review*, p. 447 (1971).

LEE, J.H.; PAGAN, R.J.; ROGERS, P.L. Continuous simultaneous saccharification and fermentation of starch using *Zimomonas mobilis*. *Biotechnology and Bioengineering*, New York, v.25, p.659-669, 1983.

LEVENSPIEL, O. The Monod Equation. A Revisit and a Generalization to Product Inhibition Situation. *Biotechnology and Bioengineering*, New York, v.22, p.1671-1687, 1980.

LOBATO, F. S. Controle ótimo da fermentação alcoólica em reator batelada alimentada usando computação bio-inspirada. *Tendências em Matemática Básica e Computacional*, v. 1, p. 3-15, 2015.

LOBATO F. S., SANTOS K. G. & MURATA, V. V. Controle on-off de um Fermentador Batelada Alimentada para Altas Concentrações de Substrato. 6 Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica. 2005.

MARTINS, M. A. F., Modelagem, simulação e controle de sistemas dinâmicos contínuos usando o ambiente de simulação Simulink. Dissertação de mestrado. Universidade Federal da Bahia – Escola Politécnica. Salvador – BA. 2009.

PACHECO, T. F., Produção de Etanol: Primeira ou segunda geração? Circular técnica. ISSN 2177 – 4420. Ed. 04. Brasília – DF. 2011.

PORTO, L. M. Modelagem de processo industrial de fermentação alcoólica contínua com reatores de mistura ligados em série. Tese de Doutorado. Universidade Estadual de Campinas. Campinas – SP. 2005.

SALOMÃO, R. Globo Rural – Mundo deve produzir 184,9 milhões de toneladas de açúcar, diz USDA. Disponível em: <<https://revistagloborural.globo.com/Noticias/Agricultura/Cana/noticia/2017/11/mundo-deve-produzir-1849-milhoes-de-toneladas-de-acucar-diz-usda.html>>. Acesso em: 04 de maio de 2018.

SHAMPINE, L. F.; BACA L. S., Error estimators for stiff differential equations, *J. Comp. Appl. Math.*, p. 197. 1984.

SILVA, F. M. Relatório de estágio curricular. Curso técnico em petroquímica. Ipojuca – Pernambuco. 2017

SUHAIMI, S. N. et al. Bioconversion of glycerol for bioethanol production using isolated *Escherichia coli* SS1. *Brazilian Journal of Microbiology*, v. 43, i. 2, p. 506-516, 2012.

THOME, B. *System Engineering-Principles and Practice of Computer Based Systems Engineering*, New York, Jhon Wiley, Ed., 1993.

TOSETTO, Gisele Mantei. Influência da matéria-prima no comportamento cinético de levedura na produção de Etanol. 2002. 82p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP.

VANZELLA, E. Estudo de propriedade físico-químicas do etanol hidratado com adição de biodiesel para o uso em motores de combustão interna ciclo Otto. Dissertação de mestrado. Universidade estadual do oeste do Paraná. Cascavél, Paraná, 2015.