

ÍNDICE

I - INTRODUÇÃO

II – DESENVOLVIMENTO

A CANA
VARIEDADES DE CANA-DE-AÇÚCAR
CORTE DA CANA
TRANSPORTE
RECEPÇÃO DE CANA
ESTOCAGEM
PREPARO DE CANA
ESMAGAMENTO E EXTRAÇÃO DO CALDO
MOAGEM
PENEIRAMENTO
EMBEBIÇÃO
Embebição Simples:
Embebição Completa:
Bagacilho:
SULFITAÇÃO
Produção de SO₂:
CALAGEM:
Preparação do Leite de Cal:
GERAÇÃO DE VAPOR
GERAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA

FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR

TRATAMENTO DE CALDO
Tratamento primário do caldo
Pesagem do caldo
Tratamento químico do caldo
AQUECIMENTO
DECANTAÇÃO
DECANTADORES
FILTRAÇÃO
TRATAMENTO DO LODO PARA FILTRAÇÃO
Conservadores
COZIMENTO
Massa Cozida de Primeira:
Massa Cozida de Segunda:
CENTRIFUGAÇÃO DA MASSA A
CENTRIFUGAÇÃO DA MASSA B
SECAGEM:
Ensaque e Armazenagem
MERCADO BRASILEIRO DE AÇÚCAR

DEMANDA DOMÉSTICA POR AÇÚCAR

FABRICAÇÃO DE ÁLCOOL

TRATAMENTO DO CALDO

PRÉ-EVAPORAÇÃO

PREPARO DO MOSTO

PREPARO DO FERMENTO

TRATAMENTO DO FERMENTO

FERMENTAÇÃO

CENTRIFUGAÇÃO DO VINHO

DESTILAÇÃO

DESIDRATAÇÃO

Destilação azeotrópica, utilizando Ciclohexano

Destilação extrativa, utilizando Mono Etileno Glicol

*Desidratação por adsorção, utilizando Peneira Molecular
Qualidade*

ARMAZENAMENTO DO ÁLCOOL

MERCADO DO ÁLCOOL

III – CONCLUSÃO

**FERMENTAÇÃO ALCOOLICA
COZIMENTO**

IV - REFERENCIAS

I - INTRODUÇÃO

A partir da cana (*Saccharum officinarum*) que o álcool e o açúcar são produzidos . para a produção do dos mesmo é preciso escolher a cultivar adequada para cada região e para sua utilidade. Depois de cultivada e colhida e transportada até as unidades beneficiadoras onde passam por processo de limpeza e extração do caldo sendo este o principio para a produção de cada um destes produtos . após a obtenção dos caldo este passa por vários processos e maquinas diferentes para cada produto final respeitando a seqüência e o tempo de duração de cada processo. Que serão discutidos neste trabalho.

II - DESENVOLVIMENTO

A Cana

A cana-de-açúcar é uma planta que pertence ao gênero *Saccharum* L.. Há pelo menos seis espécies do gênero, sendo a cana-de-açúcar cultivada um híbrido multiespecífico, recebendo a designação *Saccharum* spp. As espécies de cana-de-açúcar são provenientes do Sudeste Asiático. A planta é a principal matéria-prima para a fabricação do açúcar e álcool (etanol).

A origem provável da cana-de-açúcar data de 6 mil anos AC em regiões próximas à Índia. Durante a Antigüidade, porém, o açúcar não passava de uma especiaria exótica, sendo utilizada apenas como tempero ou remédio. O preparo de alimentos adocicados era feito com mel de abelhas

É uma planta da família Poaceae, representada pelo milho, sorgo, arroz e muitas outras gramas. As principais características dessa família são a forma da inflorescência (espiga), o crescimento do caule em colmos, e as folhas com lâminas de sílica em suas bordas e bainha aberta.

É uma das culturas agrícolas mais importantes do mundo tropical gerando centenas de milhares de empregos diretos. É fonte de renda e desenvolvimento, embora nitidamente concentradora de renda.



A principal característica da indústria canavieira é a expansão por meio do latifúndio, resultado da alta concentração de terras nas mãos de poucos proprietários, mormente conseguida através da incorporação de pequenas propriedades, gerando por sua vez êxodo rural.

A safra da cana-de-açúcar é sazonal iniciando em maio e terminando em novembro. Neste período ocorre o amadurecimento da cana devido a fatores climáticos como falta de umidade, luminosidade e frio. Com o amadurecimento, as canas passam a ser cortadas de forma planejada.

No Brasil, o açúcar é produzido a partir da cana, enquanto na Europa é quase totalmente fabricado a partir da beterraba. Hoje, a cana também é utilizada para produção de álcool.

Basicamente, a sacarose é o principal componente da cana-de-açúcar (sólido).

Composição média da cana-de-açúcar	
Composição	Teor
Água	65 - 75
Açúcares	11 - 18
Fibras	8 - 14
Sólidos solúveis	12 - 23

Tabela 2

Principais constituintes da cana-de-açúcar	
Constituintes	Sólidos solúveis (%)
Açúcares	75 a 93
Sacarose	70 a 91

Glicose	2 a 4
Frutose	2 a 4
Sais	3,0 a 5,0
De ácidos inorgânicos	1,5 a 4,5
De ácidos orgânicos	1,0 a 3,0
Proteínas	0,5 a 0,6
Amido	0,001 a 0,05
Gomas	0,3 a 0,6
Ceras e graxas	0,05 a 0,15
Corantes	3 a 5

Variedades de Cana-de-Açúcar

SP89-1115 (CP73-1547)

É conhecida tanto pela sua alta produtividade e ótima brotação de soqueira (inclusive sob a palha), como pela sua precocidade e alto teor de sacarose. É recomendada para colheita até o meio da safra, respondendo positivamente à melhoria dos ambientes de produção. Apresenta hábito semi-ereto e baixa fibra, floresce freqüentemente, porém com pouca isoporização. É resistente ao carvão, mosaico, ferrugem e escaldadura, sendo suscetível à broca.

SP90-3414 (SP80-1079 x SP82-3544)

Destaca-se pelo seu porte ereto, por não florescer, isoporizar pouco e pela sua alta produção, sendo recomendada para colheita do meio para o final da safra. Nos ambientes de alto potencial de produção, responde positivamente à melhoria deles e apresenta teor de sacarose e de fibra médios. Com relação às doenças e pragas, é suscetível à escaldadura e intermediária ao carvão e broca.

SP91-1049 (SP80-3328 x SP81-3250)

Seu diferencial é a precocidade e alto teor de sacarose, sendo recomendada para colheita no início da safra. Foi mais produtiva que a RB72454 nos ambientes de produção desfavoráveis. Apresenta hábito semi-ereto, médio teor de fibra; floresce pouco, mas isoporiza. Características: resistente às principais doenças e pragas, sendo considerada de suscetibilidade intermediária ao carvão e à cigarrinha.

SP90-1638 (SP78-4601 x ?)

É conhecida pelo ótimo perfilhamento e brotação de soqueira (inclusive sob a palha), por não florescer, isoporizar pouco e pela sua alta produção, sendo recomendada para colheita do meio para o final da safra, nos ambientes com alto potencial de produção. Apresenta hábito semi-ereto e baixa fibra, teor de sacarose e precocidade médios. Nos testes de doenças e nas avaliações às pragas, apresentou suscetibilidade apenas à escaldadura.

SP80-185

Destaca-se pela produtividade agrícola e sanidade, além do porte ereto que lhe confere boa adaptabilidade ao corte mecanizado; o teor de fibra é alto, com florescimento médio e pouca isoporização; responde bem à maturadores químicos e reguladores de crescimento; a exigência em fertilidade do solo é média e a brotação de soqueira é ótima; possui desenvolvimento inicial lento e hábito foliar ereto que prejudicam o fechamento de entrelinha no início do ciclo; é resistente à ferrugem, mosaico e escaldadura, e tem reação intermediária ao carvão; não apresenta sintomas de amarelecimento; possui reação intermediária para suscetível à broca.

SP80-1816

Se diferencia pela brotação de soqueira, rápido desenvolvimento vegetativo e porte ereto, sendo excelente opção para o corte mecanizado de cana crua;

apresenta boa resposta na aplicação de maturadores químicos; o perfilhamento é excelente, assim como o fechamento de entrelinhas; não floresce, o teor de fibra é alto, não apresenta tombamento e a exigência em fertilidade do solo é média; possui sensibilidade média a herbicidas; a maturação é semi-precoce na cana-planta e um pouco mais precoce na soca, atingindo altos teores de sacarose; tem resistência intermediária à broca e boa sanidade às outras principais doenças; não tem mostrado os sintomas de amarelecimento.

SP80-3280

É reconhecida pelo alto teor de sacarose e produtividade em soqueira; o seu perfilhamento é intermediário e o fechamento das entrelinhas é bom, devido ao crescimento inicial vigoroso; floresce, no entanto apresenta pouca isoporização; seu teor de fibra é alto, o tombamento é regular e a exigência em fertilidade do solo é média; tem boa brotação de soqueira; apresenta sensibilidade média a herbicidas e resistência ao carvão, mosaico e ferrugem e é tolerante à escaldadura; não tem mostrado sintomas da síndrome do amarelecimento; apresenta suscetibilidade à broca.

SP83-5073

Caracteriza-se principalmente pela alto teor de sacarose e precocidade; apresenta boa brotação de soqueira com perfilhamento médio, exigência média em fertilidade do solo, sendo que não floresce e não isoporiza; seu teor de fibra é alto; não apresenta sensibilidade a herbicidas; apresenta respostas significativas em acréscimos de pol % cana à aplicação de maturadores químicos; é resistente à broca dos colmos, ao mosaico e à escaldadura, sendo intermediária ao carvão e à ferrugem; tem apresentado sintomas de amarelecimento no início e final do ciclo em condições de estresse hídrico.

Corte da cana

Através do controle e planejamento dos canaviais, é montado um programa de corte baseado na maturação da cana. Dessa forma, tem-se áreas com cana plantada que vão estar próprias para o corte em momentos diferentes, o que permite seu manejo. O corte feito manualmente representa 50% da cana colhida. Os outros 50% são colhidos por colhedeiças .

Transporte

O transporte da lavoura até a unidade industrial é feito por caminhões. Cada carga transportada pesa aproximadamente 16 toneladas. Hoje há caminhões com capacidade de até três ou quatro carrocerias em conjunto, aumentando muito a capacidade do transporte. Depois de cortada e transportada para a Usina, a cana-de-açúcar é enviada para a moagem, onde se inicia o processo de fabricação do açúcar e do álcool.

Recepção de Cana

A cana-de-açúcar é recebida na balança, pesagem e controle de matéria prima na indústria.



cana-de-açúcar para retirada de impurezas.

Estocagem

A matéria prima é descarregada na mesa alimentadora, através de descarregadores laterais, chamados Hillo, e também uma parte descarregada pelo mesmo processo, no depósito, o qual serve para estocagem de cana que será processada durante o período da noite.

Esta cana é transportada do depósito, para as mesas alimentadoras, através de pontes rolantes, equipadas com garras hidráulicas.

Preparo de Cana

A mesa alimentadora controla a quantidade de cana sobre uma esteira metálica que a transfere ao setor de preparo. O objetivo básico do preparo da cana é aumentar a sua densidade e, conseqüentemente, a capacidade de moagem, bem como realizar o máximo rompimento das células para liberação do caldo nelas contido, obtendo-se, portanto, uma maior extração.

O sistema de preparo é constituído por um ou dois jogos de facas - dos quais o primeiro é apenas nivelador - que prepara a cana a ser enviada ao desfibrador.

O jogo de facas é um equipamento rotativo de facas fixas, que opera a uma velocidade periférica de 60m/s, e tem por finalidade aumentar a densidade da cana, cortando-a em pedaços menores, preparando-a para o trabalho do desfibrador.

O desfibrador, por sua vez, é formado por um tambor alimentador que compacta a cana à sua entrada, precedendo um rotor constituído por um conjunto de martelos oscilantes que gira em sentido contrário à esteira, forçando a passagem da cana por uma pequena abertura (1 cm) ao longo de uma placa desfibradora.

A velocidade periférica dos desfibradores, de 60 a 90m/s, chega a fornecer índices de preparo de 80% a 92%. Este índice seria uma relação entre o açúcar das células que foram rompidas pelo desfibrador e o açúcar da cana.

Esmagamento e Extração do Caldo

O processo de extração do caldo é feito por esmagamento, através de um conjunto de rolos esmagadores, os quais extraem 98% do caldo contido nas fibras

da cana-de-açúcar. Esta eficiência é possível, desde que os equipamentos estejam muito bem regulado.

Moagem

A cana que chega à unidade industrial é processada o mais rápido possível. Este sincronismo entre o corte, transporte e moagem é muito importante, pois a cana é uma matéria prima sujeita a contaminações e conseqüentemente de fácil deterioração..

Antes da moagem, a cana é lavada nas mesas alimentadoras para retirar a terra proveniente da lavoura. Após a lavagem, a cana passa por picadores que trituram os colmos, preparando-a para a moagem. Neste processo as células da cana são abertas sem perda do caldo. Após o preparo, a cana desfibrada é enviada à moenda para ser moída e extrair o caldo. Na moenda, a cana desfibrada é exposta entre rolos submetidos a uma pressão de aproximadamente 250 kg/cm², expulsando o caldo do interior das células. Este processo é repetido por seis vezes continuamente. Adiciona-se água numa proporção de 30%. A isto se chama embebição composta, cuja função é embeber o interior das células da cana diluindo o açúcar ali existente e com isso aumentando a eficiência da extração, conseguindo-se assim extrair cerca de 96% do açúcar contido na cana. O caldo extraído vai para o processo de tratamento do caldo e o bagaço para as caldeiras.



Cana desfibrada, pronta para a moagem.

Peneiramento

Todo caldo de cana, após o esmagamento e moagem , passa por um conjunto de peneiras, os quais extraem palhas, bagacilhos e parte das impurezas grossas.

O caldo utilizado para a fabricação do açúcar é obtido do primeiro esmagamento, o qual equivale em princípios, a 70% de todo o caldo contido na cana. Esta matéria prima não passa pelo processo de embebição composto, o qual é utilizado para lavagem da fibra, para remover toda a sacarose contida na cana.

Embebição

O bagaço resultante da extração pela última moenda contém ainda uma certa quantidade de caldo constituído de água e sólidos solúveis. Apresenta no geral uma umidade mínima de 40 a 45%.

Este caldo fica retido nas células que escapam ao esmagamento, entretanto adicionando-se certa quantidade de água a esse bagaço, o caldo residual fica diluído.

Submetendo-se esse bagaço assim tratado a uma nova moagem consegue-se aumentar a extração do caldo ou sacarose.

A umidade permanece a mesma, ocorrendo simplesmente a substituição do caldo original por certa quantidade de água que se adicionou. Evidentemente o bagaço torna-se menos açucarado. De uma extração a seco, de um modo geral, a umidade do bagaço após a 1ª moenda é de 60%, após a 2ª é de 50%, podendo chegar a 40% no ultimo terno. A prática de se adicionar água ou caldo diluído ao bagaço entre uma moenda e outra com a finalidade de diluir a sacarose remanescente é chamada de embebição.

Embebição Simples:

Entende-se por embebição simples a distribuição de H₂O sobre o bagaço, após cada moenda.

A embebição simples pode ser única, dupla, tripla, etc. Se a adição de água for feita em um, dois, três ou mais pontos entre as moendas.

Embebição Completa:

Entende-se por embebição composta a distribuição da água em um ou mais pontos da moenda e do caldo diluído obtido de uma única moenda para embeber o bagaço no terno anterior.

Bagacilho:

Muitos pedaços de bagaço caem debaixo das moendas, provenientes do espaço entre o chute e o rolo de entrada, ou sendo extraídos dos pelos pentes ou, ainda, caindo entre a bagaceira e o rolo de saída.

Esta quantidade de bagaço fino é muito variável, porém, alcança em geral, 1 a 10 g, calculados em matéria seca por Kg de caldo, levando em consideração os pedaços grandes, mas apenas os bagacilhos em suspensão.

O separador de bagacilho é colocado após as moenda que serve para peneirar os caldos fornecidos pelas moendas e mandar novamente o bagaço retido para um condutor intermediário.

O separador de bagacilho é denominado de *cush-cush*, que se eleva e arrasta consigo esse bagacilho e verte-o por um meio de uma rosca sem fim, sobre o conduto de bagaço de 1ª moenda.

O bagaço final a medida que vai saindo da última moenda sendo encaminhado para as caldeiras, servindo pois como combustível

Sulfitação

O caldo misto resultante da moagem tem um aspecto verde escuro e viscoso; é rico em água, açúcar e impurezas, tais como: bagacilhos, areias, colóides, gomas, proteínas, clorofila e outras substâncias corantes.

Seu pH varia entre 4,8 a 5,8.

O caldo é aquecido de 50 a 70º C e bombeado para o sulfitor para ser tratado com SO₂.

O gás sulfúrico tem a propriedade de flocular diversos colóides dispersos no caldo que são os corantes e formar com as impurezas do caldo produtos insolúveis.

O SO₂ é adicionado em uma corrente em sentido contrário até que o pH abaixe entre 3,4 a 6,8.

O gás sulfuroso age no caldo como purificador, neutralizador, descorador e preservativo.

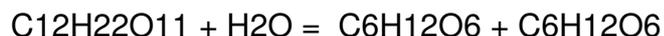
Produção de SO₂:

O gás sulfuroso é produzido por um queimador rotativo de enxofre que consta de um cilindro giratório no qual se faz a combustão do S.



Devido a energética ação inversiva do H₂SO₄ é preciso evitar a sua formação, durante a sulfitação do caldo.

Os ácidos diluídos no caldo sobre a sacarose sofre um efeito hidrolítico, pelo qual uma molécula de sacarose com outra de água dão uma de glicose e uma de levulose.



Esse é um fenômeno de inversão e o açúcar, invertido.

Calagem:

O caldo depois de sulfitado é encaminhado para o tanque de calagem, recebendo leite de cal, até pH 7,0 – 7,4. É de máxima importância adicionar a cal, com maior exatidão possível, pois se a quantidade adicionada for insuficiente o caldo permanecerá ácido, e conseqüentemente será turvo, mesmo depois de decantado, correndo ainda o perigo da perda de açúcar por inversão.

Se a quantidade de cal adicionada for excessiva haverá a decomposição de açúcares redutores, com a formação de produtos escuros, que dificultam a

decantação, a filtração e a cristalização, como também escurecem e depreciam o açúcar fabricado.

Preparação do Leite de Cal:

Partindo-se da cal virgem, junta-se água em quantidade suficiente para não permitir a secagem da massa, deixa-se repousar durante 12 a 24 horas.

Em seguida, dilui-se essa massa com água e mede-se a densidade do caldo.

Os caldos com densidade superior a 14º Be, passam com dificuldade nas bombas e nos encanamentos.

Deve se usar um cal virgem com 97 – 98% de óxido de cálcio e 1% de óxido de magnésio. Teores mais elevados de magnésio causam incrustações nos evaporadores.

Geração de vapor

O bagaço que sai da moenda com muito pouco açúcar e com umidade de 50%, é transportado para as caldeiras, onde é queimado para gerar vapor, que se destina a todas as necessidades que envolvem o acionamento das máquinas pesadas, geração de energia elétrica e o processo de fabricação de açúcar e álcool. A sobra de bagaço é vendida para outras indústrias. O bagaço é muito importante na unidade industrial, porque é o combustível para todo o processo produtivo. Um bom sistema térmico é fundamental. Usamos processo vapor direto, vapor de escape e vapor vegetal.

Geração de energia elétrica

Parte do vapor gerado é enviado aos turbogeradores que produzirão energia elétrica suficiente para movimentar todos os acionamentos elétricos e a iluminação. O consumo é de 4.500 kw

O açúcar no Brasil

Apesar de se ter notícia sobre culturas de cana-de-açúcar no Brasil desde 1521 ou mesmo sobre a presença de espécies nativas, a implantação na Colônia de uma empresa açucareira voltada à exportação só ocorreu em 1533, por obra de Martim Afonso de Souza.

O donatário da Capitania de São Vicente trouxe sementes da Ilha da Madeira - uma das maiores produtoras de então - e criou em suas terras o Engenho do Governador. Anos depois, a propriedade foi adquirida pelo belga Jorge Erasmo Schetz, que a chamou de Engenho São Jorge dos Erasmos, sendo este considerado o primeiro do engenho do Brasil.

Em 1550, Pernambuco tornou-se o maior produtor mundial de açúcar e, em 1570, dos cerca de 60 engenhos existentes na costa brasileira, 41 estavam entre os Estados de Pernambuco e da Bahia. O açúcar foi a base da economia colonial e entre os séculos 16 e 19. Sua produção e comércio renderam duas vezes mais que o do ouro e cinco vezes mais do que todos os outros produtos agrícolas juntos.

FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR

Tratamento de caldo

O caldo extraído na moenda, chamado de caldo misto, é um caldo impuro, sendo necessário passar, por um processo de clarificação para retirada de sólidos em suspensão. O caldo é sulfitado e caleado. Este processo é chamado de dosagem. A adição de enxofre e cal facilita a floculação das substâncias coloidais.

Após a dosagem, o caldo é aquecido a 107°C em aquecedores verticais e enviado aos clarificadores que retêm o caldo por aproximadamente 3 horas em regime contínuo. Neste tempo de retenção, ocorrem reações de floculação e precipitação do material em suspensão que são retirados na forma de lodo. O caldo clarificado e limpo segue o processo para evaporação e o lodo irá para filtração à vácuo onde é recuperada a sacarose ainda existente.

Tratamento primário do caldo

O caldo de cana obtido no processo de extração apresenta uma quantidade e qualidade variável de impurezas, que podem ser solúveis ou insolúveis. O tratamento primário objetiva a máxima eliminação das impurezas insolúveis (areia, argila, bagacilho, etc.), cujos teores variam de 0,1% a 1%. A eliminação deste material 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). O material retido, constituído principalmente de caldo e bagacilho, retorna por meio de raspas entre o primeiro e o segundo terno da moenda, ou mesmo antes do primeiro terno.

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.

Hidrociclones

O princípio de funcionamento deste equipamento baseia-se na diferença de densidades sólido/líquido: ao ser aplicada, a força centrífuga separa a areia e a argila do caldo. Em alguns casos, consegue-se obter uma eficiência de separação acima de 90% para partículas de até 40 μ .

Pesagem do caldo

Após o tratamento primário, a massa de caldo a ser enviada ao processo é quantificada através de medidores de vazão ou balanças de caldo, permitindo um melhor controle químico do processo.

Tratamento químico do caldo

Apesar do tratamento preliminar citado, o caldo de cana contém, ainda, impurezas menores, que podem ser solúveis, coloidais ou insolúveis.

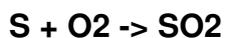
Assim, o tratamento químico visa principalmente à coagulação, à floculação e à precipitação destas impurezas, que são eliminadas por sedimentação. É necessário, ainda, fazer a correção do pH para evitar inversão e decomposição da sacarose.

O caldo tratado pode ser enviado à fabricação de açúcar ou de álcool. No segundo caso, a etapa de sulfitação, descrita a seguir, não é obrigatória.

Sulfitação do caldo

Consiste na absorção do SO₂ (anidrido sulfuroso), pelo caldo, baixando o seu pH original a 4,0-4,5. A sulfitação é realizada usualmente em uma coluna de absorção que possui, em seu interior, pratos perfurados. O caldo é bombeado na parte superior da torre e desce por gravidade através dos pratos em contracorrente com o SO₂ gasoso, aspirado por um exaustor ou ejetor instalado no topo da coluna. Devido à grande solubilidade do SO₂ na água, pode se obter uma absorção de até 99,5% com este equipamento.

O SO₂ gasoso é produzido na usina através da queima do enxofre na presença de ar, em fornos especiais, segundo a reação:



A sulfitação tem como objetivos principais:

- Inibir reações que causam formação de cor;
- A coagulação de colóides solúveis;
- A formação de precipitado CaSO₃ (sulfito de cálcio);
- Diminuir a viscosidade do caldo e, conseqüentemente, do xarope, massas cozidas e méis, facilitando as operações de evaporação e cozimento.

O consumo médio de enxofre pode ser estimado em 250 a 500 g/TC.

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. A calagem é realizada em tanques, em processo contínuo ou descontínuo, objetivando o controle do pH final.

O leite de cal também é produzido na própria usina através da "queima" da cal virgem (CaO) em tanques apropriados (piscinas de cal) ou hidratadores de cal segundo a reação:



O Ca(OH)₂ produzido apresenta uma concentração de 3º - 6º "Beaume" antes de ser adicionado ao caldo.

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/TC, segundo o rigor do tratamento exigido.

Aquecimento

O caldo sulfitado e caleado segue para os aquecedores (04 aquecedores de cobre), onde atinge temperatura média de 105° C.

Os principais objetivos do aquecimento do caldo são:

- Eliminar microorganismos por esterilização;
- Completar reações químicas;
- Provocar floculação.

Os aquecedores são equipamentos nos quais tem a passagem de caldo no interior dos tubos e a circulação do vapor pelo casco (calandra).

O vapor cede calor para o caldo e condensa-se.

Os aquecedores podem ser horizontais ou verticais, sendo os primeiros, os mais utilizados.

Esses equipamentos constam de um cilindro fechado nas duas extremidades por chapas perfuradas de cobre ou ferro fundido, chamadas de chapas tubulares ou espelhos, onde são mandriados ou soldados os tubos de circulação do caldo.

Nas extremidades desse conjunto existem dois “cabeçotes” que por sua vez, apoiam suas bases sobre o espelho, sendo fixados neste por pinos. Na outra extremidade dos cabeçotes localizam-se as tampas com dobradiças, presas por meio de parafusos de borboletas. Os cabeçotes são divididos internamente por chicanas em vários compartimentos, denominados ninhos ou passe.

Os desenhos dos cabeçotes superior e inferior são diferentes, a fim de propiciar a circulação em vaivém do caldo, caracterizando o sistema de passagens múltiplas. As perfurações do espelho, seguem uma distribuição tal que cada conjunto de tubos forma um feixe que conduz o caldo em sentido ascendente e outro descendente. O número de tubos por feixe depende do diâmetro do tubo e da velocidade desejada.

A eliminação dos gases é realizada quando se envia o caldo aquecido para o balão de flash.

A temperatura do caldo deve ser superior à 103° C. se o flasheamento não ocorre, bolhas de gás aderidas aos flocos diminuirão a velocidade de decantação.

O aquecimento do caldo pode ser prejudicado pela presença de incrustação nos tubos dos aquecedores. Para isso são realizadas limpezas periódicas nos mesmos.

A remoção dos gases incondensáveis e a descarga dos condensadores também são necessária para uma boa transferência do calor do vapor para o caldo em um aquecedor, por isso esses equipamentos possuem válvulas no seu corpo para retirada dos mesmos.

Temperatura do Caldo

A experiência tem demonstrado que a melhor prática é aquecer o caldo à temperatura de 103 – 105° C, sendo a temperatura de aquecimento muito importante para a clarificação.

Temperaturas insuficientes de aquecimento podem causar:

- Formação de flocos deficientes devido à reações químicas que não se completam;
- Coagulação incompleta, não permitindo a total remoção das impurezas;
- Incompleta eliminação dos gases, ar e vapor do caldo

Em caso de temperatura alta, podem ocorrer:

- Destruição e perda de açúcar;
- Formação de cor no caldo devido à decomposição de substâncias;
- Caramelização do açúcar, causando aumento de substâncias;
- Consumo excessivo e desnecessário de vapor.

Logo, os termômetros existentes na linha de caldo de aquecedores devem ser inspecionados periodicamente, evitando-se valores incorretos de temperatura durante a operação.

Pressão e Temperatura do Vapor Escape

O vapor utilizado nos aquecedores é o vapor sangrado dos pré evaporadores (vapor vegetal).

A pressão do vapor vegetal é em torno de 0,7 Kgf/cm² com temperatura de 115° C. Pressões baixas incorrem em baixas temperaturas, afetando a eficiência dos trocadores de calor.

A quantidade de calor necessário para aquecer o caldo do seu calor específico, que por sua vez, varia em função da concentração da solução, principalmente de sacarose. Os demais componentes que fazem parte da composição do caldo se apresentam em pequenas concentrações (glicose, frutose, sais, etc) e influem muito pouco em seu calor específico.

A água possui um calor específico igual a 1 e o 0 da sacarose que entra na solução em maior quantidade é igual a 0,301. Para o cálculo do calor específico das soluções de sacarose, Trom estabelece a seguinte fórmula:

$$C = C a . C s (1 - X)$$

Onde:

C = calor específico do caldo, em cal / °C

C a = calor específico da água –1cal / °C

C s = calor específico da sacarose –0,301 cal / °C

X = porcentagem de água no caldo.

Pela interpretação desta fórmula, pode-se concluir que quanto maior o brix do caldo, menor será o valor do caldo específico. Um caldo com 15° Brix apresenta calor específico de aproximadamente 0,895 Kcal / 1° C e um xarope de 60° Brix aproximadamente 0,580 Kcal / 1° C.

Hugot estabelece uma fórmula prática com resultado bastante aproximado:

$$C = 1 - 0,006 B$$

Onde:

C = calor específico em cal / ° C

B = brix da solução

Velocidade e Circulação do Caldo

A velocidade adotada para a circulação do caldo é importante, pois ela aumenta o coeficiente de transmissão de calor por concepção. Essa velocidade de circulação do caldo não deve ser inferior à 1,0 m/s, pois quando isso ocorre, há maior incrustação e a temperatura do caldo vai rapidamente com o passar do tempo de uso.

Velocidade maiores que 2 m/s também são indesejáveis, visto eu as perdas de cargas são grandes. As velocidades médias mais recomendáveis estão entre os valores de 1,5 – 2,0 m/s quando a eficiência da transmissão de calor e a economicidade da operação se equacionam.

DECANTAÇÃO

Dosagem de Polímero:

Finalidades:

Promover formação de flocos mais densos nos processos de clarificação do caldo, visando:

- Maior velocidade de sedimentação;
- Compactação e redução do volume de lodo;
- Melhoria na turbidez do caldo clarificado;
- Produzir lodo com maior filtrabilidade, ocasionando um caldo filtrado mais limpo;
- Menores perdas de sacarose na torta.

Características Floculantes / Quantidades Adicionadas:

As principais características dos flocculantes são: peso molecular e grau de hidrólise.

A seleção do polímero mais adequado é feita por tentativa em testes preliminares no laboratório, testando-se polímeros de diferentes graus de hidrólise e pesos moleculares. Outro fator importante é a quantidade adicionada. Normalmente a dosagem varia de 1 – 3 ppm em relação à matéria prima. A adição de grandes quantidades pode provocar efeito contrário, ou seja, em vez de provocar atração das partículas, acontece a repulsão.

Floculação / Decantação:

Após o aquecimento, o caldo passa pelos balões de flash e entram para os decantadores, onde na câmara aquecedora, na entrada do decantador é aquecido e recebe o polímero.

Os principais objetivos da decantação, do ponto de vista prático são:

- Precipitação e coagulação tão completa quanto possível dos colóides;
- Rápida velocidade de assentamento;
- Máximo volume de lodos;
- Formação de lodos densos;
- Produção de caldo, o mais claro possível.

Entretanto, esses objetivos podem não ser atingidos, se não houver uma perfeita interação entre a qualidade do caldo a ser clarificado, a qualidade e a quantidade dos agentes clarificantes, o pH e a temperatura do caldo para decantação e o tempo de retenção nos decantadores, pois esses determinam o caráter físico desse sistema sólido – líquido.

Segundo estudos realizados, resultados desfavoráveis na clarificação do caldo podem originar-se devido às seguintes causas:

- 1- Precipitação incompleta dos colóides que podem ocorrer por:

- Pequeno tamanho das partículas;
- Ação coidal protetora;
- Densidade de algumas que pode ocorrer devido os seguintes fatores:

2- Precipitação lenta que pode ocorrer devido os seguintes fatores:

- Alta viscosidade;
- Excessiva área superficial das partículas;
- Pequena diferença de densidade entre o precipitado e o líquido.

3- Grande volume de lodos, que pode advir da grande quantidade de material precipitáveis, principalmente fosfatos.

4- Baixa densidade dos lodos que pode ocorrer à:

- Forma e tamanho das partículas precipitadas;
- Hidratação das partículas.

Como o processo de precipitação formado no líquido é feito por sedimentação, a produção de flóculos bem formados é muito importante. A velocidade de sedimentação das partículas depende de seu tamanho, forma e densidade, bem como a densidade e viscosidade do caldo.

A lei que rege a sedimentação das partículas através da resistência do meio e sob a gravidade foi estabelecida por Stokes:

$$V = D^2 (d_1 - d_2) g / 18\mu$$

Onde:

V = velocidade de sedimentação

D = diâmetro das partículas

d1 = densidade das partículas

d2 = densidade do meio

g = aceleração da gravidade

u = viscosidade do líquido.

As partículas grandes de forma mais ou menos esférica são as que sedimentam mais rapidamente.

De início, com a clarificação química há formação de flóculos que apresentam-se amorfos. Com o emprego da temperatura, ocorre maior movimentação, pondo em contato umas partículas com as outras, o que faz aumentar o tamanho e a densidade das mesmas. Além do mais o calor desidrata os colóides e diminui a densidade e a velocidade do meio.

Decantadores

Os decantadores constituem-se basicamente de equipamentos nos quais o caldo tratado entra continuamente, com saída simultânea de caldo clarificado, lodo e escumas. O melhor projeto é aquele em que tem-se velocidades mínimas na entrada e nos pontos de saída, diminuindo as correntes interferentes. Os decantadores com múltiplos pontos de alimentação e saída de caldo são mais difíceis de controlar.

O decantador fornece meios para obtenção do caldo a partir da etapa de alcalinização com boas condições para recuperação do açúcar.

Isto significa um produto estéril, relativamente livre de matéria insolúvel e à um nível de pH apto a fornecer um xarope com pH de aproximadamente 6,5.

O equipamento, portanto provêm as seguintes funções:

- Remoção de gases;
- Sedimentação;
- Remoção de escumas;
- Retirada de caldo clarificado;
- Espessamento e remoção do lodo.

O caldo clarificado passa pelas peneiras estáticas, onde é peneirado para retirada de impurezas que ainda possam ter permanecido em suspensão.

Paradas do Decantador:

As perdas normais na clarificação, excluindo-se a filtração, atingem 0,2%.

Este valor inclui perdas por inversão da sacarose, destruição e manuseio. As perdas nas quais o caldo é mantido no decantador, como em paradas são maiores, principalmente as que ocorrem por inversão da sacarose. Estas perdas também dependem da temperatura e do pH do caldo.

Para manter as perdas num nível mínimo, a temperatura deve ser mantida acima de 71º C, para impedir ou prevenir o crescimento de microrganismos.

O pH tende a cair com as paradas, assim, a adição de leite de cal é realizada para impedir que desça abaixo de 6,0.

Normalmente, caldo parados nos decantadores por mais de 24 horas, são bastante prejudicados, devido à dificuldade em manter a temperatura. O crescimento de microrganismo não pode ser tolerado, pois não apenas ocorrem perdas de sacarose, como as operações subsequentes de cozimento de açúcar são afetados.

Filtração

A decantação separa o caldo tratado em duas partes:

- Caldo claro (ou sobrenadante);
- Lodo, que se espessa no fundo do decantador;

O caldo claro após peneirado estaticamente, segue para a Destilaria / Fábrica, enquanto o lodo é filtrado para que se separe o caldo do material precipitado, contendo os sais insolúveis e bagacilhos.

O lodo separado no decantador é de caráter gelatinoso, não podendo ser submetido diretamente à filtração, sendo necessário adicionar uma certa quantidade de bagacilho. Está servirá como elemento de filtração, aumentando a porosidade do bolo. Além disso, as perfurações da tela filtrante são muito grande para reter os flocos, daí também a necessidade do auxiliar de filtração.

Adição de Bagacilho:

Das esteiras – moendas / caldeiras é retirado o bagacilho (bagaço fino) que funciona como elemento coadjuvante da filtração. O bagacilho é misturado ao lodo na caixa misturadora, tomando o mesmo passível de filtração, uma vez que proporciona ao lodo consistência e porosidade.

A quantidade e o tamanho do bagacilho a ser adicionado são muito importante para a eficiente retenção do filtro. Estudos teóricos demonstram que o tamanho desejável de bagacilho deve ser menor que 14 mesh. A quantidade de bagacilho a ser adicionado para a filtração, no geral, está entre 4 a 12 Kg de bagacilho por tonelada de cana.

Em seguida, a mistura é filtrada em dois filtros rotativos à vácuo e um filtro prensa para a separação do caldo e da torta.

Funcionamento do Filtro Rotativo à Vácuo:

Essencialmente, uma estação de filtração à vácuo, consta das seguintes partes:

- Filtros Rotativos;
- Acessórios dos filtros;
- Misturados de lodo;
- Instalação pneumática para transporte de bagacilho.

O filtro rotativo é um equipamento constituído por um tambor rotativo que gira ao redor de um eixo horizontal, sendo construído na forma cilíndrica, em chapa de aço carbono ou inoxidável.

A sua superfície está dividida em 24 seções longitudinais independentes, formando um ângulo de 15º com a circunferência. Essas divisões são desmarcadas por barras colocadas no sentido do comprimento do equipamento.

Nos filtros grandes, existe uma divisão no centro do tambor, feita para que haja distribuição do vácuo de dois cabeçotes. Externamente, o tambor é revestido por grades de polipropileno, que permitem a drenagem e circulação do caldo filtrado.

Sobre essa base, sobrepõem-se as telas, que podem ser de cobre, latão ou aço inoxidável.

Ao iniciar o movimento giratório, uma seção de tambor entra em comunicação com a tubulação de baixo vácuo. O líquido é então aspirado, formando na superfície do tambor uma fina camada proveniente dos materiais em suspensão.

O líquido que atravessa esta seção é turvo, pois arrasta parte do lodo.

Em seguida, a seção passa pela tubulação de alto vácuo, aumentando a espessura da torta, até sair do líquido em que estava parcialmente submersa, obtendo-se, conseqüentemente, um líquido filtrado mais claro.

Jateia-se água quente sobre a torta, deixando-se secar em seguida. Antes da mesma seção entrar novamente em contato com o líquido a ser filtrado, um raspador horizontal convenientemente regulado, retira a torta que ficou impregnada na superfície do tambor, sendo a mesma conduzida até o sistema de armazenamento.

Mecanismo de Funcionamento de Filtro Rotativo à Vácuo:

Para iniciar a operação de filtração, colocam-se em movimento os agitadores da mistura, para logo a seguir, admitir-se a mistura de lodo e bagacilho na calha, até a altura de transbordamento.

Nesse instante, ligam-se a bomba de vácuo e as de filtrado, dando-se início à movimentação do filtro.

Após o sistema entrar em regime normal de trabalho, observa-se logo que uma seção de filtro é mergulhada no líquido, e o baixo vácuo de 10 a 25 cm de Hg começa a agir, a fim que se forme uma camada filtrante uniforme. Nesse momento o resultado da filtração é um caldo turvo, que sai através das canalizações e vai até o local correspondente, de onde é retirado por bomba centrífuga, sendo enviado à fase de clarificação.

Da quantidade de caldo recuperado, 30 a 60% é constituída pelo caldo turvo. Logo que a torta se formou sobre a superfície filtrante, o vácuo se eleva ao redor de 20 a 25 cm de Hg, e o caldo obtido é claro.

A elevação do vácuo é necessária, pois a torta se espessa e a resistência à filtração aumenta. A quantidade de caldo claro obtido nesta fase corresponde de 40 a 70% do volume. Quando a seção emerge do líquido, recebe a seguir, em vários

pontos, água quente, que vai arrastando o açúcar da torta, enquanto o tambor continua em movimento.

Após a última seção de bicos injetores de água, a qual geralmente se localiza na parte superior do filtro, inicia-se a fase de secagem da torta, ainda pela ação do vácuo. A fase seguinte consiste em remover a torta formada da superfície de filtração, que é conseguido mediante o rompimento do vácuo e sob a ação do raspador. A torta desprendida cai no sistema transportador, sendo conduzida para o sistema de armazenamento, donde será transportada para o campo, para utilização como adubo.

Tratamento do lodo para filtração

Para melhorar a consistência do lodo para filtração, principalmente no filtro prensa é utilizada os polieletrólitos.

Segundo observações de Baikow, o lodo tratado com polieletrólito é mais difícil de desaçucarar, porque uma floculação mais completa é obtida. Entretanto, as pequenas perdas de açúcar são compensadas pelos filtrados mais claros e a torta que se desprende bem do cilindro, a qual não é viscosa.

Temperatura para Filtração:

A elevação da temperatura dos lodos tem um efeito positivo sobre a filtração, acelerando o processo. Esse fato ocorre porque a viscosidade do caldo decrescem à medida que a temperatura se eleva. Assim sendo, é preferível filtrar a temperaturas elevadas, acima de 80° C.

Velocidade de Operação e Pol da Torta:

A velocidade de operação dos filtros depende da sua regulagem em função da obtenção de pol da torta o menor possível, mantendo o Brix do caldo clarificado em valores aceitáveis, pois caldos com alto Brix são de difícil processamento posterior, em virtude da grande quantidade de água contida no mesmo.

Água de Lavagem:

Logo que a seção do filtro emerge no líquido, é necessário aplicar água para a lavagem da torta, visando a aumentar a extração do caldo.

Da água utilizada a maior parte fica retida na torta, somente 20 a 30% saem no caldo claro.

A quantidade de água a ser aplicada é fator determinante para a eficiência do processo. Entretanto, o modo de aplicá-la, bem como a sua temperatura, são também fatores responsáveis pelo bom resultado desta operação.

A temperatura da água deve estar ente 75 a 80° C para melhorar a extração, pois a cera abaixo dessa temperatura impermeabiliza a torta, dificultando a lavagem.

Devido a adição de água na torta, existe uma diferença de 15 a 25% entre o brix do caldo turvo e o do claro. O emprego de uma quantidade excessiva de água aumenta a concentração de impurezas no caldo claro, o que é indesejável. O importante não é tanto a quantidade, mas sim a observância das recomendações técnicas.

Vários são os fatores que concorrem para ineficiência da operação de filtração, prejudicam a condução do processo de filtração, os mais importantes são:

- Lodo pouco consistente;
- pH do lodo inadequado;
- Excesso de terra no lodo;
- Quantidade inadequada de bagacilho;
- Quantidade e modo de aplicação de água de lavagem de cana;
- Vácuo deficiente;
- Velocidade excessiva de rotação do filtro;
- Falta de resistência da válvula automática;
- Vácuo deficiente devido a vazamento;
- Falta de limpeza da superfície e filtrante.

Evaporação

Os evaporadores correspondem a 4 ou 5 corpos de evaporação de funcionamento contínuo

Com a finalidade principal de remoção da maior parte da água existente no caldo clarificado, que saído dos decantadores é enviado para um reservatório e através de bombeamento chega ao 1º corpo de evaporação numa temperatura de mais ou menos 120 – 125º C sob pressão e por intermédio de uma válvula regulada para passar para o 2º corpo, até o último sucessivamente.

Observa-se que o primeiro corpo de evaporadores é aquecido por intermédio de vapor vindo das caldeiras ou vapor de escape que já passou por máquina a vapor ou turbina.

Ao sair da última caixa de evaporação o caldo já concentrado até 56 a 62º brix é chamado de Xarope.

Para que o vapor vegetal fornecido para cada corpo de evaporação possa aquecer o caldo da caixa seguinte é necessário trabalhar-se com pressão reduzida (vácuo) a fim de que o ponto de ebulição do líquido seja mais baixo, assim por exemplo, a última caixa de evaporação trabalha com 23 a 24 polegadas de vácuo, reduzindo o ponto de ebulição do líquido até 60º C.

Sangria de Vapor:

Como os cozedores a vácuo são corpos de evaporação de simples efeito, uma melhor eficiência quanto ao uso de vapor é conseguida pelo aquecimento do vapor de um dos efeitos da evaporação. A economia obtida varia conforme a posição do efeito de onde é sangrado, segundo a fórmula:

$$\text{Economia de Vapor} = M / N$$

Onde:

M = posição do efeito

N = número de efeitos

Assim, a sangria do primeiro efeito de um quadruplo resultaria em uma economia de um quarto do peso de vapor retirado.

Capacidade:

A capacidade de uma seção de evaporação em retirar água é estabelecida pela taxa de evaporação por unidade de área da superfície de aquecimento, pelo número de efeitos e pela localização e quantidade de vapor sangrado.

Sem o uso de sangria, a capacidade é determinada pela performance do efeito menos positivo.

O sistema é auto-equilibrável. Se um efeito seguinte não consegue usar todo o vapor produzido pelo efeito precedente, a pressão no efeito precedente aumentará e a evaporação se reduzirá até que o equilíbrio seja estabelecido.

Operação:

Na operação da evaporação, o suprimento de vapor de escape para a primeira caixa deve ser controlado de modo a produzir a evaporação total requerida, mantendo-se o xarope numa faixa de 65 a 70º brix. No entanto, uma alimentação uniforme de caldo é essencial para uma boa performance da evaporação.

Controle Automático:

A eficiência da evaporação pode ser aumentada pelo uso de instrumentação de controles automáticos. Os elementos essenciais são:

- Pressão absoluta (vácuo);
- Brix do xarope;
- Nível de líquido;
- Alimentação.

A pressão absoluta é controlada pela regulação da quantidade de água que vai para o condensador, mantendo desse modo uma temperatura do xarope no último corpo ao redor de 55º C.

O valor de ajuste da pressão absoluta dependerá também do brix do xarope. Na faixa de 65 – 70º brix, a pressão absoluta será da ordem de 10 cm de coluna de mercúrio.

O brix do xarope é controlado pela regulação da válvula de saída do xarope da última caixa, sendo 65º brix, para se prevenir a possibilidade de cristalização na evaporação.

A alimentação deve ser mantida uniforme, utilizando-se tanque de caldo como controle pulmão. Acima de certo nível, a alimentação é sinalizada de modo a reduzir a quantidade de caldo que chega. Abaixo de um certo nível, reduz-se o suprimento de vapor à evaporação, a um nível mínimo, uma válvula de água é aberta para manter a evaporação em funcionamento.

Condensadores

Condensadores e Sistema de Vácuo:

Com um condensador satisfatório e adequado a capacidade da bomba de vácuo, os pontos importantes na operação são a quantidade e temperatura da água e vazamentos de ar.

Um condensador bem projetado fornecerá, na capacidade nominal, uma diferença de 3º C entre a água descarregada e o vapor sendo condensado. A quantidade de água necessária depende de sua temperatura, quanto maior a temperatura, maior a quantidade requerida.

Os vazamentos de ar constituem usualmente a principal causa do mau funcionamento do evaporador.

Todas as caixas e tubulações devem ser revisadas periodicamente quanto a vazamentos.

Outra dificuldade comum é o ar contido no caldo alimentado, difícil de ser detectado nos testes para se descobrir vazamento.

Remoção de Condensadores:

A remoção inadequada dos condensadores pode causar afogamento parcial dos tubos no lado vapor da calândria, com redução da superfície efetiva de aquecimento. Os condensados dos pré-aquecedores e evaporadores são geralmente retirados por purgadores instalados nos seus corpos.

Os condensados são armazenados e analisados, de forma que havendo contaminação, a água condensada não seja reutilizada para fins como o de reposição em caldeiras, pois esses condensados contêm geralmente matéria orgânica volátil, as quais são principalmente: álcool etílico, outros álcoois como ésteres e ácidos, sendo indesejáveis como fonte de alimentação de caldeiras de alta pressão. Em contra partida, podem ser utilizados como fonte quente na fábrica.

Gases Incondensáveis:

Uma quantidade considerada de gases incondensáveis (ar e dióxido de carbono) podem entrar na calandra com vapor de aquecimento.

O ar entra também através de vazamentos nas caixas sob vácuo e o dióxido de carbono é gerado no caldo. Caso não sejam removidos, estes gases se acumularão, interferindo na condensação do vapor na superfície do tubo.

Os gases incondensáveis das calandras sob pressão podem ser soprados para a atmosfera. Os que estiverem sob vácuo devem ser soprados para o sistema de vácuo.

Os gases saem geralmente por válvulas de tiragem de gases incondensáveis, instaladas no corpo dos equipamentos.

Incrustações:

O caldo torna-se saturado no que diz respeito a sulfato de cálcio e sílica antes que a concentração dos sólidos dissolvidos atinja o nível desejado de 65º brix para o xarope. A precipitação destes compostos, junto com pequenas quantidades de outras substâncias, causa o crescimento de incrustações duras, principalmente na última caixa. A transferência de calor é bastante prejudicada.

A quantidade de incrustações depositadas depende de concentração total de compostos precipitáveis no caldo, mas maior constituinte é o sulfato de cálcio.

Para evitar ou minimizá-las são utilizados produtos denominados anti-incrustantes.

Arraste:

Arraste de caldo com vapor de um efeito para a calandra do efeito seguinte ou para o condensador no efeito final resultam em perda de açúcar e, além disso, causam contaminações dos condensados para alimentação de caldeiras e poluição na descarga das águas dos condensadores.

O caldo é expandido do topo dos tubos com uma velocidade suficiente para atomizar o líquido e projetar gotículas a uma altura considerável.

A velocidade aumenta da primeira para a última caixa, atingindo no último corpo velocidades que podem chegar a 18 m/s, dependendo do diâmetro do tubo.

O problema é mais sério no último efeito, e um separador de arraste eficiente é essencial.

Irregularidades:

Os problemas com o mau funcionamento da evaporação poder ter muitas causas, as principais são:

- Baixa pressão do vapor;
- Vazamentos de ar no sistema;
- Suprimento de água ao condensador;
- Bomba de vácuo;
- Remoção de condensados;
- Incrustações;
- Sangria de vapor.

A dificuldade no suprimento de vapor e no sistema de vácuo e de respeito à remoção de gases e condensados e a incrustações, são percebidos com mais facilidade pela observação da queda de temperatura através das caixas.

Assim, as medidas da temperatura e pressão em caixa devem ser registradas regularmente. Uma irregularidade pode ser visualizada pela mudança dessas medidas. Por exemplo, se o gradiente de temperaturas em uma caixa aumenta, enquanto a queda do conjunto de evaporação permanece a mesma, a que através das outras caixas será menor. Isto significa uma anormalidade na caixa que requer investigação, e talvez decorra de falhas na remoção de condensados ou gases incondensáveis.

O problema decréscimo na evaporação do conjunto todo pode ser causado pela pouca retirada (sangria) do vapor para os aquecedores e cozedores a vácuo.

Caso o vapor não seja retirado, a pressão aumenta, o que pode ser observado pelas leituras de pressão.

Cozimento

O cozimento é efetuado com pressão reduzida, a fim de evitar a caramelização do açúcar e também a temperatura mais baixas para uma cristalização melhor mais fácil. O xarope é lentamente concentrado até que se atinja a condição de supersaturação, quando aparecem os primeiros cristais de sacarose. Nesta operação ainda tem-se uma mistura de cristais da sacarose e mel, conhecido como Massa Cozida.

Massa Cozida de Primeira:

Falta a cristalização do xarope, os cristais ainda são muito pequenos, requer então proceder o seu conhecimento.

Tem-se uma certa quantidade de cristais já formados em um dos aparelhos de cozimento e vai se alimentando os mesmos com xarope que está depositado, estes cristais vão crescendo até um certo tamanho desejado, que o operário pode observar através de lunetas dispostas nos aparelhos e também por meio de sonda.

Costuma-se alimentar os cristais de açúcar com xarope até certo ponto do cozimento e depois continua adicionando-se mel rico. Os cozimentos devem ser bem controlados, evitando a formação de falsos cristais que prejudicam a posterior turbinagem das Massas Cozidas.

Massa Cozida de Segunda:

Utiliza-se em pé de cozimento feito com xarope e alimenta-se estes cristais com mel pobre. Tanto as massas de 1ª como as de 2ª são descarregadas dos cozedores em caixas retangulares de fundo cilíndrico chamadas cristalizadores. Aí as massas ficam até o ponto de turbinagem.

Para a separação dos cristais e dos méis que os acompanham é necessário proceder-se a turbinagem das massas. Isto se faz em centrifugas contínua e descontínuas, sendo que nas descontínuas turbinam-se açúcares da 1ª e nas contínuas os açúcares da 2ª que servirão como pé de cozimento para os de 1ª.

As turbinas constam de um cesto metálico perfurado e um motor para acionamento. Pela centrifugação os meios atravessam os furos do cesto, ficando retidos os cristais de açúcar. No início da centrifugação a massa é levada com água quente retirando-se o que chamamos de mel rico. O açúcar é retirado no fim da turbinagem pelo fundo do cesto.

Os méis rico e pobre são recolhidos em tanques separados, aguardando o momento proveniente da massa de 2ª e de cor amarelo-clara e diluído com água ou xarope nos dá um produto denominado Magma, o qual servirá como pé de cozimento para as massas de 1ª, o mel separado das massas de 2ª tem o nome de mel final que será transformado por fermentação em vinho fermentado e este será após destilação em álcool hidratado ou anidro.

O açúcar retirado das turbinas é descarregado em uma esteira e conduzido através de um elevador de canecas para um cilindro rotativo com passagem de ar com a finalidade de extrair a umidade presente a tal ponto que não permita o desenvolvimento de microorganismos os quais causaria deterioração com perda de sacarose.

Centrifugação da massa A

A massa A é um produto que contém cristais de aproximadamente 0,5mm envolvidos numa película de mel. Na saída do secador, o açúcar é enviado por esteiras sanitárias até a moega de açúcar (reservatório próprio para açúcar), de onde é feito o ensacamento.

Centrifugação da massa B

A massa B é um produto que contém cristais de aproximadamente 0,2m m e melaço. Na centrifugação, os cristais são separados do mel B (ou melaço) onde o magma (cristais de açúcar B) será utilizado como núcleo para o cozimento A e o melaço é enviado para a fabricação do Na saída do secador, o açúcar é enviado por esteiras sanitárias até a moega de açúcar (reservatório próprio para açúcar), de onde é feito o ensacamento.



Dornas para separação da água e do xarope.



Centrifugas para separação do açúcar.

Secagem:

O açúcar é secado em secador de tambor, o qual consiste de um grande tambor provido internamente de telas. O tambor é levemente inclinado em relação ao plano horizontal, entrando o açúcar na parte superior e saindo na mais baixa.

O ar quente penetra em contracorrente ao açúcar para secagem do mesmo.

Ensaque e Armazenagem:

O açúcar, após a secagem, pode ser armazenado a granel temporariamente em silos e depois armazenados em sacos de 50Kg ou Bigbags ou expedidos diretamente dos silos.

O açúcar é acondicionado em sacos, ao mesmo tempo em que é pesado. As balanças podem ser comuns, mas já são utilizadas também automáticas e semi-automáticas, por serem mais praticas.

O armazém deve ser impermeável, sendo o piso preferivelmente asfaltado. As paredes devem ser impermeabilizadas pelo menos até o nível do solo. Não deve ter janelas e deve conter poucas portas.

A ventilação deve ser mínima, principalmente em lugares onde a umidade relativa é alta. Quando o ar exterior estiver mais úmido, deve-se manter as portas fechadas.

Convém que os sacos empilhados apresentem a menor superfície de exposição possível, por isso, as pilhas altas e grandes são as melhores. O açúcar armazenado sofre quebra de polarização, e esta pode ser lenta ou gradual (normal) e rápida (anormal). A quebra brusca pode ser causada por excesso de umidade (mais comum) e pela presença de muitas impurezas, como açúcares redutores e microorganismos.



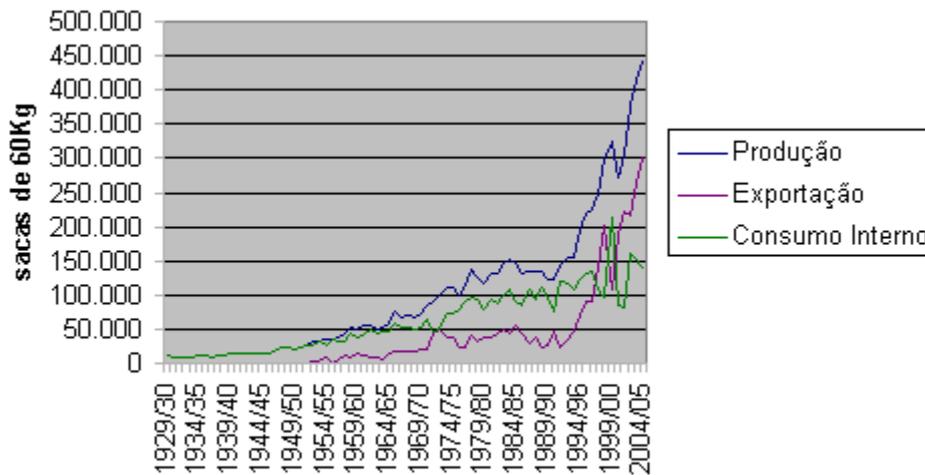
Mercado brasileiro de açúcar

No Brasil, a produção de açúcar tem crescido bastante. Entre as safras 1993/1994 e 2003/2004 houve crescimento de aproximadamente 130%. Com isso, as exportações promovidas pela região Centro-Sul têm aumentado

significativamente. Na safra 2007/2008, a região respondeu por 85% da produção de açúcar, enquanto a região Norte-Nordeste representou 15%.

Demanda doméstica por açúcar

O consumo de açúcar no Brasil cresceu expressivamente nos últimos 60 anos 1)impulsionado, sobretudo, por alterações no padrão de consumo e no crescimento vegetativo da população. Na década de 1930, o consumo médio anual de açúcar era de 15 quilos por habitante. Já nos anos 1940, esse número aumentou para 22. Na década de 1950, o consumo passou a ser de 30 quilos por pessoa, passando para 32 nos anos 1960. Em 1970, a média era de 40 quilos e, em 1990, esse índice estabilizou-se em 50 quilos por habitante.



Consumo brasileiro de açúcar - safras de 1929/30 a 2008/09.

Devido a esse aumento, o Brasil tornou-se um dos maiores consumidores mundiais do produto *per capita*. Cada brasileiro consome entre 51 e 55 quilos de açúcar por ano, enquanto a média mundial por habitante corresponde a 21 quilos por ano. Apesar do alto consumo *per capita*, o mercado brasileiro de açúcar ainda pode se expandir com o aumento do consumo pelo processo de industrialização de produtos alimentícios, que, comparado ao de outros países, ainda é relativamente baixo. Na década de 2000, o Brasil exportou, em média, 30% da produção, destinou 42% ao consumidor final interno e 28%, ao segmento industrial.

FABRICAÇÃO DE ÁLCOOL

A fabricação de álcool é uma unidade anexa, portanto o processo de moagem de cana é o mesmo já descrito da produção do açúcar.

Tratamento do Caldo

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

Em geral, o resfriamento do caldo é realizado em duas etapas:

- Fazendo-se passar o caldo quente (esterilizado) por um trocador de calor (regenerativo) em contracorrente com o caldo misto frio, onde o caldo misto é aquecido e o caldo para destilaria é resfriado ($=60^{\circ}\text{C}$).

- Resfriamento final até aproximadamente 30°C , normalmente realizado em trocadores de placas utilizando água em contracorrente, como fluido de resfriamento.

Livre de impurezas (areia, bagacilhos etc.) e devidamente esterilizado, o caldo está pronto para ser encaminhado para fermentação.

Pré-evaporação

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 $19\text{-}22^{\circ}$ Brix. Caso haja necessidade, usa-se água para o ajuste do Brix.

Na pré-evaporação o caldo é aquecido a 115°C , evapora água e é concentrado . Este aquecimento favorece a fermentação por fazer uma "esterilização" das bactérias e leveduras selvagens que concorreriam com a levedura do processo de fermentação.

Preparo do mosto

Mosto é o material fermentescível previamente preparado. O mosto na Usina Ester é composto de caldo clarificado, melaço e água. O caldo quente que vem do pré-evaporador é resfriado a 30°C em trocadores de calor tipo placas, e enviado às dornas de fermentação. No preparo do mosto define-se as condições gerais de trabalho para a condução da fermentação como, regulação da vazão, teor de açúcares e temperatura. Densímetros, medidores de vazão e controlador de Brix automático monitoram este processo.

Preparo 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.

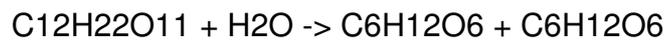
Tratamento do fermento

A levedura após passar pelo processo de fermentação se "desgasta", por ficar exposta a teores alcoólicos elevados. Após a separação do fermento do vinho, o fermento a 60% é diluído a 25% com adição de água. Regula-se o pH em torno de 2,8 a 3,0 adicionando-se ácido sulfúrico que também tem efeito desfloculante e bacteriostático. O tratamento é contínuo e tem um tempo de retenção de aproximadamente uma hora. O fermento tratado volta ao primeiro estágio para começar um novo ciclo fermentativo; eventualmente é usado bactericida para controle da população contaminante. Nenhum nutriente é usado em condições normais.

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 na proporção de 2:1, respectivamente.

Os açúcares (sacarose) são transformados em álcool, segundo a reação simplificada de Gay Lussac:



A fermentação é contínua e agitada, consistindo de 4 estágios em série, composto de três dornas no primeiro estágio, duas dornas no segundo, uma dorna no terceiro e uma dorna no quarto estágio. Com exceção do primeiro, o restante tem agitador mecânico. As dornas tem capacidade volumétrica de 400.000 litros cada, todas fechadas com recuperação de álcool do gás carbônico.

É na fermentação que ocorre a transformação dos açúcares em etanol ou seja, do açúcar em álcool. Utiliza-se uma levedura especial para fermentação alcoólica, a *Saccharomyces uvarum*. No processo de transformação dos açúcares em etanol há desprendimento de gás carbônico e calor, portanto, é necessário que as dornas sejam fechadas para recuperar o álcool arrastado pelo gás carbônico e o uso de trocadores de calor para manter a temperatura nas condições ideais para as leveduras. A fermentação é regulada para 28 a 30°C. O mosto fermentado é chamado de vinho. Esse vinho contém cerca de 9,5% de álcool. O tempo de fermentação é de 6 a 8 horas.

Durante a reação, ocorre intensa liberação de gás carbônico, a solução aquece-se e ocorre a formação de alguns produtos secundários como: álcoois superiores, glicerol, aldeídos, etc.

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 vinho fermentado. Devido à grande quantidade de calor liberado durante o processo de fermentação e à necessidade da

temperatura ser mantida baixa (32°C), é necessário realizar o resfriamento do vinho, circulando água em serpentinas internas às dornas, ou em trocadores de calor, por onde o vinho é bombeado continuamente com água em contracorrente.

Atualmente, este processo de fermentação é realizado de forma descontínua ou contínua, em dornas abertas ou fechadas. Nestas últimas, procede-se a lavagem dos gases de saída em uma torre de recheio para recuperação do álcool evaporado, por absorção deste em água, que é retornada ao processo.



Fermentação do caldo para produção de álcool.

Centrifugação do vinho

Após a fermentação a levedura é recuperada do processo por centrifugação, em separadores que separam o fermento do vinho. O vinho delevurado irá para os aparelhos de destilação onde o álcool é separado, concentrado e purificado. O fermento, com uma concentração de aproximadamente 60%, é enviado às cubas de tratamento.

Destilação

O vinho que vem da fermentação possui, em sua composição, 7º a 10ºGL (% em volume) de álcool, além de outros componentes de natureza líquida, sólida e gasosa. Dentro dos líquidos, além do álcool, encontra-se a água com teores de 89% a 93%, glicerol, álcoois homólogos superiores, furfural, aldeído acético, ácidos succínico e acético e etc., em quantidades bem menores. Já os sólidos são representados por bagacilhos, leveduras e bactérias, açúcares não-fermentescíveis,

sais minerais, matérias albuminóides e outros, e os gasosos, principalmente pelo CO₂ e SO₂.

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 sete colunas distribuídas em quatro troncos:

- Destilação propriamente dita

- Retificação
- Desidratação
- Recuperação do desidratante

Destilação propriamente dita

A destilação é processada em três colunas superpostas: A, A1 e D. Nestas, o etanol é separado do vinho (inicialmente com 7º a 10ºGL) e sai com a flegma (vapores com 40º a 50ºGL). O tronco de destilação elimina ainda impurezas (ésteres e aldeídos).

O vinho é alimentado no topo da coluna A1, descendo pelas bandejas e sofrendo a epuração, sendo a flegma retirada no fundo desta (bandeja A16) e enviada à coluna B. Os voláteis, principalmente ésteres e aldeídos, são concentrados na coluna D e retirados no seu topo, sendo condensados em dois condensadores R e R1, onde uma fração deste líquido (90% a 95%) retorna ao topo da coluna D e a outra é retirada como álcool de 2ª, com graduação de aproximadamente 92ºGL, ou retornado à dorna volante.

Uma coluna 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 13 litros para cada litro de álcool produzido, e é constituída principalmente de água, sais sólidos em suspensão e solúveis e é 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 0,03ºGL.

O aquecimento da segunda coluna (coluna B) é realizado pela injeção de vapor (escape ou vegetal) no fundo dessa coluna, ou indiretamente através do trocador-evaporador. A finalidade da coluna B 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, duas bandejas abaixo do topo da coluna.

Os voláteis retirados no topo da segunda coluna passam por uma seqüência de condensadores onde parte do calor é recuperado pelo vinho, uma fração do condensado é reciclada e outra retirada como álcool de 2ª. Do fundo da coluna B é retirada uma solução aquosa chamada flegmaça, que foi esgotada e que pode ser reciclada no processo ou eliminada. Os álcoois homólogos superiores, denominados óleos fúsel e alto, são retirados de bandejas próximas à entrada da flegma.

O óleo alto retorna à dorna volante e o óleo fúsel é resfriado, lavado, decantado e armazenado para posterior comercialização. O aquecimento da coluna é realizado pela injeção de vapor, como na epuração.

Desidratação

O álcool hidratado, produto final dos processos de epuração (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 dos três processos de desidratação descritos a seguir.

Destilação azeotrópica, utilizando Ciclohexano

Este processo utiliza uma coluna de desidratação, sendo o ciclohexano alimentado no topo da coluna e o álcool a ser desidratado alimentado a um terço abaixo do topo da coluna. Neste processo, o ciclohexano 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 uma outra coluna onde ocorre a recuperação do ciclohexano, que retorna ao processo de desidratação. O álcool anidro obtido, com um teor alcóolico em torno de 99,3% p/p, é retirado na parte inferior da coluna de desidratação, de onde é condensado e encaminhado para armazenamento.

Destilação extrativa, utilizando Mono Etileno Glicol

Similarmente ao processo anterior, utiliza-se uma coluna de desidratação, onde o mono etileno glicol (MEG) é alimentado no topo desta coluna e o álcool a ser desidratado também a um terço abaixo do topo da coluna. Inversamente ao processo do ciclohexano, o MEG absorve e arrasta a água para o fundo da coluna e os vapores de álcool anidro saem pelo topo da coluna, de onde o álcool é condensado e enviado para armazenamento nos tanques. A mistura contendo água, MEG e uma pequena quantidade de álcool, é enviada para uma coluna de recuperação do MEG, o qual retorna ao processo de desidratação. Como o MEG concentra as impurezas retiradas do álcool e se torna mais corrosivo, é necessária a sua purificação pela passagem através de uma coluna de resinas de troca iônica, que retém os sais e reduz a acidez.

Desidratação por adsorção, utilizando Peneira Molecular

O álcool a ser desidratado é inicialmente vaporizado e superaquecido antes de ser enviado para as colunas de desidratação, que contém em seu interior um material constituído basicamente por hidrosilicato de alumínio contendo micro-poros, denominado zeolita, mais popularmente conhecido como peneira molecular. Esta rede de micro-poros absorve a água e deixa passar os vapores de álcool que são posteriormente condensados na forma de álcool anidro. Periodicamente é realizada

a regeneração da zeolita pela passagem sob vácuo de vapores alcóolicos que são posteriormente destilados para recuperação do álcool neles contido

Qualidade

Todas as etapas do processo são monitoradas através de análises laboratoriais de modo a assegurar a qualidade final dos produtos. As pessoas envolvidas passam por treinamentos específicos capacitando-as a conduzir o processo de forma segura e responsável, garantindo a qualidade final de cada etapa que envolve a fabricação de açúcar e álcool.

Armazenamento do álcool

Os álcoois produzidos, hidratado e anidro, são quantificados através de medidores de vazão ou tanques calibrados e enviados para armazenagem em tanques de grande volume, situados em parques de tanques, onde aguardam sua comercialização e posterior remoção por caminhões.

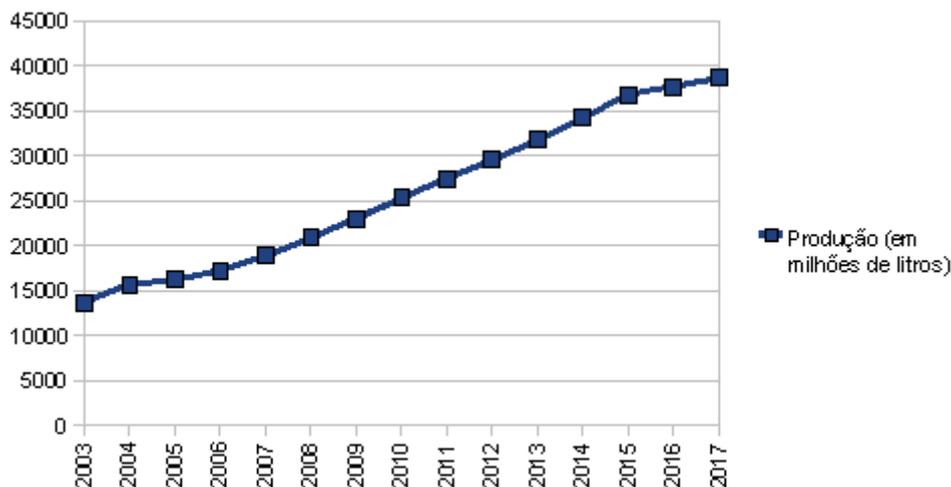
Mercado do álcool

O segmento sucroalcooleiro tem participado ativamente da atividade agrícola brasileira. Na safra 2007/2008, o Brasil produziu, aproximadamente, 22,5 bilhões de litros de álcool, dos quais grande parte foi destinada ao mercado interno, que vem ganhando destaque no segmento agroindustrial brasileiro, devido à retomada do aumento do consumo doméstico em decorrência do preço competitivo do combustível em relação à gasolina.

Há, ainda, um potencial de crescimento na exportação do álcool brasileiro, que, possivelmente, será utilizado para atender parte da demanda mundial por etanol. A produção de álcool está em fase de expansão, já que o produto é barato, renovável e útil como alternativa para a matriz energética mundial. A tendência de aumento de sua produção no Brasil ocorre por vários fatores, como: aumento da frota de carros bicombustível (demanda interna), Protocolo de Kyoto (demanda externa) e aumento do preço do petróleo.

Com a entrada em operação de mais 16 novas usinas no Centro-Sul do Brasil na safra 2007/2008, a oferta do combustível limpo aumentará, garantindo o abastecimento interno. A prioridade das usinas deve ser o mercado doméstico, enquanto o excedente da produção deve ser destinado ao crescente mercado externo.

Entre 2003 e 2006, início da introdução do carro bicomcombustível no Brasil, o consumo interno de álcool hidratado aumentou, em média, cerca de 700 milhões de litros a cada ano. A previsão é que o consumo interno fique em torno de 14,8 bilhões de litros, em 2009. A expectativa é que, a cada ano, esse acréscimo no consumo seja de cerca de 1,1 bilhão de litros, devido ao aumento das vendas e à produção de carros bicomcombustível, que chega a 90,5% da produção de automóveis. A Figura 1 mostra a tendência de crescimento da produção brasileira de álcool a uma taxa anual média de 7,4%.



Projeção de produção de álcool no Brasil entre as safras 2003 a 2017.

III – CONCLUSÃO

Tanto na produção do álcool como do açúcar, o início se dá na obtenção do caldo sendo que deve ser proveniente de uma cana de uma cultivar com características ideais para cada tipo de produto a ser produzido. Todo processo

produtivo de ambos deve respeitar rigorosamente os processos e o tempo de cada ciclo sendo um dos principais a fermentação .

O mercado de açúcar e álcool está muito aquecido ,e a área plantas com cana de açúcar vem aumentando a cada dia, fazendo com que as usinas tenham que se adaptar a a cada dia mais e aumentando a sua eficiência no ciclo produtivo .

Fermentação Alcoólica

1. Introdução

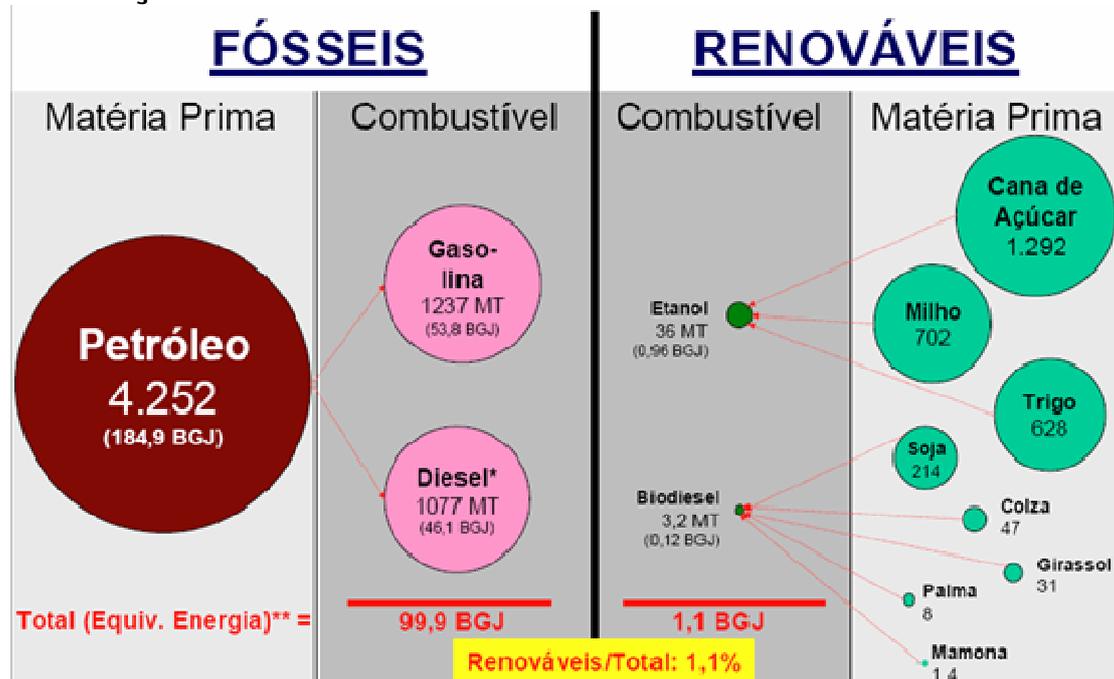


Figura 1 – Produção Mundial de Combustíveis (Milhões de Toneladas, 2005)

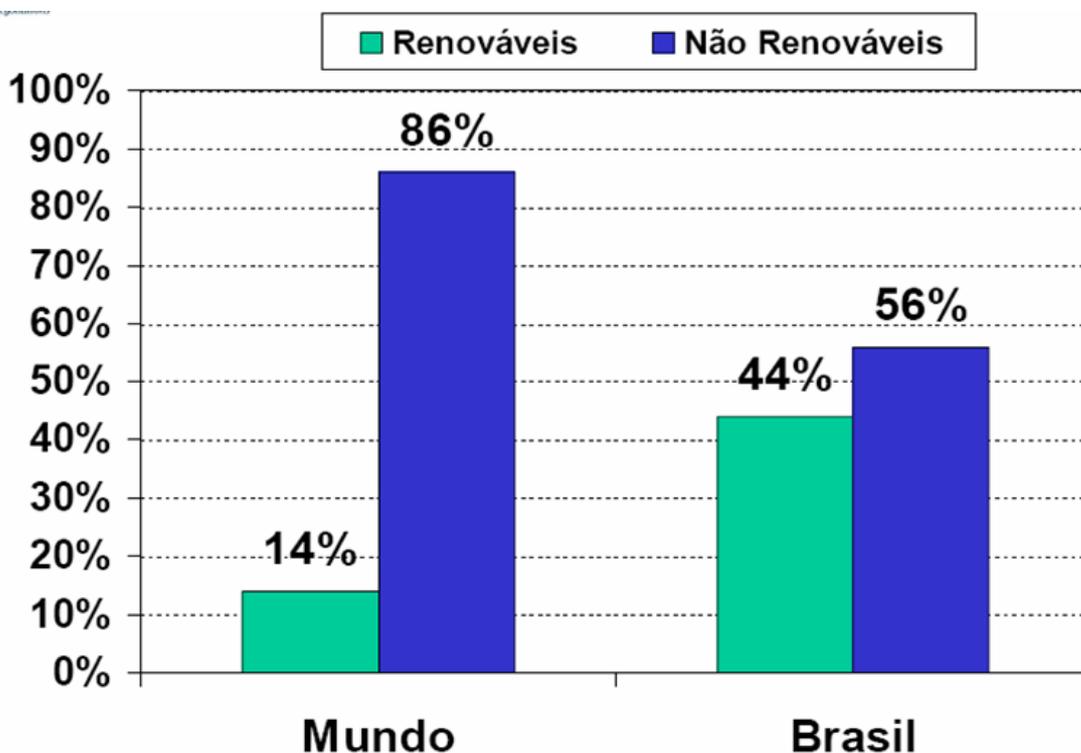
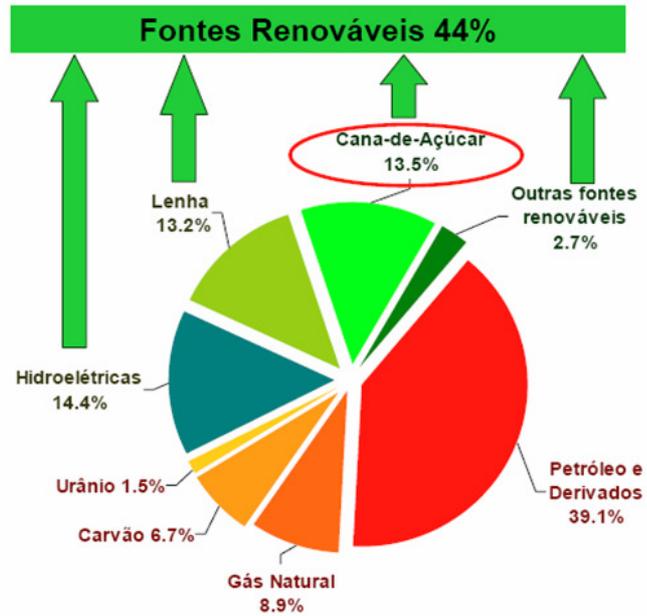


Figura 1.2 – Matriz Energética

Matriz Energética Brasileira (2005)



- ✓ O etanol responde por 40% do mercado de gasolina/etanol (apenas 3% nos EUA!)
- ✓ A gasolina brasileira contém de 20 à 25% de etanol.
- ✓ Há mais de 320 plantas com flexibilidade de produção de açúcar ou etanol.
- ✓ Não há subsídios, porém o etanol conta com, isenções fiscais e mistura compulsoria.

Figura 1.3 – Matriz Energética Brasil (2005)

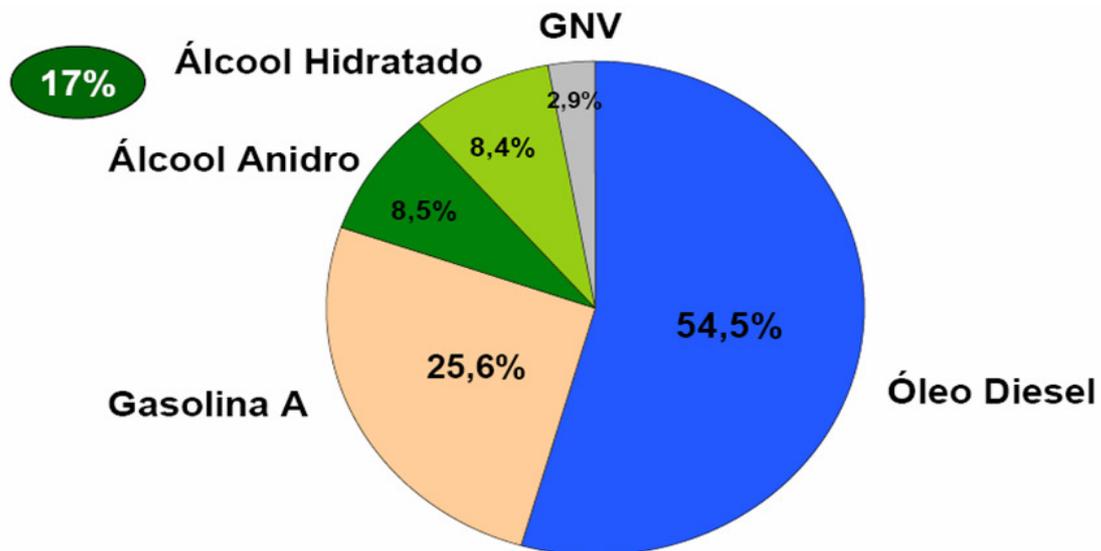


Figura 1.4 – Brasil: Matriz de Combustíveis Veiculares (2005)

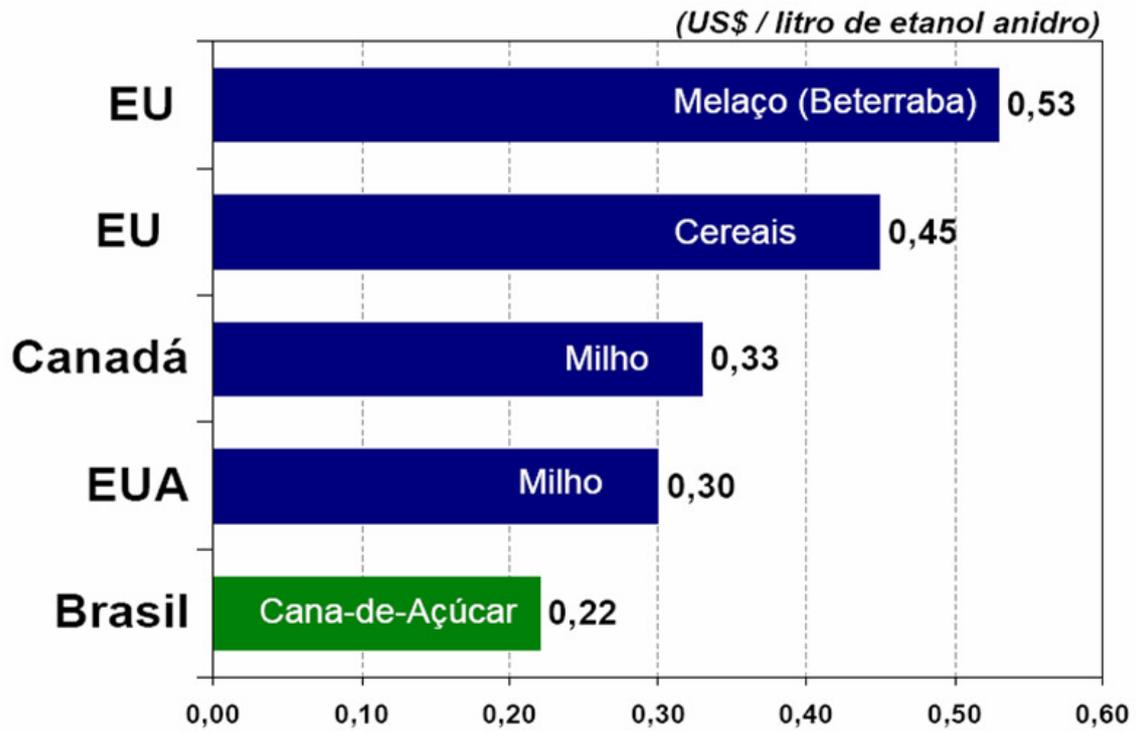


Figura 1.5 – Etanol: Custo de Produção (da matéria prima ao produto final)

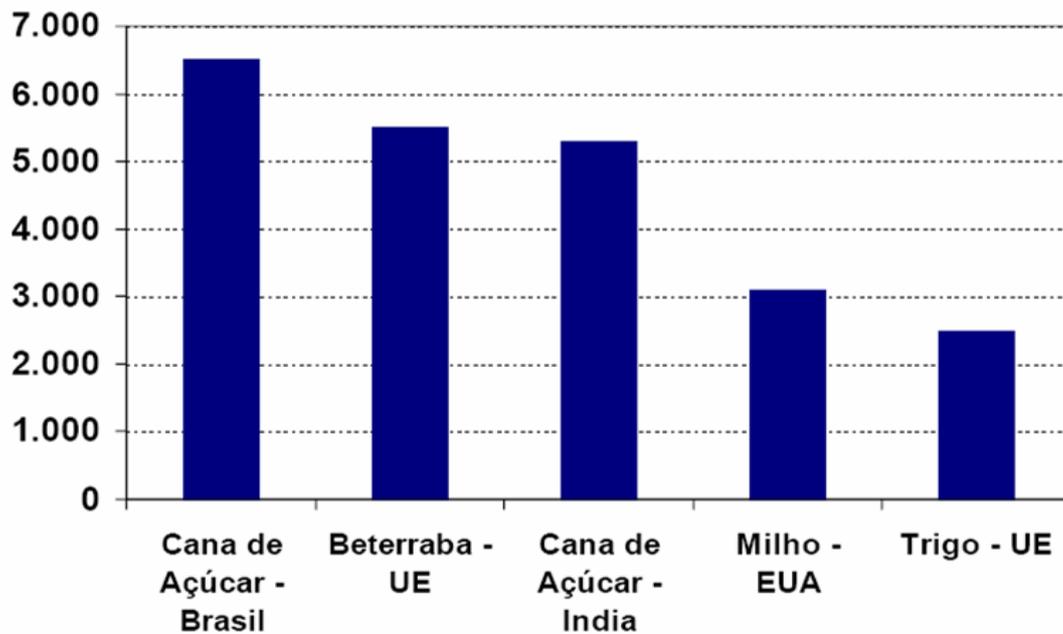


Figura 1.6 – Produtividade do Etanol (litro por hectare)

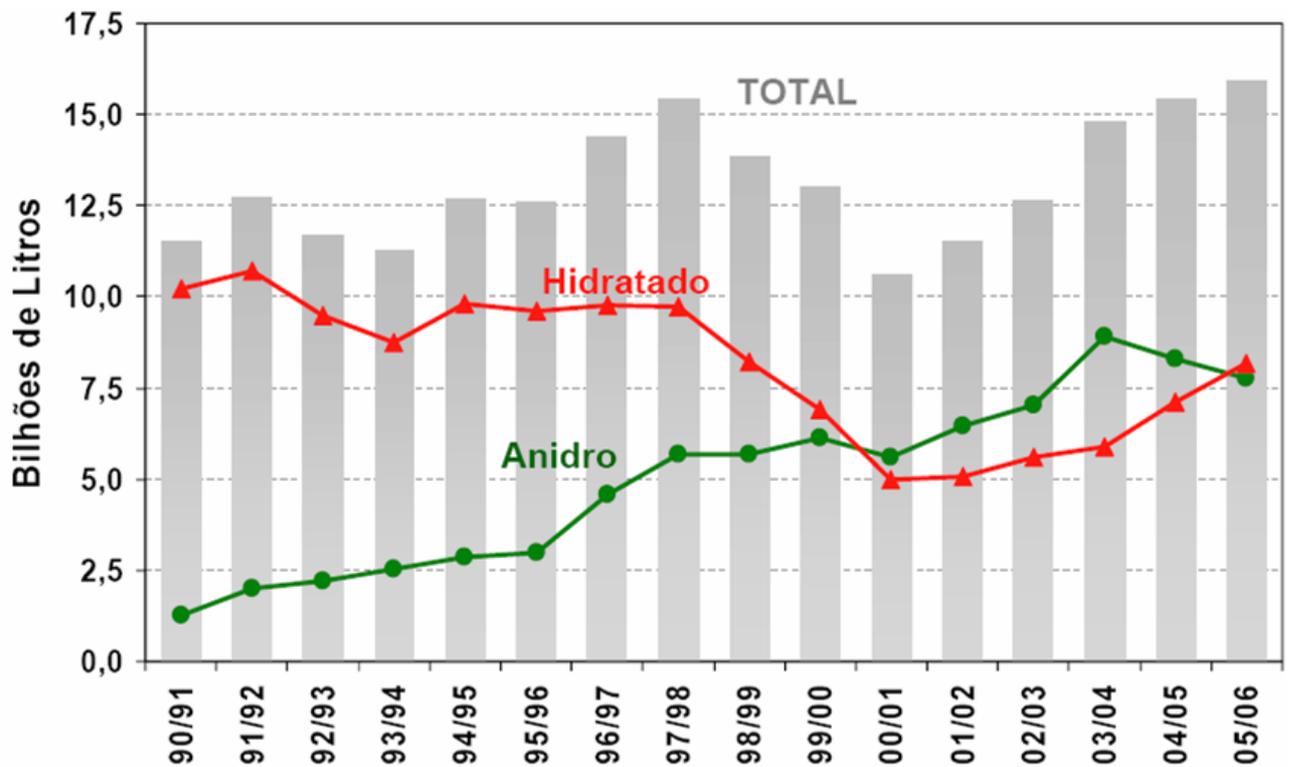


Figura 1.7 – Produção de Etanol no Brasil

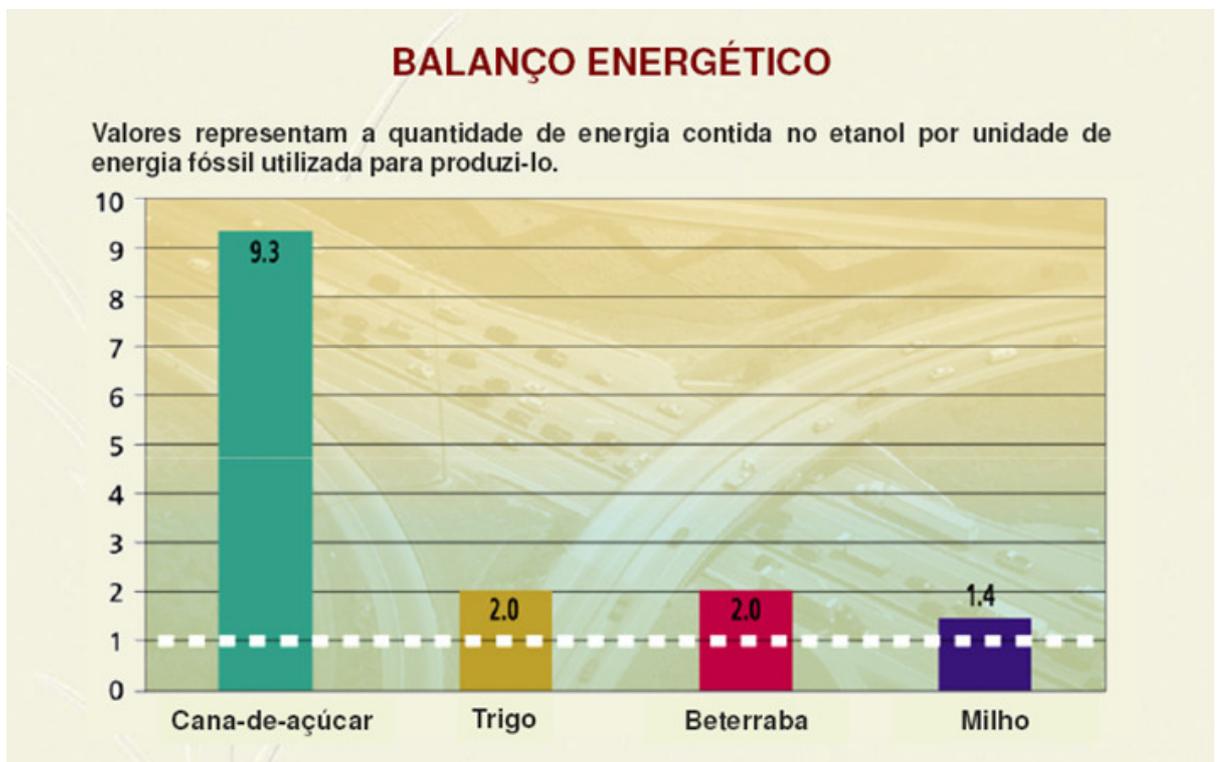


Figura 1.8 – Balanço Energético

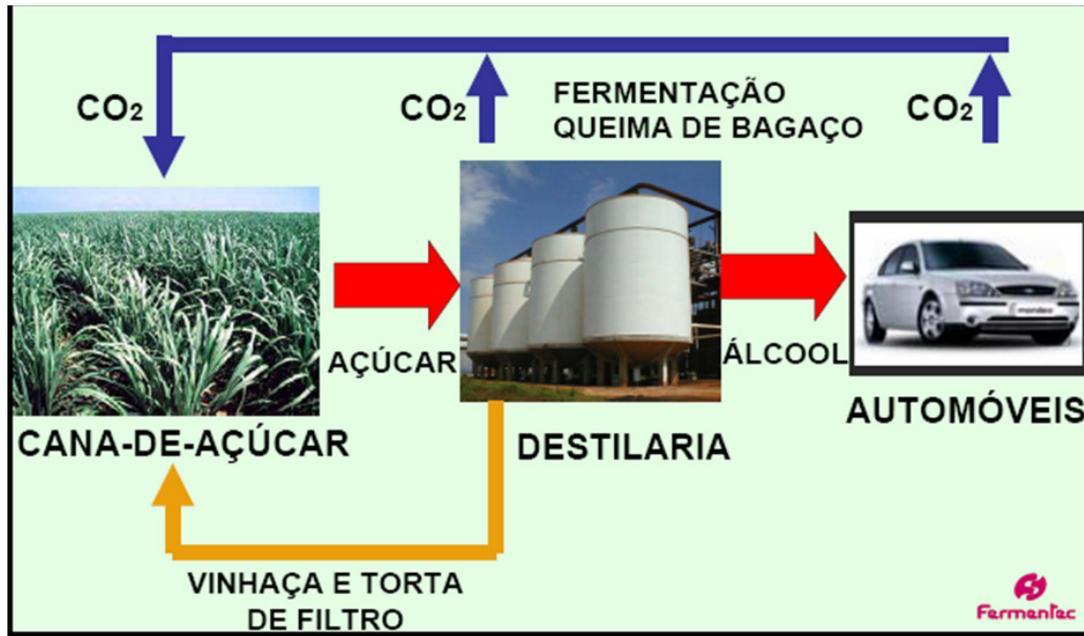


Figura 1.9 – Cana de Açúcar, Etanol e CO_2

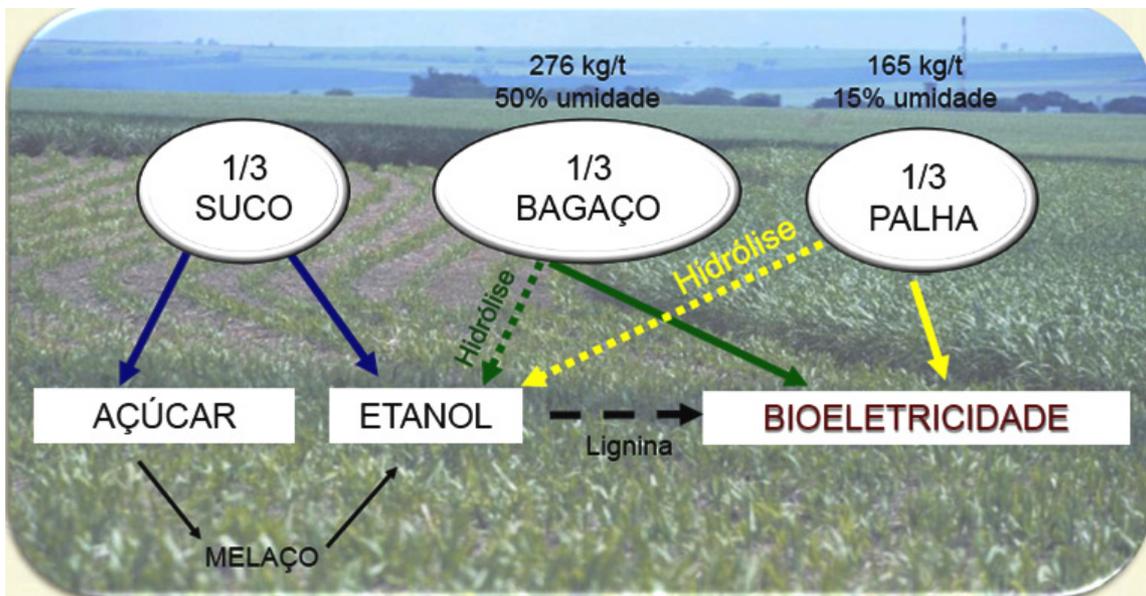


Figura 1.10 – A Fronteira Tecnológica da Cana de Açúcar

Exportações de álcool

	PERÍODO ANUAL (JAN-DEZ)		
	2006	2007	VAR.(%)
Milhões de m ³	3,0	3,1	3,0%
Preço (US\$/m ³)	477,1	414,7	-13,1%
Taxa de Câmbio	2,18	1,95	-10,5%
Preço (R\$/m ³)	1.037,9	807,6	-22,2%

	PERÍODO SAFRA (ABR-MAR)		
	06/07	07/08	VAR.(%)
Milhões de m ³	3,3	3,1	-6%
Preço (US\$/m ³)	487,6	409,7	-16,0%
Taxa de Câmbio	2,15	1,85	-13,9%
Preço (R\$/m ³)	1.050,1	760,0	-27,6%

Exportações de açúcar

	PERÍODO ANUAL (JAN-DEZ)		
	2006	2007	VAR.(%)
Milhões de t	16,3	17,1	5,1%
Preço (US\$/t)	330,0	258,4	-21,7%
Taxa de Câmbio	2,18	1,95	-10,5%
Preço (R\$/t)	717,9	503,3	-29,9%

	PERÍODO SAFRA (ABR-MAR)		
	06/07	07/08	VAR.(%)
Milhões de t	17,0	16,4	-3,2%
Preço (US\$/t)	328,4	253,1	-22,9%
Taxa de Câmbio	2,15	1,85	-13,9%
Preço (R\$/t)	707,2	469,5	-33,6%

Figura 1.11 – (Safrá 2007 / 2008: Região Centro – Sul)

Usinas 100% auto-suficiente em energia

As usinas brasileiras de açúcar e etanol geram sua própria energia elétrica através da queima do bagaço da cana e também produzem excedentes de energia que pode ser vendidos no mercado de nacional energia.



Figura 1.12 – Auto-suficiência de Energia

- **Tempo de construção reduzido**
 - ✓ Implantação em 24-30 meses
- **Renovável e limpa**
 - ✓ Reduzido impacto ambiental
 - ✓ Proporciona créditos de carbono
- **Período de safra complementar ao hidrológico**
 - ✓ Bioeletricidade é produzida em período seco (hidrologia)
- **Projetos de menor porte e espectro mais amplo de investidores**
 - ✓ Elimina riscos de atrasos e problemas na construção
- **Fortalece a indústria nacional de equipamentos e a geração de emprego e renda**
- **Disponível no “coração” do sistema elétrico interligado**
- **Segurança energética: cada 1.000 MW médios injetados de bioeletricidade no período de maio a novembro corresponde a um ganho de armazenamento de 4% nestes reservatórios.**



UNICA

Figura 1.13 – Vantagens da Bioeletricidade

2. Processos Fermentativos

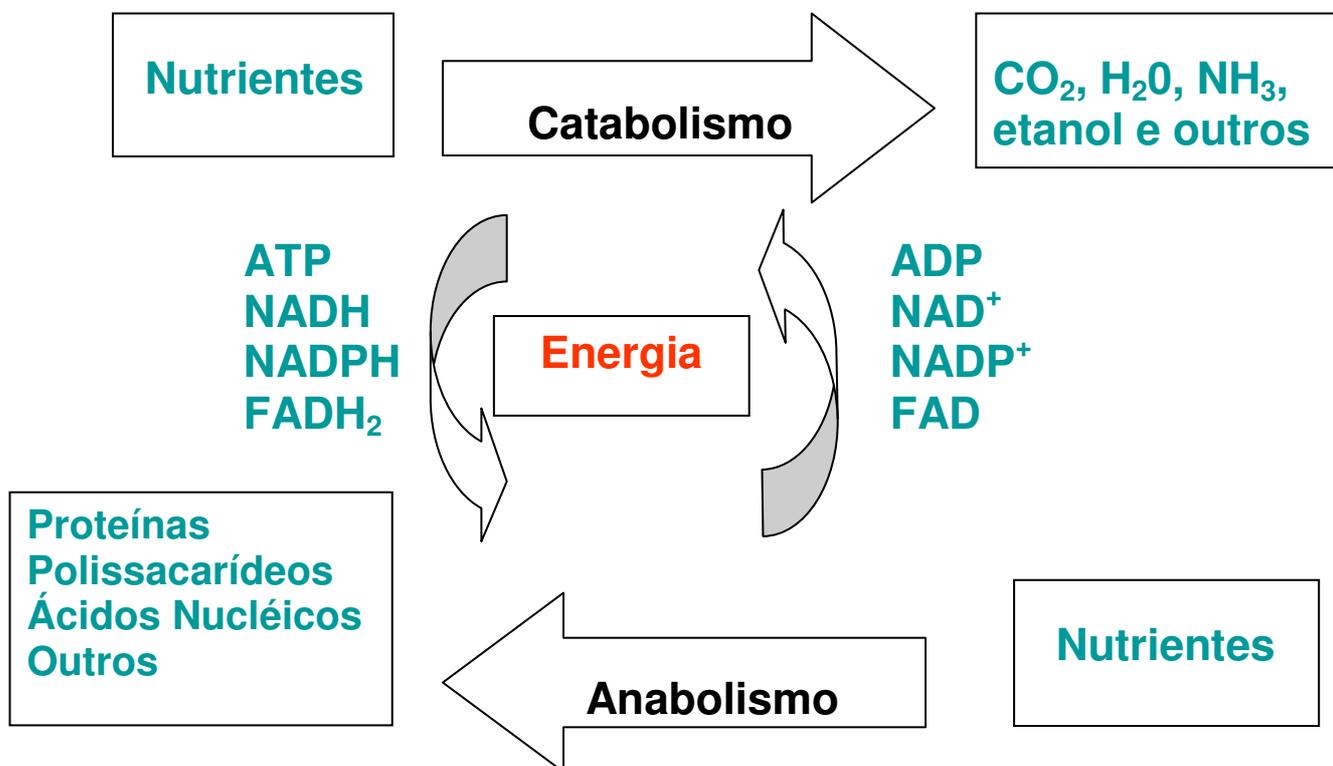


Figura 2.1 – Processo Fermentativo

Os mecanismos de reações biológicas para obtenção de energia para as células, sob condições anaeróbias, foram denominados de fermentação por Pasteur por volta de 1860, que definiu fermentação como vida na ausência de ar.

Já que muitos processos microbiológicos industriais, tais como fabricações de vinho eram anaeróbios, o termo fermentação também foi atribuído a eles.

Posteriormente, todos os processos de conversão microbianos passaram a ser denominados de **fermentação**, sejam eles aeróbios ou anaeróbios.

O sucesso de um processo fermentativo vários fatores, destacando-se o microrganismo, o meio de cultura, a forma de condução do processo fermentativo e as etapas de recuperação do produto.

Na verdade esses quatro fatores interagem enormemente, sendo necessário buscar defini-los de forma conjunta levando em consideração aspectos econômicos e biológicos, o que torna bastante complexa a adequada definição.

Para tornar clara esta idéia, pode-se mencionar que sempre se pretende empregar meios de cultura baratos, mas deve-se lembrar que o microrganismo deve encontrar neste meio de cultura condições adequadas par realizar a conversão pretendida.

As operações finais para recuperação do produto (operações de *downstream*) são igualmente da mais alta importância. Sabe-se, por exemplo, que a melhor forma para a recuperação de etanol depois de uma fermentação alcoólica, é a operação de destilação, mas ela incide diretamente no custo do produto final em virtude da energia necessária para sua execução.

Para produtos de alto valor agregado, tais como proteínas (insulina, hormônios, vacinas), antibióticos ou enzimas, o custo do processo de purificação pode representar até mais de 70% do custo total do produto final.

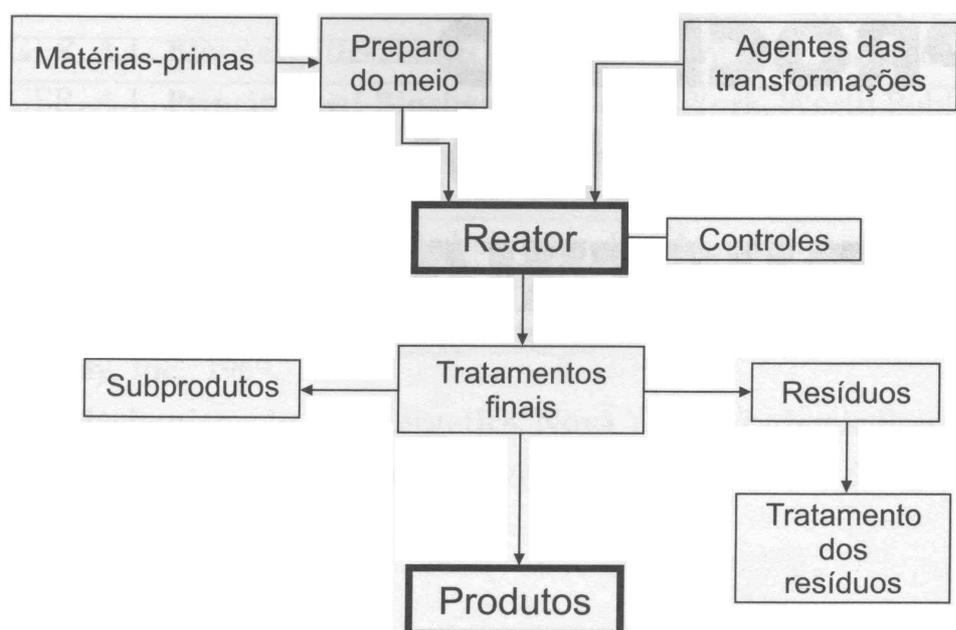


Figura 2.2 – Fermentação

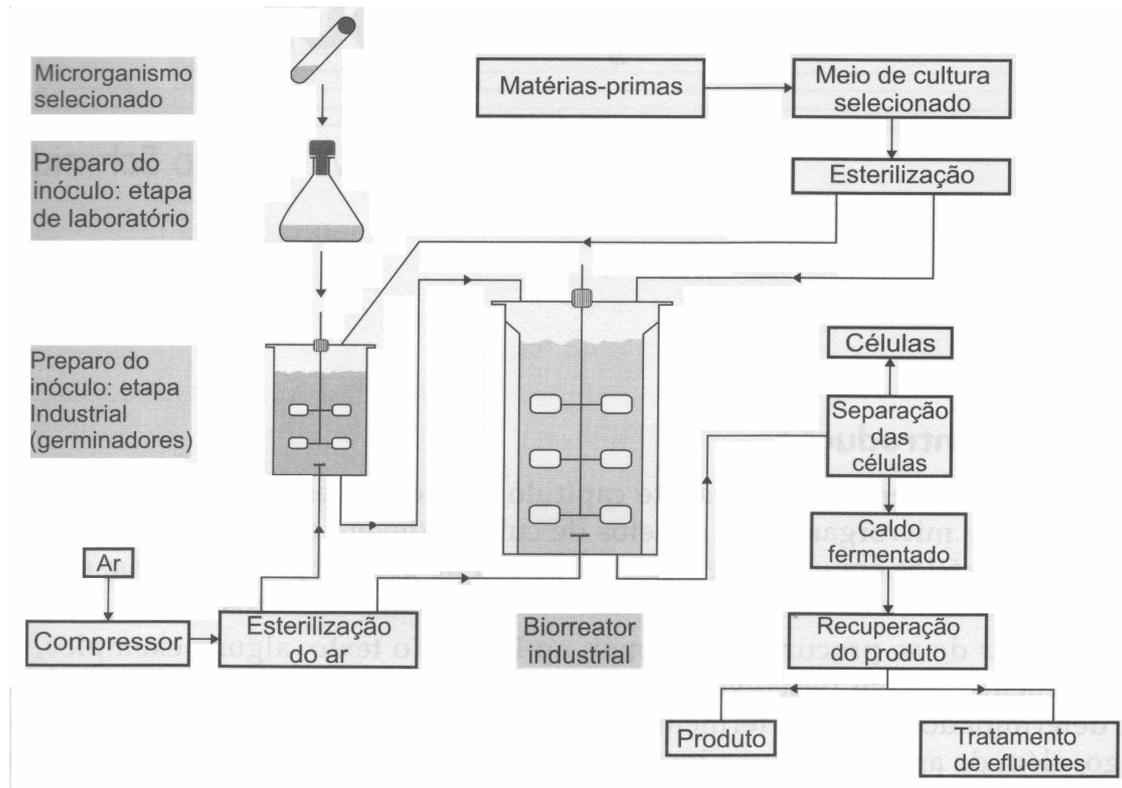


Figura 2.3 – Processo Fermentativo Genérico

2.1 Aplicações dos processos Fermentativos

Processos fermentativos são utilizados industrialmente na produção de bebidas alcoólicas (vinho, cerveja, sidra, aguardente), vinagres, etanol, ácidos orgânicos (citríco, láctico, fumárico), biopolímeros (dextrana, xantana, PHB), solventes (butanol, acetona, isopropanol), vitaminas (riboflavina, ácido ascórbico), antibióticos (penicilina, estreptomicina, tetraciclina) polissacarídeos, aminoácidos, alimentos fermentados.

Vários processos fermentativos visam a produção industrial de microrganismos, que por sua vez podem ser utilizados, como:

- Agentes de outros processos fermentativos como leveduras para panificação, leveduras para a fabricação de etanol, bactérias para tratamento biológico de efluentes.
- Na alimentação do homem e de animais, quer na forma de concentrados protéico-vitamínicos (algas, leveduras), quer no enriquecimento protéico principalmente pela ação de bolores de vários materiais (farinha, farelo, resíduos da industrialização de fruta).
- Como fixadores do nitrogênio do ar na agricultura (bactérias do gênero *Rhizobium*).
- No controle biológico de pragas (bactérias do gênero *Bacillus*).
- Na produção de vacinas (bactérias dos gêneros *Corynebacterium*, *Bordetella*, *Neisseria*, *Mycobacterium*).

Quanto à utilização de enzimas, principalmente em meio aquoso, como agentes de transformação em escala industrial, sua importância vem crescendo acentuadamente.

Cita-se a seguir, de maneira resumida algumas indústrias em que são utilizados preparados enzimáticos para fins específicos: detergentes (misturas de amilases, proteases, lipases), cerveja (papaína), panificação (lipases, amilases), indústria têxtil (α -amilase, celulases), amido e derivados (α -amilases, β -amilases, amiloglicosidasas, glicose-isomerase), produção de vinhos (pectinases), indústria de leite (lactases ou β -galactosidasas, catalase, lipase), indústria de carnes (papaína), entre outras.

2.2 Fontes de Microorganismos de Interesse

Microorganismos que possam ter interesse industrial podem ser obtidos basicamente das seguintes formas:

- Isolamento a partir de recursos naturais;
- Compra em coleções de culturas;
- Obtenção de mutantes naturais;
- Obtenção de mutantes induzidos por métodos convencionais;
- Obtenção de microrganismos recombinantes por técnicas de engenharia genética.

O isolamento de microrganismos a partir de recursos naturais, tais como água, plantas, resíduos sempre foi uma atividade de grande importância para a obtenção de novas linhagens de interesse industrial.

Trata-se de uma atividade que envolve muito trabalho experimental, significa um custo relativamente elevado, porém pode conduzir ao isolamento de linhagens melhor produtoras de um dado produto, mas, mais importante do que isso pode conduzir à descoberta de novos produtos, o que confere a esta possibilidade uma relevância inquestionável.

Cumprir lembrar que as grandes empresas produtoras de antibióticos, ou enzimas mantêm programas de isolamento de linhagens de recursos naturais, justamente com o objetivo de incrementar a produção de certos produtos, ou com o objetivo de encontrar linhagens produtoras de novos antibióticos, por exemplo.

É claro que o isolamento de linhagens deve ter início com certas premissas, definindo-se o que se pretende obter, pois o simples isolamento poderá levar à disponibilidade de um número inimaginável de culturas, o que dificulta a convergência para o processo ou o produto que se pretende produzir.

A compra em coleções de culturas é atualmente bastante viável, tendo em vista a existência de muitas coleções de culturas em vários países.

Nesse sentido, STANBURY et al., (1995) listam nada menos do que 11 coleções de culturas em vários países, podendo-se ainda acrescentar a Agricultural Research Service Culture Collection (EUA), também conhecido como NRRL Culture Collection <http://nrrl.ncaur.usda.gov>) e a Coleção de Culturas Tropical (Campinas, SP; <http://www.cct.org.br>). O contato com essas coleções é atualmente muito facilitado, podendo-se utilizar os recursos da Internet para tal tarefa (Schmidell, 2001).

É de se esperar que o microrganismo utilizado para a produção de um dado antibiótico (ou outro produto de interesse industrial qualquer) não esteja disponível em uma coleção de culturas, sendo, com muita freqüência, oriundo de programas de melhoramento genético.

Como se sabe, quando uma dada célula prolifera, há sempre uma pequena possibilidade de surgimento de mutantes naturais, os quais podem ser isolados e ensaiados objetivando a verificação de sua potencialidade de produção.

2.3 Características Desejáveis para Microrganismos para Aplicação em Processos Industriais

Para uma aplicação industrial, espera-se que os microrganismos apresentem as seguintes características gerais:

- Apresentar elevada eficiência na conversão do substrato em produto.
- Permitir o acúmulo do produto no meio, de forma a se ter elevada concentração do produto no caldo fermentado, com o mínimo de inibição pelo produto.
- Não produzir substâncias incompatíveis com o produto.
- Apresentar constância quanto ao comportamento fisiológico.
- Não ser patogênico.
- Não exigir condições de processo muito complexas.
- Não exigir meios de cultura muito dispendiosos.
- Permitir a rápida liberação do produto para o meio.

É muito difícil mencionar as características de microrganismos sem associá-los a um determinado meio de cultivo. Algumas características gerais, que devem ser consideradas são:

- Ser o mais barato possível.
- Atender as necessidades nutricionais do microrganismo.
- Auxiliar no controle do processo, como é o caso de ser ligeiramente tamponado o que evita variações drásticas do pH, ou evitar uma excessiva formação de espuma.
- Não provocar problemas na recuperação do produto.
- Os componentes devem permitir algum tempo de armazenamento, a fim de estarem disponíveis todo o tempo.
- Ter composição razoavelmente fixa.
- Não causar dificuldades no tratamento final do efluente.

2.4 Cinética e Estequiometria dos Processos Fermentativos

Uma fermentação consiste de uma complexa transformação de nutrientes de um meio de cultura, pela ação metabólica dos microrganismos presentes, em produtos e mais células microbianas. Um processo fermentativo pode ser esquematizado da seguinte forma:



O crescimento microbiano pode ser definido como um aumento ordenado de seus constituintes químicos. Conseqüentemente, crescimento de uma população microbiana implica em aumento do número de indivíduos, bem como aumento da massa celular total.

Assim o crescimento celular dos microrganismos em um processo fermentativo pode ser medido em termos de números (contagens do número total de células, número de células viáveis, volume úmido, massa úmida ou massa seca). Para o crescimento de mofo, o crescimento celular é mais usual em termos de massa.

Um modelo de crescimento microbiano pode apresentar os mais variados graus de complexidade, dependendo da situação física e da cinética pretendida. Claramente não é prático, nem possível levar em consideração num modelo cinético, todos os fatores envolvidos num processo de crescimento.

Os modelos cinéticos normalmente usados em fermentações, segundo BAILEY & OLLIS (1986), podem ser divididos em:

a) Não- estruturados e Não-segregados: nos quais as células são consideradas como solutos do meio, sendo também denominados modelos empíricos, não baseados no em mecanismos moleculares;

b) Estruturados e Não-segregados: onde as células são tratadas como indivíduos de múltiplos componentes, porém com composição média semelhante;

c) Não-estruturados e Segregados: onde as células são tratadas como seres individuais distintos, porém descritos por um único componente.

d) Estruturados e Segregados: onde as células de microrganismos são consideradas como indivíduos distintos e formadas por múltiplos componentes.

Na grande maioria das aplicações práticas são considerados modelos de crescimento empíricos, denominados não estruturados e não segregados. Na determinação de um modelo cinético de crescimento, devido à presença de diversos nutrientes no meio de cultivo, utiliza-se o conceito de substrato limitante, definido como o material que quando submetido a uma mudança de concentração, afeta o crescimento, o consumo de substrato e a formação de produto.

Quase sempre o açúcar é considerado como substrato limitante no modelo cinético. Em situações de processos aeróbios com limitação do fornecimento de oxigênio, a concentração deste poderá ser limitante do processo, devido à sua baixa solubilidade no meio de cultura aquoso.

2.4.1 Medida do Crescimento (Modelos Cinéticos)

O tempo de geração ou tempo de duplicação é o tempo necessário para uma população microbiana duplicar em massa ou em número. Varia com o tipo do microrganismo, idade, espécie, condições do meio, entre outros fatores. De um modo geral, em condições ótimas para cada classe de microrganismo, as bactérias apresentam um tempo de geração menor que as leveduras e estas um tempo de geração muito menor que os mofos. Assim, pode-se imaginar a importância da contaminação bacteriana numa fermentação alcoólica pela ação das leveduras.

Sob condições definidas pode-se definir uma taxa (velocidade) de crescimento pela Equação 1.1:

$$r_x = \frac{dX}{dt} = \mu \cdot X$$

Onde:

- r_x : taxa de crescimento celular (g cel/L)
- t : tempo
- μ : taxa (ou velocidade) específica de crescimento microbiano.

Em geral é muito mais comum o uso de taxas específicas.

O tempo de geração ou duplicação é relacionado a μ pela equação:

$$t_g = \frac{\ln 2}{\mu}$$

Com a finalidade de quantificar as taxas de crescimento celular, consumo de substrato, formação de produtos e demais parâmetros relacionados, surgiram diversos modelos para descrever as fermentações, sendo estes modelos do tipo não-estruturado e não-segregados. Estes, em sua maioria, baseiam-se na determinação da velocidade específica de crescimento do microrganismo (μ) ou da produção de produto (v), pelo decréscimo da velocidade específica máxima através de alguns termos de inibição e limitação.

Segundo alguns autores, BAILEY & OLLIS (1986), WANG et alii (1979), o modelo mais utilizado é o modelo de Monod, que expressa a velocidade específica de crescimento (μ) como uma função da concentração de substrato limitante (S):

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S}$$

onde,

- μ_{\max} : velocidade específica máxima do microrganismo
- K_s : constante de Monod

A expressão de Monod somente é aplicável onde não há presença de produtos metabólicos inibitórios e também para uma faixa de concentração de substrato onde este não exerce efeito inibitório.

Vários fatores são considerados como interferentes na velocidade específica de crescimento do microrganismo ou de formação de produto, dentre eles a concentração de substrato, a concentração de produto e a própria concentração de microrganismo.

Existem na literatura vários modelos derivados do modelo de Monod que levam em consideração os efeitos inibitórios do substrato, produto e até da alta concentração celular, sendo os mais comuns para a fermentação alcoólica apresentados na Tabela 2.4.1:

Tabela 2.4.1 - Modelos Cinéticos de Crescimento Não-Estruturados e Não-Segregados aplicados à Fermentação Alcoólica (Porto, L., 2005)

Modelo	Condição	Autores
$\mu_i = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S_i}{\left(S_i + K_s + \frac{S_i^2}{K_i} \right)} \cdot \left(1 - \frac{P_i}{P_{m\acute{a}x}} \right)$	-Substrato limitante -Inibição pelo substrato -Inibição linear pelo produto	GHOSE E TYAGI (1979)
$\mu_i = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \left(1 - \frac{P_i}{P_{m\acute{a}x}} \right)^{Y_N} \cdot \left(\frac{S_i}{K_s + S_i} \right)$	-Substrato limitante -Sem inibição pelo substrato -Inibição de potência pelo produto	LEVENSPIEL (1980)
$\mu_i = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \left(\frac{S_i}{K_s + S_i} \right) \cdot \left(\frac{K_p}{P_i + K_p} \right) \cdot \left(1 - \frac{P_i}{P_{m\acute{a}x}} \right)$	-Substrato limitante -Sem inibição pelo substrato -Inibição parabólica pelo produto	SEVELY ET AL. (1980) citado por DOURADO (1987)
$\mu_i = \mu_{m\acute{a}x} \cdot e^{-K_1 P_i - K_2 S_i} \cdot \left(\frac{S_i}{K_s + S_i} \right)$	-Substrato limitante -Inibição exponencial pelo substrato -Inibição exponencial pelo produto	JIN ET AL. (1981) citado por DOURADO (1987)
$\mu_i = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \left(\frac{S_i}{K_s + S_i} \right) \cdot \left(1 - \frac{P_i}{P_{m\acute{a}x}} \right)^{Y_N} \cdot \left(1 - \frac{X_i}{X_{m\acute{a}x}} \right)^{Y_M}$	-Substrato limitante -Sem inibição pelo substrato -Inibição de potência pelo produto -Inibição por altas concentrações de biomassa	LEE; PAGAN; ROGERS (1983)
$\mu_i = \mu_{m\acute{a}x} \cdot \frac{S_i}{\left(S_i + K_s + \frac{S_i^2}{K_i} \right)} \cdot \left(1 - \frac{P_i}{P_{m\acute{a}x}} \right)^{Y_N}$	-Substrato limitante -Inibição pelo substrato -Inibição de potência pelo produto	TOSETTO (2002)

2.4.2 Rendimentos num Processo Fermentativo

O crescimento microbiano, o consumo de substrato e a síntese do produto podem ser vistos como uma série de reações químicas coordenadas. Assim, o substrato limitante é consumido na síntese de novas células, na síntese do produto desejado, na síntese de outros produtos secundários do metabolismo, além do gasto em energia e em manutenção. Desta forma, uma descrição estequiométrica pormenorizada do processo se torna muito difícil. Assim, são definidos os rendimentos de produto ($Y_{P/S}$) e de célula ($Y_{X/S}$).

Em muitos trabalhos científicos são dosados os coeficientes teóricos ou estequiométricos, baseados numa reação química completa. O mais usual é calculá-los como valores médios pelas Equações 1.3 e 1.4:

$$Y_{P/S} = -\frac{\Delta P}{\Delta S} \quad Y_{X/S} = -\frac{\Delta X}{\Delta S}$$

Onde:

- ΔX : aumento de concentração,
- ΔP : aumento da concentração do produto
- ΔS : variação da concentração de substrato limitante no intervalo de tempo considerado.

Se o intervalo de tempo considerado tende para um valor muito pequeno ($t \rightarrow 0$), as relações $\Delta P/\Delta S$ e $\Delta X/\Delta S$ se transformam nas taxas (velocidades) instantâneas de crescimento celular e de síntese de produto.

Numa fermentação alcoólica o rendimento estequiométrico (ou teórico) depende do açúcar utilizado.

Açúcar: hexoses, cuja fórmula molecular é $C_6H_{12}O_6$ (glicose, frutose, galactose), sendo a mais importante a glicose:



$$Y_t = \frac{2 * M_E}{M_G} ,$$

onde

- M_E : massa molecular do etanol
- M_G : massa molecular da glicose

Logo, $Y_t = \frac{2 * 46}{180} = 0,511$ gramas de etanol por grama de glicose.

A equação da transformação de glicose a etanol e gás carbônico acima, sem levar em conta a produção de mais células e de subprodutos é chamada equação de Gay Lussac.

Rendimento teórico de etanol, $Y_t = 0,511$ g de etanol por g de glicose consumida. Este valor é considerado 100% quando o substrato é a glicose.

Açúcar: $C_{12}H_{22}O_{11}$ como a sacarose



$Y_t = 0,538$ g etanol formado por grama de sacarose consumida, correspondendo a 100% quando o substrato é a sacarose. Em termos de ART (açúcar redutor total), Y_t pode ser definido como:

$$Y_t = \frac{4 * 46}{2 * 180} = 0,511 \text{ g etanol por grama de ART.}$$

A este valor é atribuído um rendimento fermentativo de 100%. Nas fermentações alcoólicas industriais no Brasil, onde o açúcar presente é sacarose e pequenas porcentagens de redutores (glicose e frutose), o açúcar é expresso em ART (açúcar redutor total), e o rendimento médio nos últimos anos é da ordem de 91%, o que corresponde a 0,511 g de etanol produzido por grama de ART consumida.

Esta diferença é utilizada para formação de massa celular (crescimento) e subprodutos, como glicerol, outros álcoois, ésteres e outros produtos. Se tiver contaminação por outro microrganismo, como bactérias, o rendimento real será menor ainda.

Pasteur por volta de 1860, afirmou que “em condições de trabalho, embora com todo o rigor da técnica, obtém-se a partir de 100 g de glicose, 48,5 g de etanol ou 61 mL de etanol a 15 °C”. Isto porque 5% do açúcar é destinado a crescimento celular e formação de subprodutos da fermentação, como glicerol e outros. Este rendimento de 0,485 g de etanol formado por 1,0 g de glicose consumida (ou 94,5%) é atingível usando recirculação das leveduras (processo Melle Boinot).

Tabela 2.4.2 - Rendimento da fermentação alcoólica com recirculação de levedura e contaminação bacteriana

Rendimento (%)	Contaminação do Vinho (Número de Bactérias / mL)
91 - 92	10^6
90	10^7
88	10^8

2.4.3 Relação entre Crescimento e Formação de Produto

A relação cinética entre crescimento e formação de produto depende do papel do produto no metabolismo celular. Os dois exemplos mais comuns de cinética são

aqueles que descrevem a síntese do produto durante o crescimento e após o crescimento ter cessado. Um outro exemplo aplica-se ao caso onde ocorre inicialmente o crescimento sem a formação de produto, mas algum tempo depois, o produto começa a aparecer, embora o crescimento continue. A base deste entendimento foi proposta por Gaden (Bailey & Ollis, 1986) e baseia-se nos comportamentos relativos das curvas de crescimento, formação de produto e de consumo de substrato.

a) Formação de Produto Associada ao Crescimento Celular ou Fermentação Tipo I de Gaden

Esta cinética de formação de produto aparece quando há uma conexão estequiométrica simples entre formação de produto e utilização de substrato ou crescimento celular. Produtos sintetizados de uma forma associada ao crescimento celular são usualmente produtos diretos de uma via catabólica tal como na fermentação alcoólica de glicose a etanol. Os produtos são formados como um resultado do metabolismo primário de energia. Os produtos desejados podem resultar da oxidação de um substrato (carboidrato), tal como glicose a etanol.

A taxa (velocidade) de formação de produto de produto r_P está diretamente relacionada á taxa de consumo de substrato, dado pelas equações:

$$r_P = -Y_{P/S} * r_S \quad \text{ou} \quad \frac{dP}{dt} = -Y_{P/S} \frac{dS}{dt}$$

Em termos de taxas específicas, $\frac{1}{X} \frac{dP}{dt} = -Y_{P/S} * \frac{1}{X} \frac{dS}{dt}$ ou

$$q_P = -\frac{1}{Y_{P/S}} q_S$$

Onde

- q_P : taxas (velocidades) específicas de formação de produto
- q_S : taxas (velocidades) específicas de formação de consumo de substrato.

Uma outra maneira é relacionar a taxa específica de formação de produto com a taxa específica de crescimento celular, conforme a equação abaixo:

$$r_P = \frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} * r_X = Y_{P/X} * r_X \quad \text{ou} \quad q_P = Y_{P/X} * \mu \quad \text{ou} \quad q_P = \alpha * \mu$$

Onde:

$Y_{P/X}$: é a relação entre os rendimentos $Y_{P/S}$ e $Y_{X/S}$.

b) Formação de Produto Não-Associada ao Crescimento Celular ou Fermentação Tipo III de Gaden

Em muitas fermentações, especialmente naquelas envolvendo metabólitos secundários, significativa formação de produto só se inicia após decorrido grande tempo de cultivo, já na fase estacionária do crescimento em batelada. Um exemplo típico são os antibióticos. Metabólitos secundários não necessários para o crescimento do organismo. A taxa de formação de produto depende apenas da concentração celular, conforme Equação 1.8:

$$r_p = \beta.X \quad (1.8)$$

c) Formação de Produto Parcialmente Associada ao Crescimento Celular ou Fermentação Tipo II de Gaden

As classificações das fermentações segundo os dois tipos anteriores é na verdade uma situação ideal. Na prática é comum em várias fermentações, haver uma associação parcial entre crescimento e formação de produto. Em Luedeking e Piret (1959), propuseram um modelo misto para a síntese de ácido láctico que relaciona a taxa de formação de produto à taxa de crescimento e à concentração celular, dada pela Equação 1.9:

$$r_p = \frac{dP}{dt} = \alpha \cdot \frac{dX}{dt} + \beta.X \quad \text{ou} \quad q_p = \alpha.\mu + \beta.X \quad (1.9)$$

O modelo de Luedeking e Piret tem provado ser extremamente útil e versátil em ajustar resultados de formação de produto para muitas fermentações diferentes. Essa cinética ocorre quando o produto é o resultado do metabolismo produtor de energia.

Na própria fermentação alcoólica, sempre tida como fortemente associada ao crescimento, tem sido verificado que ocorre formação de produto após o término do crescimento celular.

Sinclair (1990) modelou dados experimentais de uma fermentação de glicose a etanol segundo cinética de formação de produto parcialmente ao crescimento, tendo encontrado os valores 4,4 para α e 0,035 para β .

Por estes valores das constantes α e β , verifica-se que o termo associado ao crescimento teve uma influência muito maior na formação de etanol. Isto se justifica, pois a fonte de carbono é utilizada como fonte de carbono e fonte de energia para manutenção celular.

2.4.4 Influência das Condições Ambientais nos Processos Fermentativos

A habilidade de um microrganismo de crescer e sintetizar um produto em dado ambiente é determinada primeiro pelas características genéticas do organismo. O desenvolvimento bem sucedido de um processo fermentativo é dependente primeiro em obter uma boa cepa por seleção e mutação, e segundo em elucidar o efeito dos parâmetros ambientais no crescimento e formação do produto.

a) Efeito da Temperatura

O crescimento microbiano e a formação de produto são os resultados de uma série complexa de reações químicas, e como todas as reações químicas, elas são

influenciadas pela temperatura. Crescimento pode ser descrito um balanço entre células que nascem e células que morrem, conforme Equação 1.10:

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X - \delta \cdot X \quad (1.10)$$

Onde

- μ : taxa específica de crescimento celular
- δ : taxa específica de morte celular

Os microrganismos crescem num dado meio quando $\mu \gg \delta$. Todavia, ambas estas taxas dependem da temperatura.

Embora haja exceções, de uma maneira geral, maioria dos microrganismos podem ser como psicrófilos, mesófilos ou termófilos. Aqueles com uma temperatura para máximo crescimento abaixo de 20 °C são psicrófilos; com temperatura ótima de crescimento entre 30 e 35 °C são mesófilos e quando a temperatura para máximo crescimento é maior que 50 °C, são os termófilos.

Ambas as taxas, de crescimento e de morte celular seguem uma dependência com a temperatura segundo a Equação de Arrhenius, conforme Equações 1.11 e 1.12, respectivamente:

$$\mu = A \cdot \exp\left(\frac{-E_a}{R \cdot T}\right) \quad (1.11)$$

$$\delta = A' \cdot \exp\left(\frac{-E_a'}{R \cdot T}\right) \quad (1.12)$$

Onde A e A' são constantes, E_a e E_a' são as energias de ativação, R é a constante da lei dos gases ($R = 1,98 \text{ cal}/(\text{mol} \cdot ^\circ\text{C})$). Valores típicos de energia de ativação para crescimento são da ordem de 1 – 20 kcal/mol e para morte celular da ordem de 60 – 70 kcal/mol. Assim a taxa de morte celular é muito mais sensível à temperatura do que a taxa de crescimento.

Formação de produto por microrganismos é também dependente da temperatura de uma maneira similar. Todavia as temperaturas ótimas para crescimento e formação de produto não são necessariamente as mesmas e devem ser analisadas separadamente. Portanto o controle da temperatura num processo fermentativo dentro de intervalos estreitos é de grande importância.

Na esterilização de meios de cultivo pela ação de altas temperaturas, a equação de Arrhenius também se aplica, com energias de ativação para destruição de esporos bacterianos termorresistentes da ordem de 320 kJ/mol e para destruição de nutrientes da ordem de 90 kJ/mol. Assim, a destruição dos esporos é mais acentuada que a dos nutrientes, para uma combinação de temperatura alta e tempo curto.

b) Efeito do pH

Na maioria dos processos fermentativos o pH do meio afeta tanto o crescimento, como a formação do produto. A maioria dos microrganismos apresenta uma faixa estreita de pH, na qual crescimento e formação de produto ocorrem a altas velocidades e desta forma ele é controlado na maioria das fermentações.

Embora haja exceções, bactérias usualmente crescem de no intervalo de pH de 4 a 8, leveduras de 3 a 6, mohos de 3 a 7 e células superiores na faixa de 6,5 a 7,5. Como uma consequência, o pH pode ser usado para selecionar preferencialmente as leveduras sobre as bactérias e diminuir a susceptibilidade à contaminação bacteriana. Por exemplo, uma fermentação a pH 3 é bem menos sujeita à contaminação.

Em muitas fermentações pode ocorrer de o produto ser formado num valor de pH no qual este produto é instável, como ocorre para muitas enzimas. Nestes casos após atingir dada concentração do produto desejável, o mesmo deve ser extraído do meio em fermentação, ou a mesma ser paralisada, corrigido o pH para um valor de alta estabilidade e então realizadas as etapas de purificação.

Durante as fermentações o pH pode variar por diversas razões, como variações devido ao consumo de fontes de nitrogênio e também formação de ácidos, tais como acético, láctico, pirúvico, succínico.

Tabela 2.4.4 (a) – Efeito do pH

Efeito do pH nos Processos Fermentativos
Faixa estreita de pH, na qual crescimento e formação de produto ocorrem a altas velocidades e desta forma ele é controlado na maioria das fermentações.
pH para ótimo crescimento: leveduras de 3 a 6, mohos de 3 a 7 e células superiores na faixa de 6,5 a 7,5.
O pH pode ser usado para selecionar preferencialmente as leveduras sobre as bactérias e diminuir a susceptibilidade à contaminação bacteriana.
O pH pode variar ao longo da fermentação, daí a necessidade de controle.
O pH interfere na estabilidade de muitos produtos da fermentação.

c) Efeito da Concentração de Nutrientes

O crescimento celular exibe uma cinética tipo saturação quando a concentração do nutriente aumenta, conforme modelo de Monod. Em muitas situações, quando a concentração de um nutriente aumenta, extrapola a região de saturação, passando a ocorrer inibição pelo substrato, conforme modelos de inibição pelo substrato, Tabela 1.1.

Da mesma forma, quando a concentração de produto atinge altos valores, é muito comum a existência da inibição pelos produtos.

Por exemplo, numa fermentação alcoólica, uma concentração de ART até da ordem de 150 – 200 g/L, a inibição não é tão severa, mas quando este valor chega a 350 – 500 g/L, o crescimento se torna impossível, devido possivelmente à desidratação das células neste ambiente concentrado, com alto stress osmótico, embora existam microrganismos osmotolerantes que podem crescer nesta situação.

Um exemplo similar ocorre com concentrações de NaCl acima de 40 g/L, na qual somente as bactérias halofílicas conseguem crescer. Estes dois exemplos são importantes na preservação de alguns alimentos.

Existe também a possibilidade de inibição por algumas substâncias específicas que podem estar no meio.

Tabela 2.4.4 (b) – Efeito da Concentração

Efeito da Concentração de Nutrientes nos Processos Fermentativos
Adequada formulação do meio de cultura: nutrientes para formação de biomassa, obtenção de energia e síntese de produto.
Saturação (Monod).
Inibição pelo substrato.
Inibição pelo produto (concentração de produto é influenciada pela concentração inicial de substrato).
Nutrientes pouco solúveis (exemplos: oxigênio, óleos, hidrocarbonetos).

d) Biorreatores e Processos Fermentativos

- Células com Células ou Enzimas Livres

- Reatores agitados mecanicamente (STR: stirred tank reactor)
- Reatores agitados pneumaticamente: colunas de bolhas e reatores “air-lift”
- Reatores de fluxo pistonado (plug-flow)

- Células / Enzimas Imobilizadas em Suportes

- Reatores de leito fixo
- Reatores de leito fluidizado
- Outras concepções

- Células / Enzimas Confinadas entre Membranas

- Reatores com membranas planas
- Reatores de fibra oca (“hollow-fiber”)

- Reatores em fase não-aquosa (fermentação semi-sólida)

- Reatores estáticos (reatores com bandejas)
- Reatores com agitação (tambor rotativo)
- Reatores de leito fixo
- Reatores com leito fluidizado gás – sólido

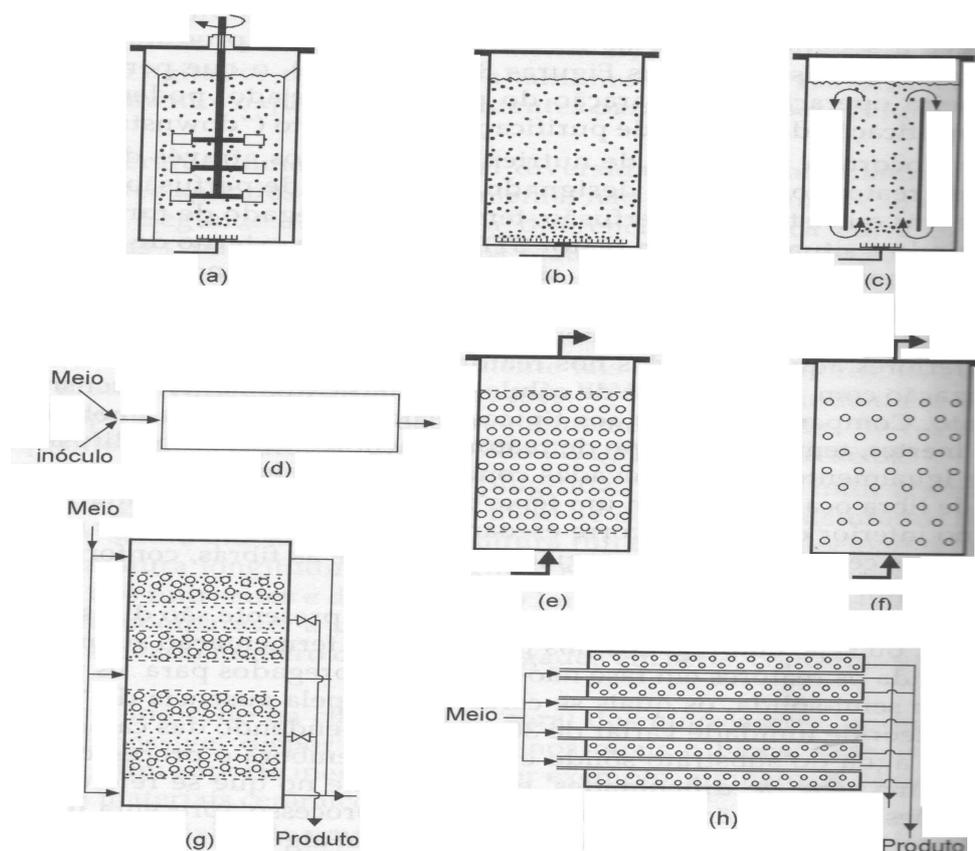


Figura 2.4.4 - (a) STR; (b) Coluna de Bolhas; (c) “Air-Lift”; (d) Fluxo Pistonado; (e) Leito Fixo; (f) Leito Fluidizado; (g) Reator com Membranas Planas; (h) Fibra-Oca

3. Produção de Etanol por Fermentação

3.1 Breve Histórico

Há mais de 4000 anos os egípcios produziam pão e bebidas alcoólicas a partir de cereais e frutas, embora não fossem conhecidas as razões destas transformações. A primeira citação sobre levedura ocorreu no século XVII por Leeuwenhoek, o qual afirmou que a levedura responsável pela produção de cerveja era formada de pequenos grânulos. Nesta mesma época Bechner afirmou que somente líquidos açucarados sofrem fermentação alcoólica, por um processo semelhante à combustão.

Em 1789, Lavoisier publicou um estudo quantitativo da fermentação alcoólica, encontrando etanol, gás carbônico e ácido acético. Em 1815, Gay Lussac propõe uma equação química para descrever o processo de fermentação alcoólica da glicose, até então considerado uma reação química, dada por:



Em 1825 o químico Colin afirma que os levedos são formados durante a fermentação do açúcar na ausência do oxigênio, porém a comprovação de que a

fermentação era um fenômeno fisiológico foi dada por Pasteur, que estudou extensivamente o assunto entre 1855 e 1875.

Em 1863 ele demonstrou a natureza microbiológica da fermentação alcoólica como um processo anaeróbio e afirmou que além etanol e do gás carbônico, são também formados glicerina, ácido succínico e parte do açúcar era utilizado para proliferação da levedura. Afirmou ainda que o ácido láctico formado era devido a uma fermentação paralela. A partir daí, especialmente no início dos anos 1900, as pesquisas culminaram com a elucidação das reações enzimáticas responsáveis pela transformação química do açúcar em etanol e gás carbônico pela levedura.

No Brasil, a produção do álcool é ligada à produção do açúcar desde o descobrimento. Acredita-se que a produção de álcool se iniciou na Capitania de São Vicente, onde foi montado o primeiro engenho de açúcar no País, após a vinda das primeiras mudas de cana de açúcar, trazidas da Ilha da Madeira em 1532.

Nesta época, transformava-se o melaço remanescente da indústria do açúcar, e também o próprio caldo, em cachaça. O desenvolvimento da produção de álcool industrial ocorreu na Europa nos meados do século XIX e no final deste iniciou-se a produção de etanol no Brasil com as sobras de melaço.

A produção em grande escala no Brasil iniciou-se durante a I Guerra Mundial, ocasião em que se utilizou etanol como combustível líquido nos motores de explosão.

Após a Primeira Guerra Mundial, experiências para desenvolver um substituto à gasolina foram desencadeadas no Brasil. A principal motivação para tal alternativa era a crise na indústria e agricultura provocada pela retração do mercado internacional do pós-guerra, que culminou na grande depressão de 30.

Em 1929 ocorreu grande crise internacional e no Brasil havia grandes sobras de açúcar. Nessa época ocorreu a instalação da primeira destilaria de álcool anidro no Brasil e em 1931, passou-se a misturar 5% de etanol à gasolina como medida de economia na importação de combustível e para amparar a lavoura canavieira.

A Usina Serra Grande, localizada em São José da Laje em Alagoas iniciou em 1921 uma pesquisa visando desenvolver um combustível à base de álcool, lançando em 23 de junho de 1927 o combustível denominado USGA, nome derivado da usina onde foi produzida.

A composição da USGA era de 75% de etanol e 25% de éter etílico, podendo haver pequena porcentagem de óleo de rícino (óleo de mamona). Já existia comercialmente em outros países misturas semelhantes. (<http://www.inventabrasilnet.t5.com.br/caralc.htm>, visitado em 15/12/2006).

O éter, que era obtido a partir da conversão do próprio álcool, tinha o papel de melhorar o rendimento do motor, aproveitando melhor as características antidetonantes do álcool. Ao óleo cabia a função de neutralizante e lubrificante, a fim de isentar o combustível de efeitos corrosivos.

Logo após o lançamento da USGA, surgiram outros tipos de combustíveis como a 'Azulina' (Etanol com 5% de éter etílico) e a 'Motorina'.

A mistura do álcool à gasolina, iniciada por decreto em 1931, permitiu ao país melhorar o rendimento dos motores a explosão de forma segura e limpa, evitando o uso dos perigosos aditivos tóxicos, como o chumbo, visando aumentar as propriedades antidetonantes da gasolina (LOPES, 2006). A adição de álcool anidro à gasolina disponibiliza moléculas de oxigênio que melhoram a queima de hidrocarbonetos e mantém a octanagem do combustível composto, podendo baixar o preço para o consumidor (<http://www.inventabrasilnet.t5.com.br/caralc.htm>, visitado em 15/12/2006).

O Programa Nacional do Álcool, criado em 1975, no governo Geisel foi instituído para apoiar e desenvolver a potencialidade brasileira na fabricação do álcool etílico da cana de açúcar. O mercado açucareiro apresentava preços em queda e o mercado do petróleo apresentava preços em ascensão. Naquela época, a produção anual de etanol era de 700 milhões de litros anualmente.

Com uma série de incentivos, a indústria automotiva passou a colaborar com o Proálcool. Em 1980, a produção de veículos a álcool já chegava a quase 30% do total de automóveis fabricados no Brasil. Em 1986, 96% dos veículos produzidos eram movidos a álcool (<http://www.inventabrasilnet.t5.com.br/caralc.htm>, visitado em 15/12/2006).

Em 1990 o Brasil atingiu a produção de 13 bilhões de litros de álcool e possuía uma frota de 4,5 milhões de veículos a álcool. Nesta ocasião a exploração de campos petrolíferos no Brasil elevou a produção nacional de petróleo para quase 90% do consumo e o programa de álcool começou a ser abandonado (LOPES, 2006).

Quando os incentivos do Proálcool diminuíram, a indústria sucro-alcooleira sentiu as dificuldades. O aumento do preço do açúcar no mercado internacional, e a queda do preço do petróleo desviaram a produção das usinas para o açúcar, visando sua exportação. Assim, ao final da década de 80, a crise do álcool provocou o desabastecimento nos postos, ocasionando filas. Com o abaixamento do preço internacional do petróleo, perdeu-se o interesse político pela produção do etanol.

Devido aos constantes aumentos do preço internacional do petróleo e o lançamento dos veículos flex em 2003, cuja produção tem crescido muito no Brasil, o interesse pelo etanol como biocombustível tem despertado enorme interesse. Em julho de 2006, no Brasil, a frota de veículos movidos a etanol e veículos flex era estimada em 3,579 milhões de unidades ou 15,9% do total.

A obtenção de etanol por via fermentativa é a mais viável para o Brasil e será descrita a seguir. A produção de etanol por via fermentativa pode ser dividida em três fases: o preparo do substrato, a fermentação e a destilação.

3.2 Matérias Primas

As matérias primas básicas para a fermentação alcoólica são os carboidratos, que são classificados em:

a) Diretamente Fermentescíveis

- **Glicose:** polpa de frutas, hidrolisados amiláceos e celulósicos;
- **Frutose:** polpa de frutas, hidrolisados de polímeros de frutose;
- **Sacarose:** cana de açúcar, beterraba, colmo de sorgo sacarino.

Alguns autores consideram a sacarose indiretamente fermentescível, pois inicialmente a levedura a desdobra em glicose frutose, mas do ponto de vista tecnológico, este açúcar já está pronto para ser fermentado pela levedura.

b) Indiretamente Fermentescíveis

- **Amiláceas (amido):** milho, mandioca, batata doce, grãos de cereais, mesocarpo do babaçu, batata inglesa, tubérculos em geral.

- **Lignocelulósicas (celulose e hemicelulose):** madeira, bagaço de cana, resíduos agrícolas.

As matérias-primas indiretamente fermentescíveis (amiláceas e lignocelulósicas) não são fermentadas diretamente pelas leveduras, necessitando um tratamento prévio, que consiste em um processo de hidrólise química ou enzimática do polissacarídeo, gerando açúcares menores, tais como o monossacarídeo glicose. Este processo aumenta o custo de produção do etanol a partir destas matérias primas.

A matéria prima mais viável economicamente, considerando-se volume de produção, rendimento e custo advém da cana. Para cada hectare da cana plantada podem ser produzidos em torno de 7800 litros de álcool.

Nos Estados Unidos, o álcool é feito de milho, e cada hectare gera em média 3200 litros de álcool, sendo este país o maior produtor mundial de etanol na última safra. Nestes cálculos não está incluído o volume de etanol que poderia ser produzido se houvesse hidrólise do bagaço de cana para fabricação de etanol.

Em termos gerais, pode-se afirmar que a partir de 1 ton de cana pode-se obter:

Somente Açúcar:

- Açúcar: 120 kg
- Etanol do melaço: 7 – 10 L

Açúcar/ Etanol (50/50):

- Açúcar: 67 kg
- Etanol (melaço 45 kg): 42 L

Somente Etanol:

- Etanol: 85 L

A cana de açúcar é composta, em valores médios, de 8 a 14% de fibra, e 86 a 92% de caldo. O caldo é composto, resumidamente, por água 75 - 82% e açúcares 15,5 - 23,5%.

Pode-se utilizar o caldo diretamente ou os melaços para a fermentação alcoólica. Como a maioria das usinas produz também o açúcar, utiliza-se na fermentação o melaço, resíduo da fabricação do açúcar, do qual já foi extraída a sacarose.

Quanto mais açúcar se obtiver das massas cozidas, menos sacarose se encontrará no mel final. Mel final (melaço ou mel esgotado) é o resíduo da cristalização do açúcar e é enviado para a fermentação (destilaria).

A qualidade da matéria prima depende da variedade da cana, maturação, tempo de armazenamento e outras variáveis que devem ser analisadas. A fermentação em uma destilaria anexa depende da otimização da fábrica de açúcar, em processos como extração do caldo, clarificação e decantação.

3.2.1 Matéria Prima - Cana de Açúcar

a) Características e Composição

- Matéria prima mais importante no Brasil. Dela se obtém os mostos à base de caldo ou de melaço;
- Composição da cana de açúcar madura: IM de 0,85 a 1,0;
- IM, índice de maturação, é definido pela relação entre °Brix da ponta do colmo pelo °Brix da base do colmo;
- Outra maneira de considerar a cana madura: °Brix no mínimo 18 e Pol no mínimo 15,3 com pureza 85%;
- **Caldo:** 86 a 92%, com média de 88%;
- **Fibra:** 8 a 14%, com média de 12%;
- **Caldo:**
 - **Água:** 75 a 92%;
 - **Sólidos solúveis:** 18 a 25%;
- **Sólidos solúveis**
 - Açúcares: 15,5 a 23,5%
 - * **Sacarose:** 12 a 22%
 - * **Glicose:** 0,2 a 1,0%;
 - * **Frutose:** 0,0 a 0,5%.
- Não açúcares na faixa de 1,5 a 2,5%: aminoácidos, ceras, gorduras, corantes, compostos inorgânicos.
- **Fibra:**
 - **Celulose:** 45 – 50%,
 - **Hemicelulose:** 25 – 35%
 - **Lignina:** 25 – 35%, com base nas fibras.

b) Obtenção do Caldo de Cana

- **Corte da cana:** manual ou mecânico;
- Transporte do campo para a indústria;
- Descarregamento;
- Armazenamento da cana no pátio: mínimo possível;

- Preparação para a extração do caldo: lavagem da cana (canas inteiras), corte com facas ou navalhas, desfibramento;
- Extração;
- **Moagem:** Usada em aproximadamente 98% das usinas;
- **Difusão:** Usado em aproximadamente 2% das usinas.

Um fluxograma de uma usina de açúcar e álcool é apresentado na abaixo:

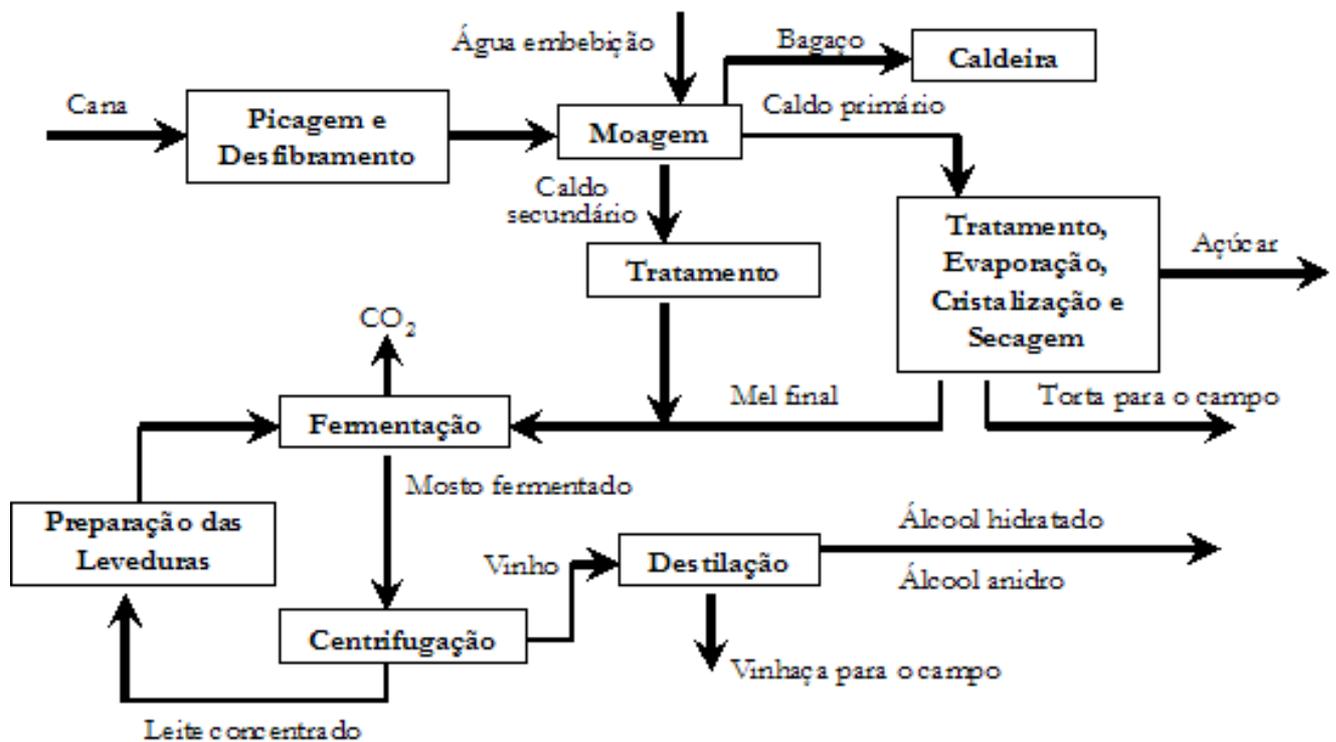


Figura 3.2.1 (a) – Fluxograma Simplificado de uma Usina de Álcool e Açúcar

c) Tratamento do Caldo

- **Caldo para Açúcar:** necessita de um processo de clarificação mais exigente, dependendo do tipo de açúcar a ser produzido, por exemplo, açúcar cristal branco, demerara, VHP.
- **Caldo para Fermentação Direta:** qualidade que não comprometa o desenvolvimento da fermentação e nem problemas na centrifugação do vinho ou na destilação, sendo requisitos:
 - ✓ Eliminação de impurezas grosseiras (bagacilho, areia).
 - ✓ Máxima eliminação de partículas coloidais.
 - ✓ Minimização da contaminação.
- Em todos os processos de tratamento aconselha-se a retirada de partículas grosseiras,

como a remoção de bagacilho em peneiras e a areia em hidrociclones.

- Processos de Tratamento de Caldo para Fermentação

a) Processo 1: eliminação de bagacilho e de areia. Leva a caldos que espumam durante a fermentação, o que é contornado pela adição de antiespumante. Este caldo suja as colunas de destilação.

b) Processo 2:

**caldo → peneiras → hidrociclones → aquecimento até 100°C →
→ resfriamento a 30 - 32°C → fermentação.**

Neste processo ocorre a minimização da formação de espuma e diminui problemas de infecção.

c) Processo 3:

**caldo → peneiras → hidrociclones → aquecimento a 105°C → adição de
leite de cal até pH em torno de 7,0 (e em alguns casos polieletrólitos) → flash
→ decantação → caldo clarificado → resfriamento → fermentação.**

Os lodos (borras) do decantador passam por filtração, gerando caldo que vai para a fermentação e torta de filtro, que vai ser usada como fertilizante na lavoura. A clarificação do caldo para fermentação pode variar bastante na prática, desde a não clarificação, até um processo semelhante ao número 3.

3.2.2 Melaço

Melaço ou mel final ou mel esgotado é um líquido de cor âmbar escuro, denso, viscoso, que contém sacarose não cristalizada e todos os produtos originais do caldo da cana que não foram eliminados pela purificação e mais aqueles formados durante o processamento.

O melaço é obtido após a cristalização e turbinagem do açúcar. Sua composição é função de vários fatores, sendo os mais relevantes a matéria prima original, o processo de extração do caldo, o sistema de clarificação, evaporação e cozimento (duas ou três massas) e o tipo de açúcar produzido.

A composição dos méis que se enviam para a destilaria (para a fermentação), denominados de mel final apresentam uma composição média, variável de acordo com o processo de fabricação do açúcar.

Pode-se considerar em média, até: 62% de açúcares, 20% de água, 8% de cinzas, 3% de matérias nitrogenadas e 7% de outros, tais como gomas e ácidos. Com relação aos açúcares, pode-se afirmar que a sacarose pode atingir 32%, a glicose (dextrose) 14% e a frutose (levulose) 16%.

A matéria prima tem uma influência grande no custo de produção do etanol. Segundo publicação da revista *Scientific American*, 2006, o custo para se produzir 1 m³ de anidro é:

Cana de açúcar no centro sul do Brasil:

- Custo da matéria prima: U\$ 156,50;
- Custo industrial e outros: U\$ 71,83;
- Venda de subprodutos: ---
- **Custo final: U\$ 228,33.**

Milho nos Estados Unidos da América:

- Custo da matéria prima: U\$ 251,16;
- Custo industrial e outros: U\$ 22,16;
- Venda de subprodutos: U\$ 80,52;
- **Custo final: U\$ 393,12.**

Trigo na Alemanha:

- Custo da matéria prima: U\$ 330,00;
- Custo industrial e outros: U\$ 326,64;
- Venda de subprodutos: U\$ 81,60
- **Custo final: U\$ 575,04.**

Tabela 3.2.2 - Composição Média do Melaço

Especificação	Médias
Água	17,3
Sólidos Totais	82,7
Densidade	1,46
Pol	38,9
Sacarose Real	37,9
Açúcares Redutores	20,6
Cinzas	8,39
Substâncias Nitrogenadas	8,20
Açúcares Totais	65,6
pH	6,87

a) Balanço Energético na Produção de Etanol

O balanço energético da produção de etanol está intimamente ligado à matéria prima utilizada.

- **Cana:** energia produzida pelo etanol e bagaço excedente corresponde até 9,2 vezes a consumida nas etapas agrícola e industrial.
- **Milho:** energia produzida pelo etanol corresponde a 1,2 vezes a consumida nas etapas agrícola e industrial.

3.2.3 Outras Matérias Primas

- **Beterraba açucareira:** Europa
- **Amiláceas:** no Brasil interesse na produção de cerveja e bebidas destiladas, além de álcool para perfumes e fins farmacêuticos.
- Em alguns países tem grande destaque, como o milho nos USA.
- ✓ **Potencial no Brasil para a mandioca (???)**.
- **Celulósicos:** matéria prima derivada de madeira, resíduos agrícolas, bagaço de cana. Grande potencial futuro, com o avanço dos processos de hidrólise ácida e enzimática. Bastante pesquisa já foi realizada e em andamento.
- **Hidrólise ácida e enzimática** (Tanto para amiláceos, como para celulósicos).

3.3 A Fermentação Alcoólica

A fermentação alcoólica é um processo biológico comum a todos os substratos açucarados, no qual estes são transformados em etanol e dióxido de carbono.

A equação simplificada da fermentação pode ser descrita segundo Gay Lussac:



O processo de fermentação alcoólica é um processo biológico, cujo principal agente é a levedura. As cepas mais utilizadas na fabricação de álcool são *Saccharomyces cerevisiae* (e espécies relacionadas) e *Schizosaccharomyces pombe*.

Elas metabolizam um açúcar diretamente fermentescível, mas na ausência de açúcares, podem utilizar ácidos orgânicos e até o próprio etanol. As leveduras se utilizam do açúcar para obter energia, e não para produzir etanol, portanto a fabricação deste é uma consequência da fermentação, e não a finalidade.

Ao metabolizar anaerobicamente o açúcar, gera uma forma de energia (trifosfato de adenosina, ou ATP), que será utilizada na realização de vários trabalhos fisiológicos, tais como absorção, excreção, além daqueles de biossíntese, necessários à manutenção da vida, crescimento e multiplicação celular.

A levedura é um microrganismo facultativo e o metabolismo do açúcar pela levedura ocorre de duas formas, na respiração em presença de oxigênio e na fermentação em ausência de oxigênio. Na fermentação, cada molécula de glicose produz duas de ATP, e na respiração são produzidas 38 moléculas de ATP. Portanto em termos energéticos, a respiração é muito mais favorável para a levedura do que a fermentação.

A transformação do açúcar em etanol envolve 12 reações químicas (a partir da sacarose) em seqüência ordenada, no citoplasma da célula da levedura, sendo cada reação catalisada por uma enzima específica, conforme pode ser visualizado na Figura 2.2.

As enzimas envolvidas na fermentação alcoólica são denominadas enzimas glicolíticas e a via metabólica que leva o açúcar até o piruvato é denominada glicólise ou via glicolítica. A atividade de tais enzimas é influenciada por uma série

de fatores, tais como concentrações de substratos, inibidores, pH, temperatura, entre outros.

Os açúcares que são substratos para fermentação podem ser endógenos, os quais são constituintes da levedura, como material de reserva, tais como glicogênio e trealose e açúcares do meio, denominados exógenos, tais como glicose, frutose e sacarose.

- **Agente principal:** Leveduras *Saccharomyces cerevisiae*
- **Levedura:** microrganismo facultativo
- **Fermentação:** 1 molécula de glicose produz 2 de ATP
- **Respiração:** 1 molécula de glicose produz 38 de ATP
- A transformação da sacarose em etanol envolve 12 reações químicas em seqüência ordenada, cada reação catalisada por uma enzima específica.
- **Substratos (açúcares)**
 - ✓ Endógenos (reserva da levedura) tais como glicogênio e trealose.
 - ✓ Açúcares do meio, denominados exógenos, tais como glicose, frutose e sacarose.

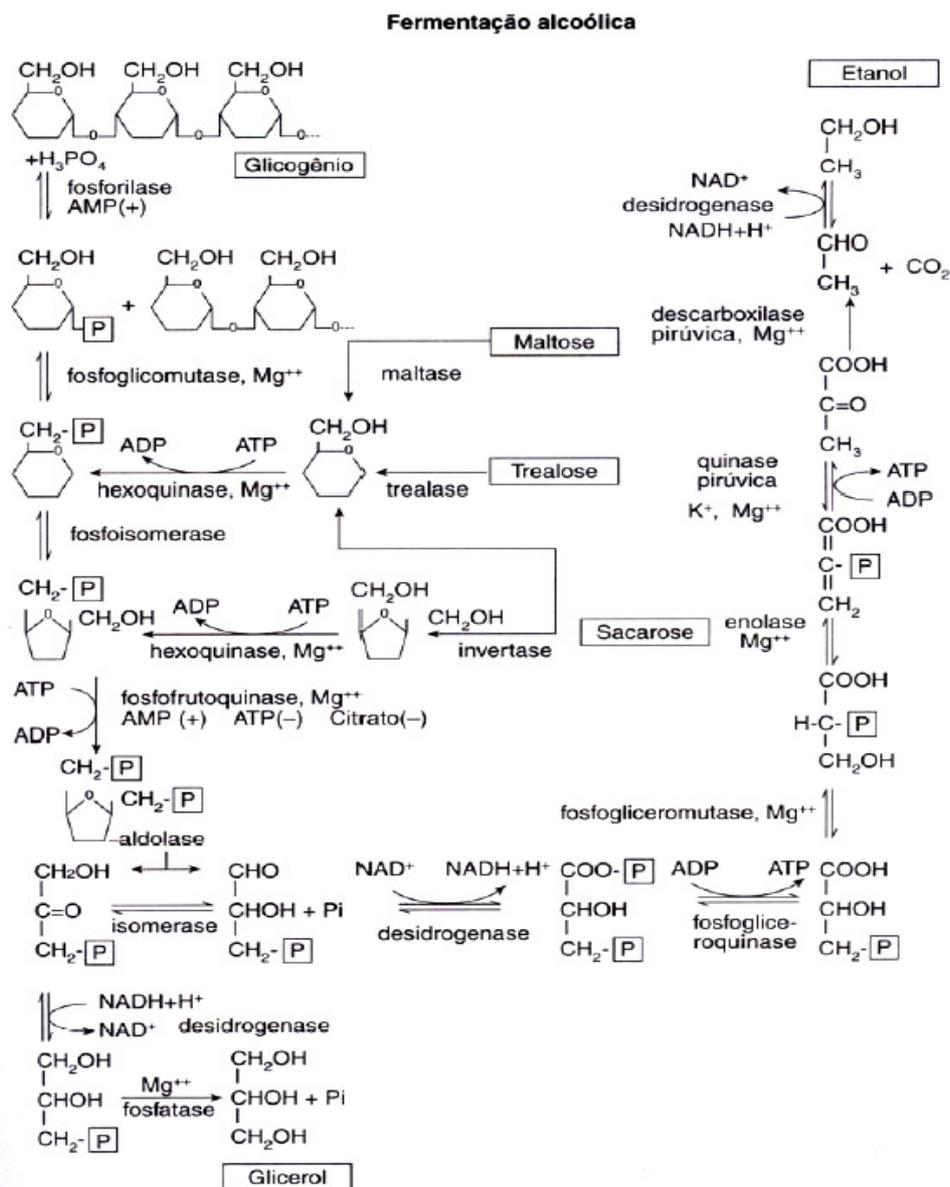


Figura 3.3.1 – Seqüência de Reações Enzimáticas Fermentação Alcoólica

3.3.1 Produtos Secundários da Fermentação Alcoólica

Na seqüência de reações enzimáticas na produção de ATP (energia para as funções celulares), intrínseca à produção de etanol, aparecem rotas metabólicas alternativas para a formação de substâncias necessárias à constituição da biomassa (polissacarídeos, lipídeos, proteínas, ácidos nucleicos e outros), bem como a formação de outros produtos de interesse metabólico, relacionados direta ou indiretamente com a adaptação e sobrevivência.

Assim, no metabolismo anaeróbio das leveduras, forma-se juntamente com etanol e gás carbônico, produtos como glicerol, ácidos succínico, acético, pirúvico e outros álcoois superiores, acetaldeído, acetoína, butileno-glicol, entre outros em menores quantidades. Simultaneamente, ocorre o crescimento celular.

Estima-se que 5% do açúcar metabolizado pela levedura seja desviado para gerar tais produtos secundários da fermentação, resultando num rendimento de 95%

em etanol, conforme observado por Pasteur em condições adequadas de fermentação (com mostos sintéticos).

Em condições industriais, nas quais fatores químicos, físicos e microbiológicos afetam a levedura, rendimentos da ordem de 90% são normalmente obtidos, o que implica em desvios de 10% do açúcar processado para a formação de outros produtos que não o etanol.

A formação do glicerol, o composto secundário encontrado em maior quantidade, está acoplada à manutenção do equilíbrio redox (NADH produzido é igual ao NADH consumido), equilíbrio este alterado pela produção de ácidos orgânicos, biomassa e devido à presença de sulfito no mosto.

Quando a célula forma compostos oxidados, tais como os ácidos orgânicos, ou mesmo a biomassa, gera NADH, e a formação de glicerol consome o excesso de NADH gerado nas oxidações celulares. O glicerol atua como regulador do redox celular em anaerobiose e como protetor do estresse osmótico.

O principal ácido formado pela levedura é o succínico (butanodióico). Sua síntese pela levedura não é totalmente conhecida. Acredita-se que seja formado a partir do piruvato pela ação de enzimas respiratórias, quando a mitocôndria está reprimida em anaerobiose. O ácido succínico em ação sinérgica com o etanol tem atividade antibacteriana.

Dentre os produtos secundários da fermentação alcoólica tem-se o óleo fúsel que é o nome dado a uma mistura de substâncias, na qual predominam os álcoois amílico e isoamílico.

- Além do etanol e gás carbônico são formados glicerol, ácidos succínico, acético, pirúvico e outros, álcoois superiores, acetaldeído, acetoína, butileno glicol, entre outros em menores quantidades.
- A formação de outros produtos é de interesse metabólico, relacionados direta ou indiretamente com a adaptação e sobrevivência da levedura.
- Constituição da biomassa: polissacarídeos, lipídeos, proteínas, ácidos nucleicos, reserva e outros.
- Desvios da ordem de 10% do açúcar processado para a formação de outros produtos que não o etanol.
- Glicerol, o composto secundário encontrado em maior quantidade.
 - ✓ Manutenção do equilíbrio redox (NADH produzido é igual ao NADH consumido), equilíbrio este alterado pela produção de ácidos orgânicos, biomassa e devido à presença de sulfito no mosto.
 - ✓ O glicerol atua como regulador do redox celular em anaerobiose e como protetor do estresse osmótico.
- Em condições industriais rendimentos da ordem de 90%.
- O principal ácido formado pela levedura é o succínico, que um regulador do redox celular em anaerobiose e agente antibacteriano natural.
- ✓ Acredita-se que seja formado a partir do piruvato pela ação de enzimas respiratórias, quando a mitocôndria está reprimida em anaerobiose.

- O ácido succínico em ação sinérgica com o etanol, tem atividade antibacteriana.
- Dentre os produtos secundários da fermentação alcoólica tem-se o óleo fúsel que é o nome dado a uma mistura de substâncias, na qual predominam os álcoois amílico e isoamílico.
- **Carboidratos de reserva:** trealose e glicogênio.

a) Funções dos Principais Produtos Secundários da Fermentação Alcoólica

Glicerol:

- Regulador redox celular em anaerobiose;
- Protetor estresse osmótico.

Ácido Succínico:

- Regular do Redox celular em anaerobiose.
- Agente antibacteriano natural

Trealose:

- Protetor contra estresses.

b) Balanço Energético da Fermentação

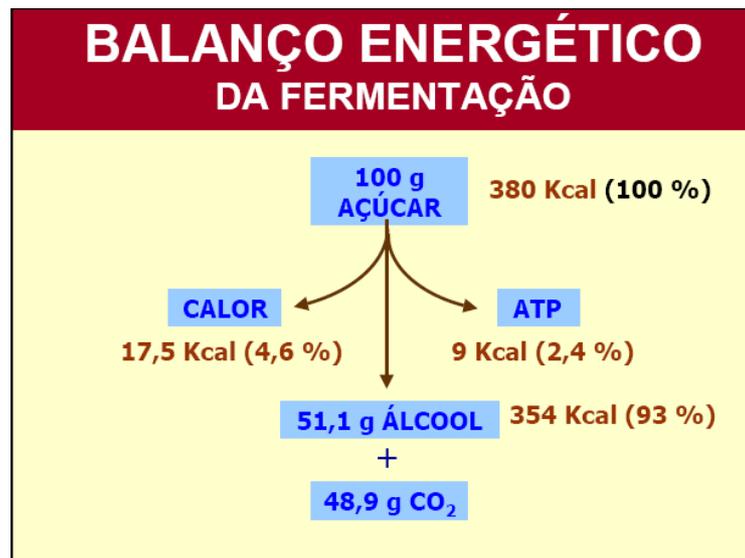


Figura 3.3.1 - Balanço Energético da Fermentação

3.3.2 Rendimento da Fermentação Alcoólica

Açúcar: hexoses, cuja fórmula molecular é $C_6H_{12}O_6$ (glicose, frutose, galactose), sendo a mais importante a glicose:



Rendimento teórico de etanol, $Y_t = 0,511$ g de etanol por g de glicose consumida. Este valor é considerado 100% quando o substrato é a glicose.

Açúcar: $C_{12}H_{22}O_{11}$ como a sacarose

$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \rightarrow 2 C_6H_{12}O_6$ (Inversão da sacarose)

$2 C_6H_{12}O_6 + levedura \rightarrow 4 C_2H_5OH + 4 CO_2 +$ (mais levedura) + subprodutos

$Y_t = 0,538$ g etanol formado por grama de sacarose consumida, ou correspondendo a 100% quando o substrato é a sacarose, ou $Y_t = 0,511$ g etanol formado por grama de ART consumida. Nas fermentações alcoólicas industriais no Brasil, onde o açúcar é a sacarose de cana, o rendimento é da ordem de 91%, o que corresponde a 0,489 g de etanol produzido por grama de sacarose consumida, ou 0,465 g etanol formado por grama de ART.

Esta diferença é utilizada para formação de massa celular (crescimento) e subprodutos. Se tiver contaminação por outro microrganismo, o rendimento real será menor ainda.

3.3.3 Fases da Fermentação

Segundo LIMA *et al.*(2001), a fermentação alcoólica possui três fases principais: fase preliminar, tumultuosa e fase final ou complementar. Estas três fases são observadas especialmente se a fermentação é pelo processo em batelada clássico.

Ao se misturar o inóculo ao mosto corrigido, inicia-se o processo de fermentação alcoólica dos açúcares, iniciando-se a fase preliminar. Nesta fase, ocorre multiplicação intensa das células, e o açúcar consumido é usado na reprodução.

Há uma pequena elevação da temperatura e baixo desprendimento de dióxido de carbono (LIMA *et al.*, 1975). A duração da fase preliminar depende das características do sistema de fermentação, e pode ser reduzida (ou mesmo não existir) quando se emprega uma alta concentração de células, ou pela adição de células em um meio mais rico que o original.

A fase tumultuosa é caracterizada pela grande quantidade de liberação de dióxido de carbono. É a fase de maior duração, onde há conversão intensa dos açúcares fermentescíveis.

A densidade do mosto ($^{\circ}$ Brix) diminui e eleva o teor de álcool e a acidez. A temperatura se eleva rapidamente e é fundamental o controle da temperatura nesta fase, não devendo ultrapassar os 35°C (LIMA *et. al.*, 1975). Nesta fase há a formação de espumas.

Na fase complementar há diminuição da fermentação devido à redução dos açúcares. Esta fase é notável pela redução da temperatura e da liberação de CO_2 (LIMA *et. al.*, 1975).

3.3.4 O Mosto

O mosto é uma suspensão de substrato açucarado, numa concentração adequada, usado na fermentação. Dependendo da destilaria, pode ser caldo, uma mistura de mel, xarope e caldo clarificado.

Quando o volume de caldo clarificado é baixo, dilui-se o melaço com água. A água deve ser clorada em uma estação de tratamento visando eliminar microrganismos, e em seguida, o cloro é retirado por meio de filtros de carvão ativo.

Alguns processos utilizam na diluição do mosto a vinhaça, como no processo Biostil. A diluição dos melaços deve estar entre 15 e 25° Brix (LIMA *et al.*, 2001). A concentração de açúcares nos mostos em termos de concentração de sólidos varia de 4 a 30° Brix dependendo da pureza e destino do mosto. Se é usado nas fases preliminares de preparo de inóculo, usam-se as menores concentrações.

Após a dosagem de mel/xarope no caldo para formação do mosto, este passa por misturadores (roscas helicoidais), para homogeneizar o produto. A seguir o mosto é resfriado em trocadores de calor tipo placas. O resfriamento do mosto baixa a temperatura de 65°C para 28 - 32 °C.

Os trocadores de calor tipo placas são tidos como ponto crítico na contaminação. Há formação do Biofilme, uma camada de um polímero (goma) que protege a população bacteriana formada na placa metálica impedindo a ação de antibióticos e produtos químicos. Realiza-se a limpeza mecânica das placas, e limpeza dos mesmos pelo uso de fleugmaça quente diminui a contaminação (LORENZETTI, 2002).

A concentração do mosto é definida pela produção pretendida e capacidade de fermentação pela levedura. Mostos que estejam muito concentrados ocasionam perdas de açúcares, que não são fermentados, sujam mais os aparelhos de destilação e fazem a temperatura se elevar.

Elevados teores de açúcar causam estresse osmótico da levedura. Mostos muito diluídos fermentam rapidamente e sujam menos os aparelhos de destilação. Porém, será necessário empregar fermentadores de maior volume, mais água será gasta na diluição, logo mais vapor é gasto nas colunas de destilação. Além disso, a fermentação estará mais suscetível a infecções.

a) Formulação do Mosto

- Caldo clarificado
- Caldo clarificado e água
- Caldo clarificado e melaço
- Melaço e água
- Caldo clarificado, melaço e água.
- Brix dos mostos: 4 a 30° Brix dependendo da pureza e destino do mosto. Nas fases preliminares de preparo de inóculo, usam-se as menores concentrações.

b) Concentração do Mosto

- **A concentração do mosto depende:**
 - ✓ Produção Pretendida.
 - ✓ Capacidade de Fermentação pela Levedura.
- **Mostos muito concentrados:**
 - ✓ Ocasionalmente ocasionam perdas de açúcares.

- ✓ Causam estresse osmótico da levedura.
- ✓ Sujam mais os aparelhos de destilação.
- ✓ Maior aumento de temperatura.

▪ **Mostos muito diluídos:**

- ✓ Fermentam rapidamente.
- ✓ Sujam menos os aparelhos de destilação.
- ✓ Necessário maior volume de fermentadores.
- ✓ Mais água na diluição.
- ✓ Maior gasto de vapor nas colunas de destilação.
- ✓ Fermentação estará mais suscetível a infecções.

Observação: Se um dado mosto não apresenta os componentes necessários ao desenvolvimento da levedura, tanto qualitativa, como quantitativamente, o mesmo deve ser suplementado com os nutrientes necessários.

3.3.5 Agentes da Fermentação Alcoólica

Do ponto de vista econômico, as leveduras são os microrganismos mais importantes da fermentação alcoólica. As espécies mais usadas na produção industrial de álcool e aguardentes são *Saccharomyces cerevisiae* e *Saccharomyces uvarum*, das quais foram selecionadas várias linhagens.

Quando o mosto tem pentoses é necessário a presença de outras espécies, tais como *Candida utilis*. Bactérias como *Zymomonas mobilis* produzem etanol, mas economicamente, as leveduras são superiores, uma vez que produzem mais etanol e são mais fáceis de separar através das centrífugas. Além do mais, estas bactérias necessitariam de mostos estéreis.

A levedura é um microrganismo facultativo, em aerobiose transforma parte do açúcar em biomassa, CO₂ e água. Já em anaerobiose, converte os açúcares em etanol e CO₂ (LIMA *et al.*, 2001). A figura abaixo mostra esquematicamente uma célula de levedura.

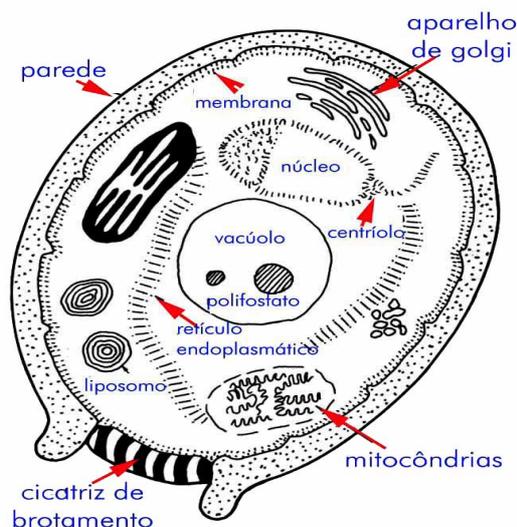


Figura 3.3.5 (a) - Representação Esquemática de uma Célula de Levedura

As leveduras apresentam formato esférico, elíptico ou cilíndrico. Têm células maiores que as bactérias: 1-5 μm de diâmetro e 5-30 μm de comprimento. As bactérias esféricas têm diâmetro variável entre 0,5 a 4 μm , enquanto o comprimento das cilíndricas é inferior a 10 μm (LIMA *et al.*, 1975).

As leveduras estão espalhadas na natureza, formam uma subclasse dos fungos. São unicelulares, se reproduzem por gemação (brotamento), fissão ou esporulação. Elas consomem cerca de 5% dos açúcares para produção de novas células e de outros produtos minoritários como glicerol, ácido succínico, ácido acético e outros produtos (CARIOCA; ARORA, 1984).

O desempenho fermentativo é afetado diretamente pelo tipo de microrganismo que o executa. Critérios para seleção de linhagem (MENEZES, 1980; CAMARGO, 1966):

- **Velocidade de fermentação:** a quantidade de açúcar transformada em álcool por tempo e massa de levedura deve ser alta.
- **Resistência ao álcool:** Leveduras que resistam a elevadas concentrações de etanol são importantes, pois permitem a utilização de mostos mais concentrados em açúcar na fermentação. Logo, obtêm-se vinhos com maior teor alcoólico diminuindo assim os custos com destilação.
- Resistência a baixos valores de pH e a anticéptico
- **Eficiência de conversão:** Capacidade da levedura de converter açúcar em álcool. Caso as leveduras utilizem pouco o substrato na conversão do produto, não devem ser selecionadas.
- **Estabilidade genética:** as propriedades selecionadas devem se manter em gerações seguintes da linhagem genitora.

Utilizando-se técnicas de identificação de leveduras baseadas em análise de DNA, foi possível descobrir que fermentos de panificação são facilmente substituídos por leveduras selvagens.

Leveduras selvagens são aquelas que não foram introduzidas no processo, podem pertencer ao gênero *Saccharomyces*, *Schizosaccharomyces pombe* e outros. São contaminantes do processo, causam floculação e espumam, prejudicando a fermentação.

Um estudo foi realizado pela FERMENTEC com 326 leveduras selvagens, lisas e rugosas, em 4 safras.

De 190 leveduras lisas:

84% apresentaram problemas;

46% espumaram;

17% flocularam;

29% apresentaram sobras de ART (açúcares redutores totais).

De 136 leveduras rugosas:

86% espumaram;

52% flocularam;

87% delas apresentaram sobra de ART.

Todas as rugosas apresentaram problemas. O aumento no gasto com insumos gerado pelas leveduras selvagens pode representar 10 a 20% do custo do álcool (JornalCana, maio 2005).

Leveduras selecionadas são aquelas que foram isoladas do processo industrial e não apresentam características indesejáveis. Elas permanecem e dominam o processo por vários meses. Segundo AMORIM (2005), começar um processo com microrganismo selecionado pode gerar um aumento razoável na produção final de álcool.

As leveduras são isoladas de processos fermentativos sobre forte pressão seletiva de alta concentração de etanol, alta pressão osmótica, temperatura de processo e outras condições do processo.

No decorrer da safra acompanha-se a viabilidade do fermento, verifica-se a morte por envelhecimento ou outros fatores, e perdas de levedura no processo de centrifugação e no fundo das dornas.

A reprodução das células pode ser controlada, por exemplo, pelo teor alcoólico, tempo de tratamento e adição de bactericidas. Na presença de oxigênio, as leveduras se multiplicam mais rapidamente. Apesar de a fermentação alcoólica ser anaeróbia, o suprimento de traços de oxigênio estimula a fermentação.

Altas concentrações de levedura permitem fermentações rápidas, maior controle sobre as bactérias contaminantes, além de restringir o crescimento das células e aumentar a produtividade. Porém, a alta concentração de células exige maior consumo de açúcar, há maior competição pelos nutrientes e minerais, diminuindo assim a viabilidade do fermento.

A velocidade de alimentação das dornas também é um fator influente, conforme apresentado na Figura 2.4. Para velocidades muito altas, o fermento se multiplica intensivamente e produz muito glicerol e ácido succínico, diminuindo o rendimento em etanol.

Alimentando-se a dorna continuamente, de maneira dosada, o tempo de fermentação é reduzido. A fase lag será reduzida, o que conduzirá a fermentação de maneira mais uniforme, com menor formação de espuma, assim menos álcool será arrastado (LIMA *et al.*, 2001).

Se a batelada for alimentada de uma só vez, as leveduras demoram a iniciar o processo fermentativo, devido a grande concentração de açúcares.

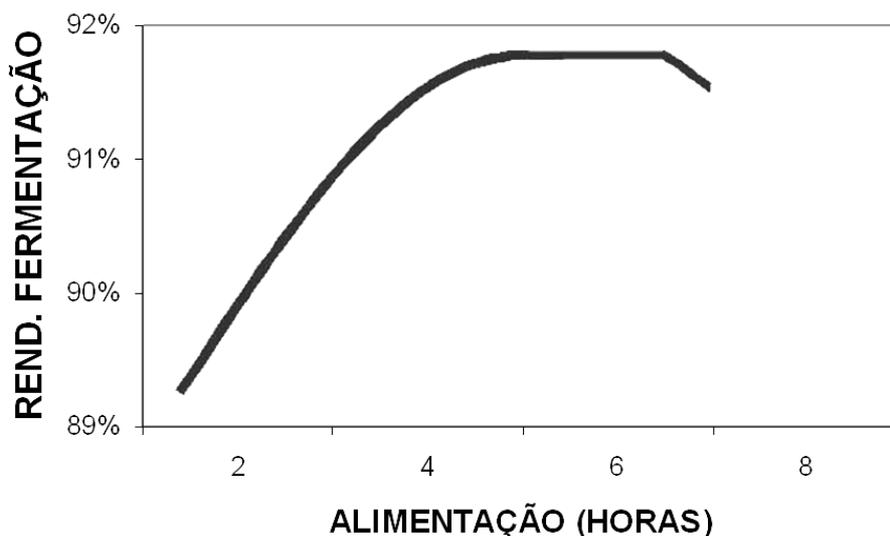


Figura 3.3.5 (b) – Rendimento versus Alimentação

Segundo BORZANI *et al.* (1975), há falta de homogeneidade no tanque fermentativo quando se trabalha com baixas vazões específicas de alimentação ou em meios muito viscosos. Há desuniformidade na concentração de nutrientes.

O estresse exagerado pode levar ao aumento da formação de glicerol o que acaba provocando a queda de rendimento da fermentação. O estresse das leveduras é causado geralmente por contaminação bacteriana, altas temperaturas, carência ou excesso de nutrientes e tratamento ácido incorreto.

O glicerol pode atuar como protetor da levedura, por exemplo, quando o mosto apresenta elevada concentração de sais.

Na Tabela 3.3.5 (a) são apresentadas, como exemplos, características de alguns tipos de leveduras selecionadas, onde SA-1 (Copersucar), BG-1 (Copersucar), CAT-1 (Fermentec/ESALQ) e PE-2 (Fermentec/ESALQ) são leveduras selecionadas pela técnica de cariotipagem a partir de processos industriais de produção de etanol, das usinas Santa Adélia, Barra Grande, Usina VO (Grupo Virgolino de Oliveira) Catanduva e Usina da Pedra, respectivamente. Existe um número muito grande de leveduras selecionadas por este processo, citadas na literatura.

Tabela 3.3.5 (a) - Algumas Características de Leveduras Selecionadas

Parâmetro	Referência	SA-1	BG-1	CAT-1	PE-2
$Y_{X/S}$	0,04	0,044	0,0463	0,0409	0,0479
$Y_{P/S}$	0,46	0,4665	0,4642	0,4694	0,4637
Prod	2,50	2,6579	2,1971	2,5674	2,5113
VCS	5,80	6,0803	5,0518	5,8369	5,7802
Conv	90	93,96	79,07	90,48	89,82
Prod esp	0,48	0,4420	0,4183	0,4799	0,4042
VCS esp	1,05	0,9535	0,9069	1,0288	0,8772

Onde:

- $Y_{X/S}$: rendimento de células;
- $Y_{P/S}$: rendimento de produto;
- **Prod**: produtividade;
- **VCS**: velocidade de consumo de substrato;
- **Conv**: conversão de substrato;
- **Prod esp**: produtividade específica;
- **VCS esp**: velocidade de consumo de substrato específica.

Na Tabela 3.3.5 (b) é apresentada uma comparação entre algumas leveduras selecionadas com a levedura de panificação, evidenciando a influência dos teores de glicerol e trealose na viabilidade celular.

Tabela 3.3.5 (b) - Comparação de algumas leveduras selecionadas com levedura de panificação (PAN)

Parâmetro	PE-2	VR-1	CAT-1	PAN
Rendimento (%)	91,0	90,5	91,2	88,1
Glicerol (%)	3,38	3,20	3,54	4,70
Trealose (%)	9,5	10,6	10,3	6,0
Viabilidade final (%)	94,0	95,0	97,0	61,0

Uma comparação entre os rendimentos $Y_{P/S}$ na Tabela 2.2 mostra pouca diferença entre as quatro leveduras selecionadas, estando estes rendimentos em termos percentuais, em torno de 90 – 91%, mas se compararmos com a levedura de panificação, quando utilizada para produzir etanol, tal rendimento cai para a faixa dos 88%.

Outro aspecto interessante é com relação à viabilidade celular, que se situa na faixa de 94 a 97% para as selecionadas, contra 61% para as leveduras de panificação, sendo também estas últimas maiores produtoras de glicerol.

3.3.6 Fisiologia das Leveduras

a) Oxigênio

As leveduras são microrganismos facultativos:

- **Em anaerobiose:** produzem álcool + CO_2 + pequeno crescimento



- **Em aerobiose:** produzem CO_2 + H_2O + grande crescimento



A aeração é recomendada em alguns projetos para ativar o crescimento quando necessário.

b) Necessidades Nutricionais

As leveduras são organismos saprófitas, exigem uma fonte de carbono elaborada, glicose ou outro açúcar, como fonte de energia e de esqueleto de carbono. O meio de cultivo (para crescimento de inóculo e para a fermentação) deve conter substâncias que atendam às necessidades nutricionais das leveduras, fornecendo-lhes: C, H, N, O, P, K, S, Mg, Fe, Zn, vitaminas, e outros. A Tabela 3.3.6 dá uma idéia geral das necessidades nutricionais das leveduras.

Tabela 3.3.6 (a) - Necessidades Nutricionais das Leveduras (Lima et al., 2001)

Nutrição mineral	Concentração (mg/L)	Nutrição mineral	Concentração (mg/L)
NH ₄ ⁺	40 - 5900	Na ⁺	200
P	62 - 560	Co ²⁺	3,5 - 10
K ⁺	700 - 800	Zn ²⁺	0,5 - 10
Ca ²⁺	120	Cu ²⁺	7
Mg ²⁺	70 - 200	Mn ²⁺	10 - 80
SO ₄ ²⁻	7 - 280	Fe ²⁺	0,2

O carbono é obtido dos açúcares, ácidos orgânicos, aldeídos ou glicerol, com preferência sempre para açúcares mais simples como a glicose. Parte do carbono é utilizado na síntese de constituintes citoplasmáticos, mas a maior parte é transformada a produtos de alto valor energético.

O nitrogênio é obtido dos produtos de hidrólise de proteínas, como peptonas, aminoácidos, amônia, sais de amônio, uréia entre outros. Os demais elementos são obtidos de sais do meio ou adicionados. As leveduras podem exigir vitaminas em baixas concentrações. A nutrição balanceada das leveduras é um fator que interfere no rendimento. Estes seres necessitam de fonte de carbono (açúcares), vitaminas, nitrogênio, fósforo, magnésio, cálcio, ferro e outros elementos. Muitos dos nutrientes podem estar presentes no mosto, sendo desnecessária sua adição.

É necessário usar produtos específicos para cada fase do processo. No começo da fermentação, devem ser utilizados nutrientes que ajudem no desenvolvimento da levedura.

Os nutrientes compostos, produzidos pela indústria química (como Quimatec - linha Nitrofós), possuem fórmula balanceada que segue as recomendações dos fornecedores de leveduras selecionadas. O emprego desses produtos reduz o custo de mão-de-obra na destilaria (Jornal da Cana, maio 2005).

O desempenho e viabilidade da levedura devem ser acompanhados e caso se necessite, os mostos devem ser complementados.

Para mostos de melaço, normalmente faz-se apenas a diluição (na média para a faixa de 18- 25 °Brix).

Em casos especiais, adicionam-se fosfatos e sais de amônio na proporção de 1 g/L. No caso de se fermentar caldo de cana diretamente, deve-se acrescentar a este os nutrientes não presentes no caldo. Adicionam-se fosfatos e sais de amônio na concentração de 1 g/L.

O rendimento normalmente é melhorado pela adição de sais de magnésio na concentração de 0,1 g/L e manganês e cobalto a 0,01 g/L. Pode-se adicionar antibióticos ou anticépticos e ajusta-se a temperatura.

c) pH

As fermentações se desenvolvem numa ampla faixa de pH, sendo a faixa mais comum entre 4,0 e 5,0 (1 a 2 g de ácido sulfúrico por litro). Os valores de pH nos mostos industriais geralmente se encontra na faixa de 4,5 a 5,5, com boa capacidade tamponante. No processo de fermentação com recirculação da levedura, faz o tratamento do leite de levedura com H₂SO₄ em pH entre 2,0 a 3,2,

durante aproximadamente 1 a 2 horas, visando reduzir a carga microbiana contaminante. O uso do ácido sulfúrico como anticéptico é geral nas indústrias.

Fermentações conduzidas em meios ácidos resultam em maiores rendimentos em etanol, pelo fato de restringir o crescimento do fermento (às vezes se usa inibidores do crescimento, como o ácido benzóico, que é pouco recomendado), com a conseqüente redução da produção de glicerol, ao mesmo tempo que reduz a contaminação bacteriana.

d) Temperatura

As leveduras são mesófilas. A faixa de temperatura ideal para a fermentação é um aspecto bastante divergente entre os técnicos. Um ponto considerado é que temperatura acima de 35°C favorece a multiplicação de bactérias, reduz a viabilidade do fermento (efeito sinérgico com o etanol) e aumenta a acidez.

Amorim (2005) afirma que a temperatura poderá chegar aos 35°C se conseguir manter a contaminação entre $5 \cdot 10^6$ a $1 \cdot 10^7$ bastonetes/mL. Nesta temperatura a levedura multiplica menos e aumenta o rendimento.

e) Necessidades de Sais

N-Amoniacal ou assimilável (aminoácidos)

▪ Fermentação com reciclo:

- ✓ 50 mg/l mosto (adequado).
- ✓ > 50 mg/l muita multiplicação do fermento diminui o rendimento em álcool
- ✓ < 50 mg/l diminui velocidade da fermentação e a multiplicação do fermento.

▪ Fermentação sem reciclo:

- ✓ 150 - 400 mg/l mosto - necessita multiplicar o fermento.

▪ Potássio (K)

▪ 700 - 1300 ppm (adequado)

▪ > 2000 ppm: Estresse do fermento. Aumento de glicerol. Estresse na levedura.

▪ < 700 ppm: Diminuição do poder protetor contra o ácido e diminuição da velocidade e rendimento da fermentação.

▪ Magnésio (Mg)

▪ 100 - 200 mg/L (ppm) mosto: (recomendado)

▪ < 100 mg/L: as células filhas do fermento não se desprendem da mãe. Pode flocular.

- **Fósforo (P)**
- **50 - 250 mg/L (ppm) mosto:** (recomendado)

3.3.7 Preparo do Inóculo

“Chama-se inóculo, pé-de-cuba ou pé de fermentação, um volume de suspensão de microrganismo de concentração adequada, capaz de garantir, em condições econômicas, a fermentação de um dado volume de mosto” (BORZANI *et al.*, 1975).

Muitas unidades produtoras de álcool usam leveduras selecionadas com tolerância a altos teores de etanol e com boa velocidade de fermentação. Empregam-se ainda leveduras de panificação, prensadas ou secas. Nesses casos, obtém-se facilmente um grande volume de inóculo, partindo-se de 10 a 20 g de leveduras por litro de mosto.

Quando se inicia o processo com tubos de culturas selecionadas, procedentes de laboratórios especializados, o processo de preparo do inóculo consta de duas fases. Na primeira, denominada fase de laboratório, a cultura é semeada em meio líquido em um volume compatível e concentrações de nutrientes adequadas, e incubada em condições operacionais que maximizem o crescimento.

Quando a cultura atingir uma alta concentração celular, a mesma é transferida para um volume maior de meio e novamente incubada. Esta operação se repete, sempre aumentando o volume de meio.

Quando o volume de meio atinge valores que extrapolam aqueles volumes comuns da vidraria de laboratório, a preparação do inóculo segue o mesmo procedimento, porém em reatores de volumes maiores, chamados propagadores, fase esta denominada fase industrial de preparação do inóculo, que prossegue até se atingir um volume adequado de inóculo.

O volume de inóculo vai depender do volume útil da dorna que vai ser inoculada, mas costuma ser de 10 a 20% do volume desta, porém sua concentração celular em termos de células viáveis é um aspecto importante.

É comum iniciar a fase de laboratório com baixas concentrações de açúcar, e à medida que a levedura vai se adaptando ao meio, a concentração de açúcar vai aumentando, até atingir a concentração de trabalho. Muitas usinas usam a levedura de panificação, úmida e prensada ou seca e granulada.

Atualmente, o preparo de inóculo nestas usinas é realizado diretamente nas cubas. No início da safra coloca-se na primeira cuba um volume de meio, e adiciona-se o fermento.

É importante destacar que uma vez iniciada a fermentação, continua-se o processo efetuando centrifugação dos vinhos fermentados e efetuando reciclo do leite de leveduras.

a) Preparação do Inóculo a partir de Cultura Pura

- **Fase de laboratório**

Cultura pura →100 mL (5°Brix) →500 mL (7°Brix) →2500 mL (9°Brix) →12500 mL (11 °Brix) → fase industrial

- **Fase industrial**

50 a 100 L (até 13°Brix) → 500 a 1000 L (até 13 °Brix) → pré-fermentador

- **Pré-fermentador**

Volume de 5000 a 15000 L, 13°Brix, com aeração e dispositivos de esterilização, retirada de amostra, refrigeração, agitação e outros acessórios. Geralmente o propagador ou pré-fermentador apresenta uma capacidade de 10% do volume útil de uma dorna.

- No caso de se preparar o inóculo a partir de fermento prensado ou granulado, parte-se de 10 a 20 g de fermento por litro de mosto, a 13°Brix, complementado com nutrientes, caso necessário. Após a fermentação, divide-se o mosto em diversos recipientes e inicia-se o processo de fermentação industrial.

- **Em qualquer fermentação:**

- ✓ A cultura inoculante deve ser tão ativa quanto possível e a inoculação deve ser realizada na fase exponencial de crescimento;

- ✓ O meio de cultura do inóculo deve apresentar uma composição a mais próximo possível do meio de fermentação;

- ✓ Uso de um inóculo razoavelmente grande para evitar perdas por difusão de intermediários ou ativadores necessários.

3.3.8 Anticépticos e Antibióticos

No Brasil não é usual a esterilização do mosto para produção de álcool. Logo, o mosto apresenta uma população natural que compete com a levedura pelo substrato, diminuindo o rendimento alcoólico. Quando se faz a clarificação do caldo por aquecimento, há uma redução dos microrganismos, mas não é uma esterilização. Após a clarificação, o mosto é resfriado e colocado em dornas sem cuidados para manter o ambiente livre de microrganismos.

Os anticépticos e antibióticos são utilizados para o controle da contaminação, criando ambiente favorável ao desenvolvimento das leveduras. O ácido sulfúrico que se adiciona aos mostos é o anticéptico mais utilizado.

Os bactericidas são empregados, em muitos casos, preventivamente. Os antibióticos, especialmente penicilinas, devido ao preço mais elevado, são aplicados em algumas usinas, de maneira corretiva.

A penicilina é um bom inibidor de contaminações, devido às suas propriedades bacteriostáticas. Ela é um bom inibidor de contaminações, com emprego de 500 a 1000 U.I. por litro de mosto, normalmente implicando em aumento de rendimento em álcool.

Cada processo apresenta necessidades específicas, existem também culturas e hábitos diferenciados, que definem o uso, ou não de determinado produto. Segundo LIMA *et al.*(2001), anticépticos (exceto o ácido sulfúrico) têm uso restrito, pois existe possibilidade de deixar resíduos nos destilados.

Observações:

- O uso do do processo Melle-Boinot, com tratamento ácido do fermento, centrífugas eficientes, caldo tratado termicamente, além de resfriamento mais eficiente de dornas leva a uma substancial redução na relação contaminante/levedura. Nestas condições, embora possa haver acidente de fermentação, é difícil em termos técnicos e econômicos, justificar o uso continuado de antibióticos.
- Leveduras $< 10^8$ cel/mL e contaminantes $> 10^6$, pode-se usar antibiótico.

3.3.9 Terminologia na Fermentação Alcoólica

- a) Brix:** Porcentagem de sólidos solúveis contidos em uma solução (normalmente aplicado para soluções açucaradas).
- b) Mosto:** Toda mistura açucarada destinada a uma fermentação alcoólica.
- c) Acidez Sulfúrica:** Quantidade de miligramas de ácido sulfúrico em 1000 mL de vinho, expressa em ácido sulfúrico.
- d) Açúcares fermentescíveis:** Porção dos açúcares totais que podem ser transformados em álcool pelas leveduras.
- e) Açúcares não fermentescíveis:** São açúcares residuais que não são glicose, frutose e sacarose.
- f) Açúcares totais:** Porcentagem em peso de açúcares contido em um produto, expressa em açúcares redutores (invertido), compreendendo sacarose, glicose, frutose e demais substâncias redutoras.
- g) Fermento/Levedura:** Microrganismo responsável pela transformação dos açúcares em álcool.
- h) Grau alcoólico:** Porcentagem de álcool presente numa mistura hidroalcoólica. GL (% em volume) e INPM (% em peso).
- i) Mel B:** Mel esgotado que não se extrai mais açúcar por razões de ordem técnica ou econômica
- j) Inoculo ou Pé de Cuba:** Suspensão de células de fermento, tratado e apto a retornar a fermentação.
- k) Leite de Levedura:** Suspensão concentrada de células de fermento obtido por centrifugação do vinho levedurado.
- l) Vinho:** Solução hidroalcoólica resultante da fermentação do mosto.

3.3.10 Dornas de Fermentação

A dorna é o recipiente onde a fermentação é realizada. Geralmente é construída de aço carbono, e sua capacidade varia com o processo.

A fermentação nas destilarias é realizada em dornas (fermentadores ou biorreatores), as quais podem atingir milhares de litros, algumas abertas, mas a maioria delas são fechadas.

Dornas abertas ocasionam uma perda de álcool de 1 a 2% (LOPES, 2006). Dornas fechadas devem apresentar sistema coletor, que encaminhe gás carbônico e etanol para a torre de recuperação, conforme Figura 2.5.

Essa torre realiza a lavagem de CO₂ em contra corrente com água visando recuperar álcool.



Figura 3.3.10 (a) – Dornas Contínuas com Sistema para Recuperação de Etanol

Ambos os tipos de dornas, abertas ou fechadas, devem apresentar entrada para injeção de antiespumante para controle do nível de espuma. A formação de espumas está relacionada a alguns fatores tais como: temperatura, leveduras contaminantes, viscosidade do meio, concentração de leveduras e presença de partículas orgânicas.

Os dispersantes têm atuação preventiva na formação de espumas, que interferem na troca de gases, reduz a área útil nas dornas e provoca vazamentos, com a conseqüente perda de matéria-prima e diminuição do rendimento da fermentação.

Dispersantes e antiespumantes devem possuir grau alimentício, pois algumas usinas secam parte da levedura para produzir ração animal.

As dornas são equipadas com válvulas para alimentação de mosto, levedura e ar comprimido. Devem apresentar também, sistema de lavagem, pois o uso contínuo aumenta os níveis de infecção. Geralmente a lavagem é feita com flegmaça, distribuída às dornas pelos *spray-balls* até uma temperatura de 70 °C (LORENZETTI, 2002).

As dornas devem ser pintadas numa cor clara, preferencialmente branca, a fim de evitar problemas na temperatura, de fundo cônico para evitar depósitos de material sedimentado (LORENZETTI, 2002), como mostra a Figura 2.6.



Figura 3.3.10 (b) – Formato de Fundo Cônico da Dorna

As dornas podem situar-se em ambientes abertos ou fechados, como mostram as figuras abaixo:



Figura 3.3.10 (c) – Fermentadores em Área Fechada



Figura 3.3.10 (d) – Fermentadores em Área Aberta

3.3.11 Centrifugação

A centrifugação visa separar leveduras do vinho, que é o produto da fermentação. As leveduras devem retornar ao processo. Algumas variáveis a serem controladas são vazão e pressão, diâmetro dos bicos da centrífuga, concentração do leite de leveduras, número de centrífugas adequadas, entre outros.

Uma boa centrifugação ajuda no controle microbiológico exercendo assim grande influência na qualidade da fermentação. Alguns processos fermentativos trabalham com leveduras floculantes.

Porém, nos processos que usam centrífugas, a floculação deve ser evitada. A floculação é um mecanismo de defesa da levedura a alguma alteração do meio. Caso haja floculação, as bactérias estarão aderidas às leveduras, o que facilitará seu retorno ao processo.

Sólidos podem acumular nos pratos ou entupir os bicos das centrífugas. Assim, se não efetuada limpeza das máquinas, o rendimento e eficiência caem, sendo necessário diminuir sua vazão ou haverá perdas.

O tipo de centrífuga mais utilizada nas usinas é a centrífuga de discos, ilustrada na figura a seguir.

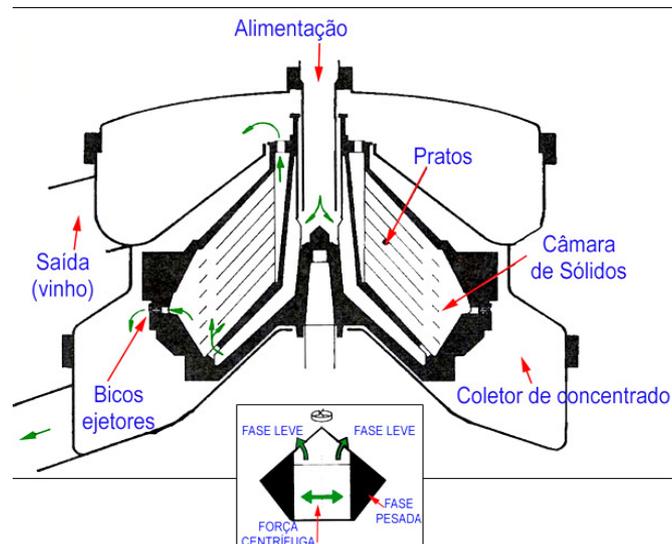


Figura 3.3.11 - Centrífuga de Discos

De 1975 para 2005, a otimização do uso das centrífugas contribuiu para o aumento de rendimento da fermentação alcoólica de 75 - 80% para 90 – 92%, com diminuição do índice de contaminação de 10^8 - 10^9 para 10^5 - 10^6 /mL. Também acarretou aumento do teor de fermento no mosto e diminuição dos tempos de fermentação.

3.3.12 Separadoras Centrífugas

A função das centrífugas é separar o fermento do vinho e retorná-lo para a próxima fermentação nas melhores condições possíveis. Uma centrifugação bem operada ajuda no controle microbiológico da fermentação, através da eliminação de bactérias no momento da centrifugação. A Figura 2.10 dá uma idéia dos tamanhos relativos de células de levedura e de bactérias.

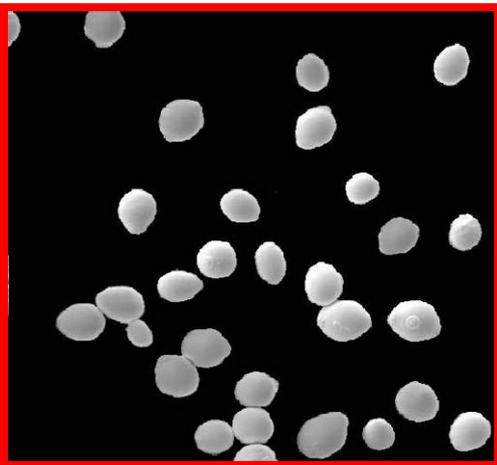


Figura 3.3.12 (a) – Células de Leveduras

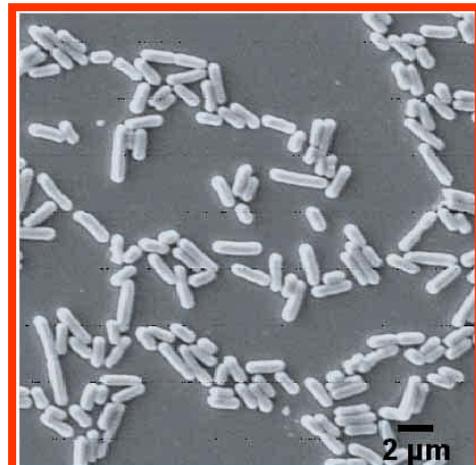


Figura 3.3.12 (b) – Células de Bactérias

A eliminação destas bactérias será cada vez mais eficiente, se:

- As centrífugas estiverem bem limpas e seus bicos em ótimo estado;
- O processo num todo, estiver harmoniosamente bem conduzido;
- O fermento a ser centrifugado não estiver em estágio elevado de floculação, o que dificulta a eliminação das bactérias, devido a estas estarem “aderidas” às leveduras (nos flocos), facilitando o retorno ao processo com o fermento.

A verificação do índice de rejeição bacteriana nas centrífugas é feito através da contagem de bactérias nas seguintes amostras:

- Vinho levedurado (entrada)
- Vinho centrifugado (saída)
- Leite de levedura (saída do fermento).

A abertura dos bicos de descarga de concentrado irá depender dos seguintes fatores:

- Fluxo de alimentação da separadora,
- Percentual da fase sólida no fluxo e da quantidade e concentração desejada para o concentrado.

3.3.12.1 Condução do Processo de Centrifugação

No decorrer do processo, ocorrem acúmulos de sólidos nos pratos e conseqüentes entupimentos dos bicos ejetores, tornando-se necessárias limpezas periódicas.

Quando a máquina está suja e as condições de processo não permitem uma parada para limpeza, percebe-se quedas de rendimento e eficiência, sendo necessário diminuir sua vazão. Para isso deve-se diminuir a alimentação ou haverá um comprometimento da eficiência o que acarretará perdas.

a) Fluxo e Boquilhas

Para a escolha da abertura adequada dos bicos, devem ser observadas algumas considerações básicas:

- Utilizar bicos de maior abertura quando o percentual de concentração do vinho levedurado for elevado e se dispuser a obter um concentrado com baixa concentração;
- Utilizar bicos de menor abertura quando o vinho levedurado possui um percentual de concentração baixo e ou quando se deseja grande concentração no concentrado.

No decorrer do processo ocorrem acúmulos de sólidos nos pratos e conseqüentes entupimentos dos bicos ejetores, tornando-se necessárias limpezas periódicas.

Quando a máquina está suja e as condições de processo não permitem uma parada para limpeza, percebe-se quedas de rendimento e eficiência, sendo necessário diminuir sua vazão, para isso deve-se diminuir a alimentação ou haverá um comprometimento da eficiência, o que acarretará perdas.

b) Fatores que Comprometem a Eficiência das Centrífugas

- **Vinho Sujo:** Quando o caldo recebido na fermentação trazer quantidades demasiada de terra e bagacilho, sujará o vinho, chegando a entupir os bicos e pratos, tornando-se necessária a parada da Separadora Centrifuga para limpeza com mais freqüência.
- **Fermento Infeccionado:** Devido à formação de um polímero produzido pela bactéria (dextranas), a viscosidade do vinho levedurado aumenta, proporcionando uma decantação muito grande devido à formação de flocos. Dessa forma ocorre

uma separação entre o fermento e o vinho nas dornas de fermentação, devido à floculação.

Esta separação altera a concentração do vinho e compromete seriamente a centrifugação, acarretando incrustações nos pratos, entupimento dos bicos ejetores e conseqüentemente perdas de levedo no vinho. Neste caso torna-se necessária a limpeza da máquina com maior freqüência.

• **Separação Imperfeita:**

- A rotação da centrífuga está abaixo da especificada.
- Entupimento de vários bicos ejetores.
- Acúmulo de impurezas nos pratos do tambor.
- Bloqueio dos canais ascendentes.
- Temperatura de alimentação muito baixa.
- Grandes oscilações do teor de sólidos do produto a ser centrifugado.
- Alimentação irregular do produto a centrifuga

• **Entupimento de Bicos.**

• **Queda de Rotação.**

• **Bicos Danificados.**

O objetivo da centrífuga é separar o fermento do vinho e retorná-lo para a próxima fermentação nas melhores condições possíveis. Para isto, os seguintes cuidados devem ser tomados:

- Vazão e pressão apropriadas
- Diâmetros dos bicos apropriados
- Concentrar o creme o máximo possível (> 70%)
- Número de centrífugas 20% maior que o calculado
- Otimização da vazão da centrífuga considerando a concentração do levedo no creme e no vinho de levedurado.

A porcentagem de levedo no creme de levedura em função da vazão da centrífuga é apresentada esquematicamente na figura a seguir:

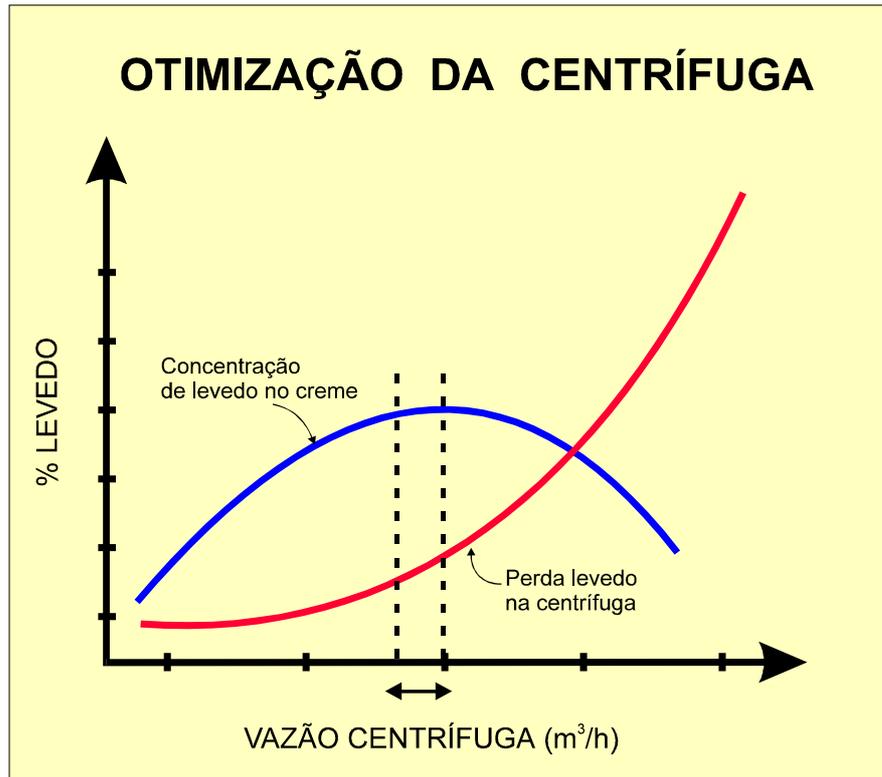


Figura 3.3.12 (c) – Otimização da Centrífuga (Fermentec)

Um balanço típico de centrifugação do vinho fermentado de uma usina é apresentado na Figura 2.12, na base de 100 unidades de vazão de vinho fermentado (Andrietta).

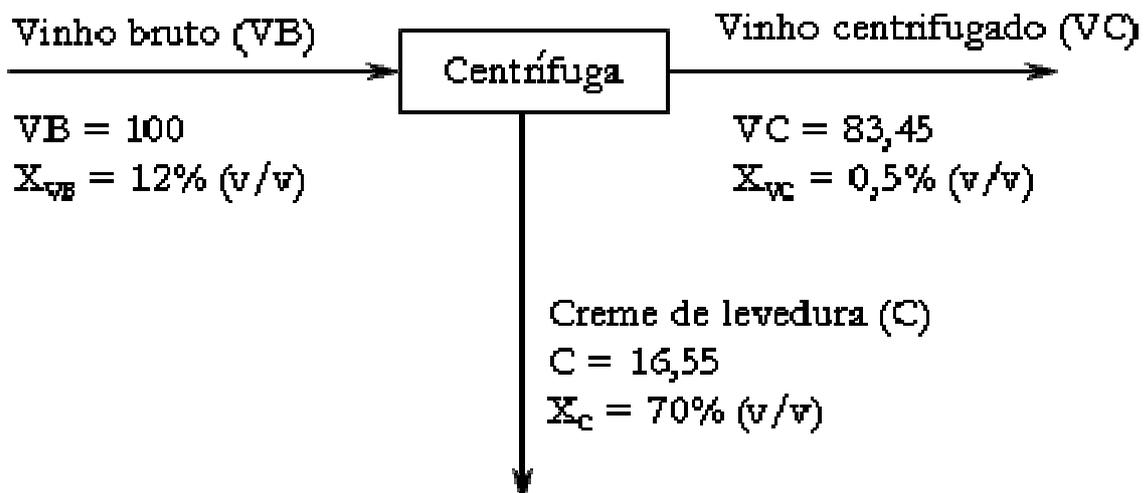


Figura 3.3.12 (d) – Balanço Típico da Centrífuga

Problemas da baixa concentração de levedura no creme

- Retorna mais vinho ao processo (diminui a produção do aparelho)
- Aumenta o poder tamponante do fermento e se gasta mais ácido para manter o

mesmo pH na cuba.

O rendimento da fermentação alcoólica decresce com o aumento da concentração de levedura no vinho centrifugado conforme a figura 3.3.12 (e):

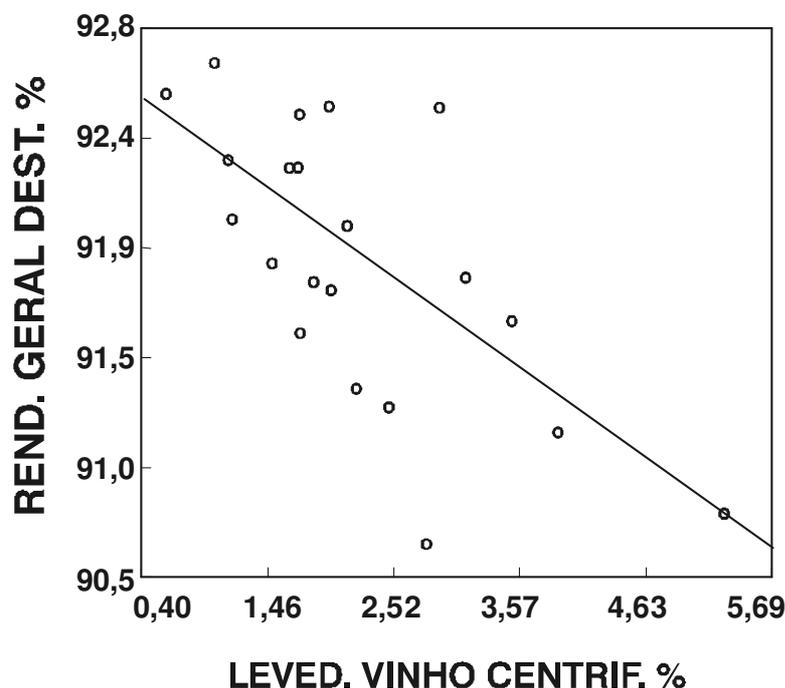


Figura 3.3.12 (e) – Rendimento em Função do Teor de Levedura no Vinho Centrifugado (Fermentec)

A concentração da levedura nas dornas e no creme afeta o desempenho da fermentação, como pode ser visto na Tabela 3.3.12 (a) (Fermentec).

Tabela 3.3.12 (a) - Tempo de Fermentação e Concentração de Levedura na Dorna

Semana	Tempo Fermentação (h)	% Levedura na Dorna	% Levedura no Creme	pH cuba
1	17,0	6,0	29,7	2,69
2	12,0	6,8	32,8	2,50
3	14,4	8,0	26,6	2,57
4	12,3	8,4	27,2	2,04
5	9,4	7,8	43,3	2,13
6	6,5	8,3	60,5	2,03
7	6,7	9,3	62,7	2,01
8	6,1	10,1	69,1	1,99
9	6,2	10,5	68,4	2,10

A influência da concentração do creme de levedura no rendimento da fermentação pode ser visto na tabela abaixo.

Tabela 3.3.12 (b) - Rendimento e % Levedura no Creme

Tempo Fermentação (h)	% Levedura na Dorna	% Levedura no Creme	pH cuba	Rendimento Fermentação %
8,4	10,9	50,0	2,27	85,0

8,1	11,2	63,0	2,27	88,5
7,9	12,7	69,0	2,14	89,0

O rendimento da fermentação alcoólica diminui com o aumento da contaminação do mosto fermentado, como ilustrado pelo exemplo apresentado na figura abaixo:

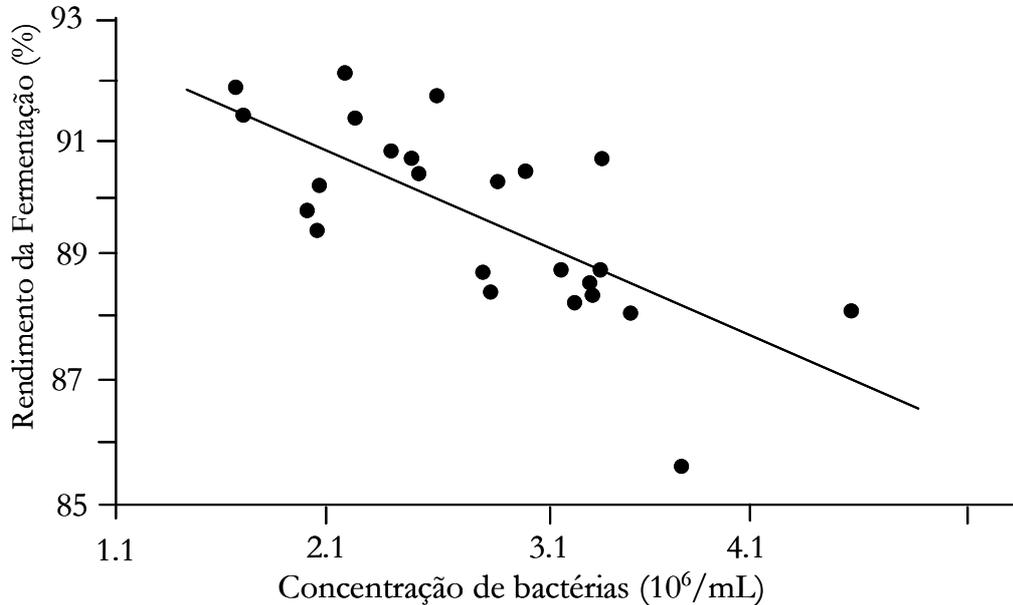


Figura 3.3.12 (f) – Influência da Contaminação no Rendimento Fermentativo

Por outro lado, o aumento da concentração de ácido sulfúrico na dorna de fermentação pode implicar em diminuição do rendimento da fermentação, conforme ilustra a figura a seguir:

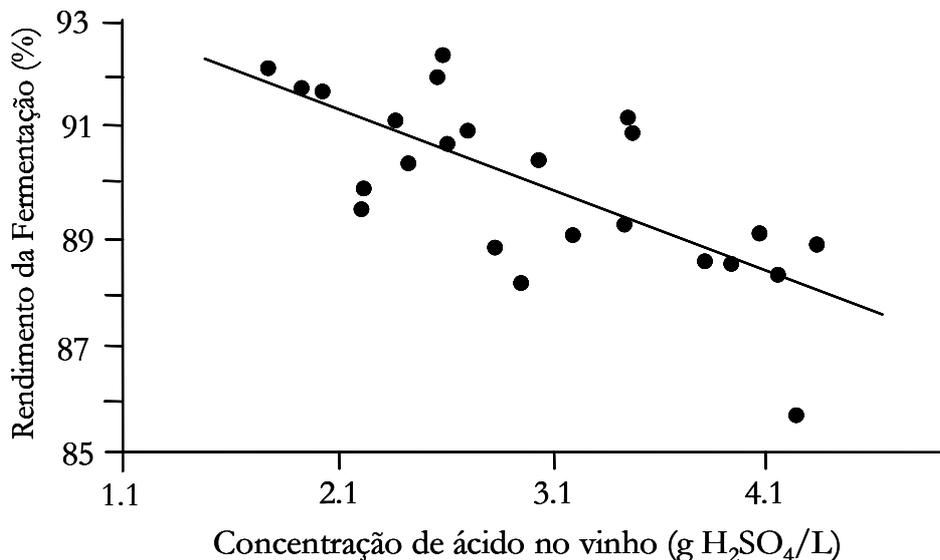


Figura 3.3.12 (g) – Influência da Acidez no Rendimento Fermentativo

4. Formas de Condução de um Processo Fermentativo

a) Fermentação Descontínua (ou Batelada)

- Com um inóculo por tanque
- Com recirculação de células

b) Fermentação Descontínua Alimentada (“Fed Batch” ou Batelada Alimentada)

- Sem recirculação de células
- Com recirculação de células

c) Fermentação Contínua

- Um biorreator (com ou sem recirculação de células)
- Reatores em série (com ou sem recirculação de células)

4.1 Fermentação Descontínua (ou Batelada)

- Volume constante.
- Baixos rendimentos ou produtividades.
- Inibição pelo substrato, repressão catabólica.
- Tempos para limpeza, esterilização, carga, descarga, lag.
- Processo flexível, menor risco de contaminação.
- Muito usado

Conceito: inóculo, pé de cuba ou pé de fermentação é um volume de suspensão de microrganismos, de concentração microbiana adequada, capaz de garantir em condições econômicas, a fermentação de um dado volume de mosto (meio de cultura a nível industrial).

- Processos em que cada dorna recebe um inóculo recém preparado
- Processos com reaproveitamento de microrganismos
- Processos por cortes

4.2 Fermentação Descontínua Alimentada (“Fed Batch” ou Batelada Alimentada)

O processo em batelada alimentada com recirculação de levedo é largamente empregado no Brasil. É uma evolução do processo desenvolvido na década de 30 pelo engenheiro Boinot nas Usinas de Melle, na França. Um fluxograma simplificado do processo é apresentado na figura abaixo:

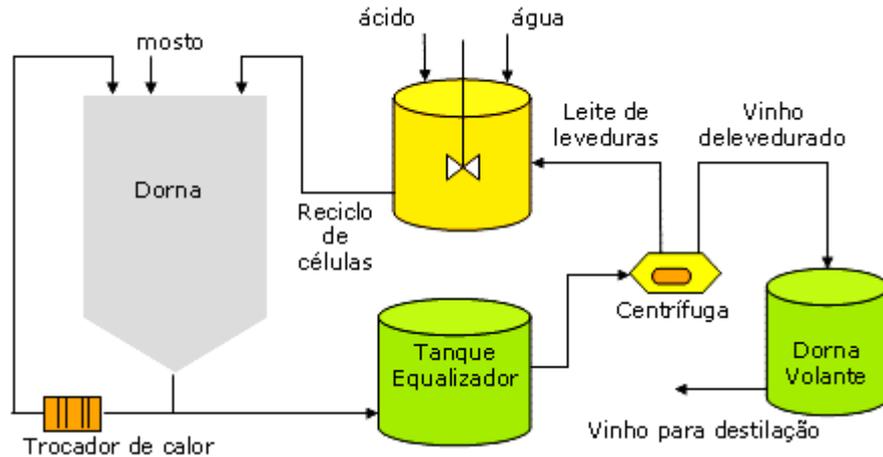


Figura 4.2.1 – Fluxograma da Batelada Alimentada (Melle Boinot)

No processo de fabricação do etanol, emprega-se um conjunto de dornas, independentes, como mostra a figura abaixo:

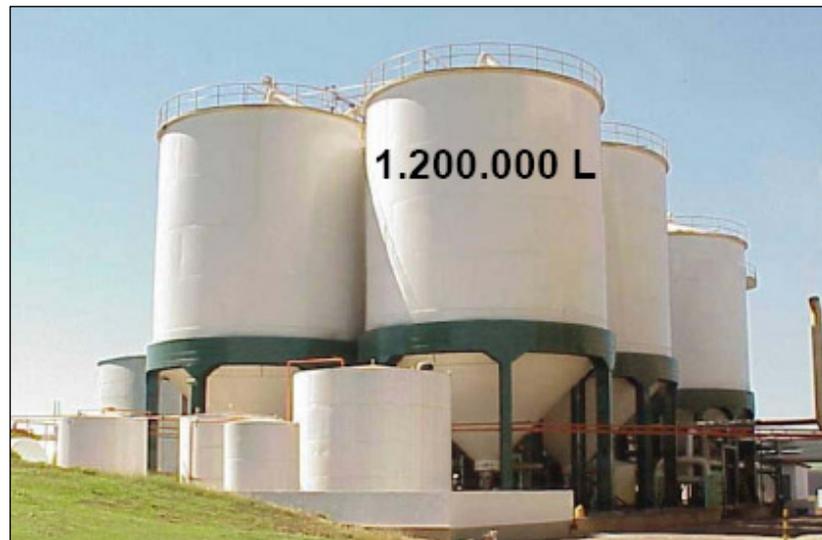


Figura 4.2.2 – Conjunto de Dornas na Fermentação Batelada

No início da fermentação, as dornas são inoculadas com pé-de-cuba e o mosto é alimentado com uma vazão definida de modo a minimizar os efeitos de inibição pela alta concentração de açúcar do mosto.

O processo é de batelada alimentada, visto que as dornas industriais não podem ser carregadas em intervalos de tempo reduzidos. A fermentação do mosto ocorre durante a alimentação da dorna, e continua após o término do enchimento da mesma, terminando quando o teor de açúcares fermentescíveis (ou ART) se torna desprezível (CARIOCA & ARORA, 1984).

O processo na década de 1970 apresentava um rendimento da ordem de 75-80% e foi aperfeiçoado a partir de 1980, com maior controle laboratorial e das condições de processo e otimização das centrífugas. O processo pode apresentar diferentes variantes, mas uma descrição típica pode ser a seguinte.

“O caldo de cana é aquecido a uma temperatura da ordem de 110°C, passa pelo processo de clarificação, é enviado aos pré-evaporadores para sua concentração, sendo a seguir misturado com o melaço, formando o mosto.

A seguir o mosto é resfriado para uma temperatura da ordem de 30°C em trocadores de calor e enviado para a dorna de fermentação, a qual já contém o inóculo (fermento tratado reciclado das cubas de tratamento de fermento, proveniente de fermentações prévias).

A alimentação deste mosto à dorna é realizada numa vazão tal que o tempo de enchimento se situa normalmente em torno de 4 a 5 horas. Após o enchimento, a fermentação continua pelo processo batelada comum até completar a conversão dos açúcares fermentescíveis (tempo este denominado algumas vezes de tempo de morte da dorna, variando de 4 a 7 horas).

Terminada a fermentação, o mosto fermentado, denominado de vinho ou vinho bruto (em alguns países, cerveja, especialmente para mostos com menores teores de etanol) é encaminhado para uma dorna volante de vinho bruto e segue para as centrífugas para separação do fermento.

O vinho delevedurado (centrifugado) é enviado às colunas de destilação, enquanto o creme ou leite de leveduras vai para a cuba de tratamento. O processo de tratamento ácido do leite de levedura, às vezes denominado de pré-fermentação, varia bastante, conforme a unidade produtora, mas de modo geral sofre inicialmente uma diluição com água (até a proporção de 1 parte de leite de levedura para 1 parte de água) e a seguir recebe a adição de ácido sulfúrico até atingir um pH na faixa de 2,0 a 3,0 (dependendo da indústria). A seguir, o fermento tratado vai para a cuba de descanso, onde permanece por 2,0 a 3,0 horas.

Algumas vezes é adicionado antibiótico nestas cubas para controlar a contaminação. A seguir, o fermento tratado é enviado às dornas para se iniciar outra fermentação. Este processo hoje apresenta um rendimento médio na faixa de 91-92%".

A razão entre fermento tratado e mosto, alimentados à dorna varia de empresa para empresa. Um valor referência é a relação: (volume de fermento tratado) para (volume de mosto + volume de fermento tratado) da ordem de 0,3.

Na Tabela 4.2.1, é apresentado alguns dados de um processo fermentativo em batelada alimentada com 7 dornas, conforme a figura 4.2.3, a seguir:

Tabela 4.2.1 – Dados de Processo Relativos ao Fluxograma da Figura 4.2.3

Corrente	Brix (%)	ART (%)	Pol	Pureza (%)	Vazão (m ³ /h)	Levedura (%)	(m ³) por dorna	Álcool (%)	pH
Caldo	18	-	15	83,3	200	-	382,4	-	-
Água	-	-	-	-	94	-	179,7	-	-
Melaço	-	-	-	54	46	-	87,9	-	-
Mosto	22	18	-	-	340	-	650	-	-
Fermento Tratado	-	-	-	-	120	30	250	5,5	2,5
Vinho Bruto	-	0,18	-	-	450	10	900	10	-
Creme	-	-	-	-	30	70	-	10	4,0
Vinho centrifugado	-	-	-	-	420	0,2	725	10	4,0

Na figura 4.2.3 é apresentado o esquema de funcionamento de uma unidade produtora de etanol, que utiliza 7 dornas de fermentação em processo batelada alimentada.

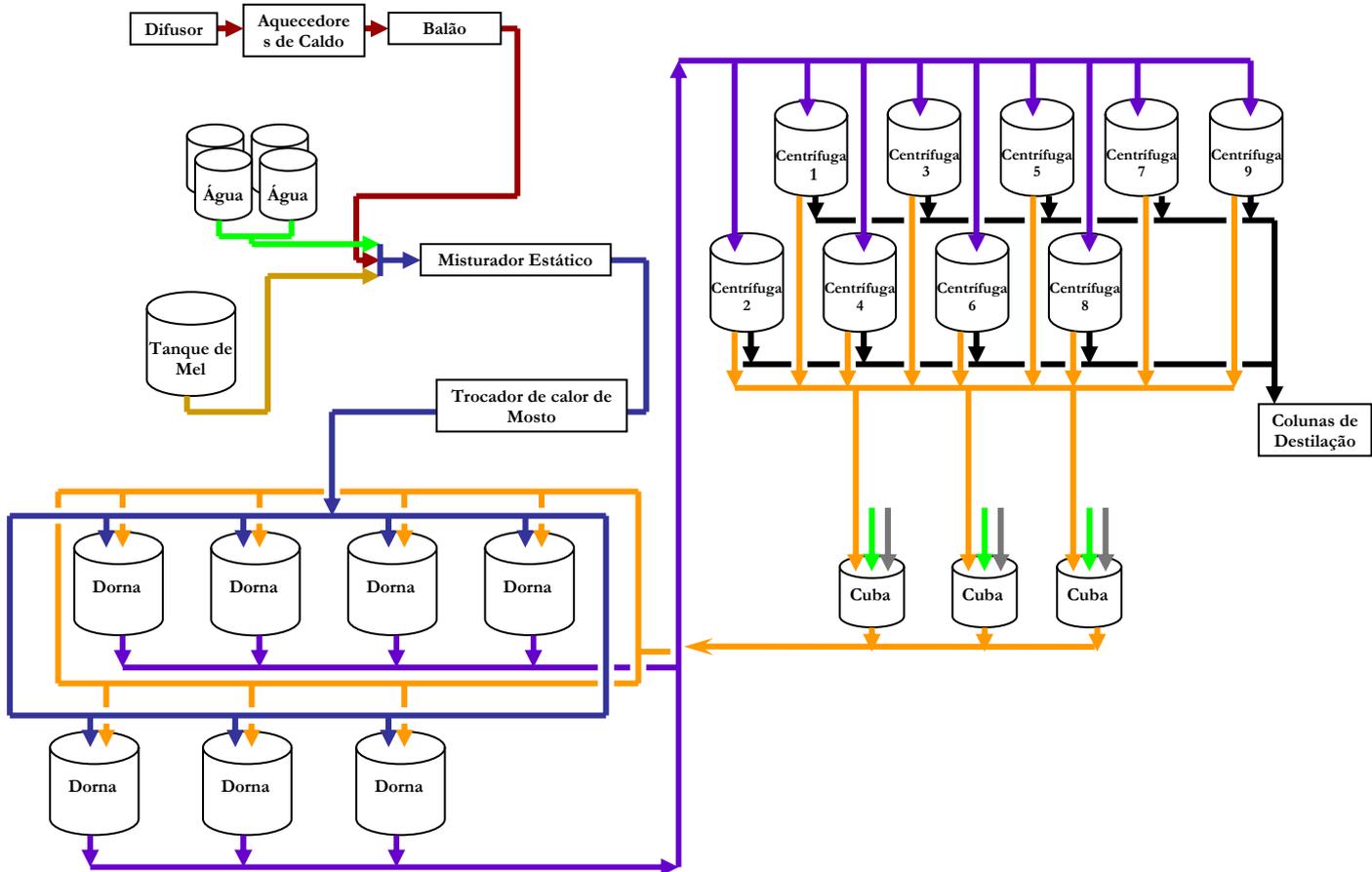


Figura 4.2.3 – Fluxograma da Produção de Etanol

Neste processo (Figura 4.2.3), a faixa usual de pH nas cubas é de 2,5 a 3,0, sendo o limite inferior de pH admitido igual a 2,2, dependendo do grau de contaminação. Nesta empresa é preparada uma solução de ácido sulfúrico diluído em água e esta solução e o creme de levedura são adicionados simultaneamente à cuba de tratamento.

A relação entre (fermento tratado) para (fermento tratado + mosto) na dorna é $250/900 = 0,28$. Observe que o creme de levedura a 70%, após tratamento nas cubas produz o fermento tratado a 30%.

É bom salientar que o tratamento ácido pode variar bastante de usina para usina. Outro detalhe é que na prática, o tratamento ácido atinge um valor de pH que depende do grau de contaminação existente. Uma outra variante é o leite de leveduras passar por um tratamento ácido nas cubas após a centrifugação, e a seguir diluir o fermento com água sob agitação por 2 a 4 horas, após tratamento com ácido sulfúrico até pH 2 a 3,5.

Após a fermentação do meio, descarrega-se a dorna e o mosto fermentado é armazenado em um tanque equalizador. Este tanque é necessário, para garantir a operação de centrifugação, que é feita de forma contínua em uma série de centrifugas.

Na centrifugação obtém-se uma suspensão de microrganismos de alta concentração – o leite de leveduras (10 – 20% do vinho fermentado), e o vinho delevedurado (80 – 90%). O vinho centrifugado (delevedurado) é armazenado na dorna volante para posterior destilação.

A diluição final recomendada pela maioria dos técnicos é de 50%, (diluição 1:1), ou seja, que o leite de levedura fique a uma concentração de aproximadamente 30% (massa) de sólidos (células de leveduras em sua maioria). A Figura 3.4 mostra uma foto de uma cuba de tratamento sob agitação.



Figura 4.2.4 – Tratamento do Fermento na Cuba (Processo de Agitação)

O tratamento visa eliminação de células inativas e contaminantes. Após o tratamento das células, estas são usadas para inocular outra dorna, alimentando com novo mosto. 54

Se bem conduzido, o processo de recirculação evita o uso durante a safra de novo pé-de-cuba. Este fato reduz muito o tempo de fermentação, pois o substrato entra em contato com uma elevada concentração de células, entrando na fase tumultuosa do processo fermentativo.

Segundo Finguerut, os parâmetros principais de um processo batelada alimentada se situam próximos a:

- **Teor alcoólico final no vinho fermentado:** 9 °GL (% vol)
- **Teor de fermento final:** 13% (v/v) ($\sim 5 \cdot 10^8$ cels/mL)
- **Tempo de Fermentação:** 6-11 h
- **Rendimento:** 91%
- **Temperatura:** 34-36 °C.

Segundo Andrietta, valores típicos do balanço de células na centrífuga, são apresentados na figura 4.2.5.

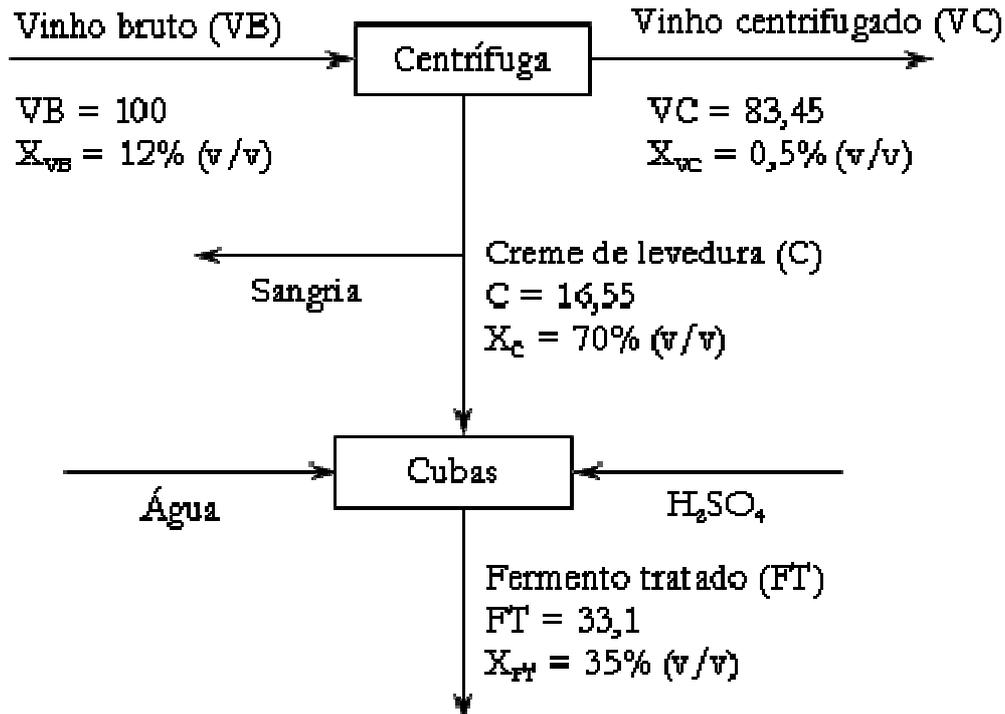


Figura 4.2.5 – Tratamento Ácido típico (sem considerar Sangria)

Dependendo dos interesses da empresa, e também de dados de processo, especialmente se ocorre alto crescimento celular, pode haver um excedente de levedura, e neste caso ocorrer uma sangria de parte do leite de levedura, conforme Figura 3.5, sendo este excedente desidratado e vendido para várias finalidades, tais como para formulação de rações.

Segundo Amorim (2005), o excesso de fermento nas dornas (acima de 15%) pode esgotar os nutrientes mais rapidamente, causando decréscimo da viabilidade, aumento do consumo de ácido e redução do rendimento da fermentação.

Assim considera um teor ótimo nas dornas em torno dos 12%. Considera também que o teor de levedo no creme deve se situar entre 70 e 80% (v/v) e no vinho centrifugado deve ficar abaixo de 0,5%. Uma sangria de 10% implica nos melhores resultados. Desta forma uma recirculação de 90% do fermento é considerada ótima.

4.2.1 Requisitos de Equipamentos no Processo Batelada Alimentada

a) Dornas de fermentação: normalmente são necessários de 7 a 10 m³ de dorna por m³ de álcool produzido por dia.

b) Trocadores de Calor para Resfriamento: nas dornas menores (≤ 100 m³) pode-se usar serpentinas de cobre (0,6 a 1 m²/m³ de dorna). Nas dornas maiores, usar trocadores de calor de placas (0,15 a 0,6 m²/m³ de dorna), conectadas com as dornas através de bomba de circulação de vinho.

Resfriamento do Mosto

Faz-se o resfriamento do mosto com o objetivo de diminuir a temperatura do mesmo, de 65°C para 28°C à 32°C.

Isto se faz necessário para evitar que a elevação da temperatura venha a afetar o processo de fermentação, possibilitando a proliferação de contaminantes, tornando o meio inadequado para o desenvolvimento do processo, chegando até a prejudicar o rendimento do mesmo. Utiliza-se trocadores de calor a placas por apresentarem uma boa eficiência, mas apresentam os seguintes inconvenientes:

- É um ponto crítico de contaminação do mosto/ fermentação.
- Baixa velocidade do mosto.
- Propicia incrustações nas placas.
- Focos de contaminação, principalmente bactérias.
- Dificuldade de assepsia.
- Formação de Biofilme (contaminação bacteriana). Quando existe população bacteriana suficiente, além do biofilme existente, são secretados polímeros, que incrustam nas placas.

Goma (biofilme)

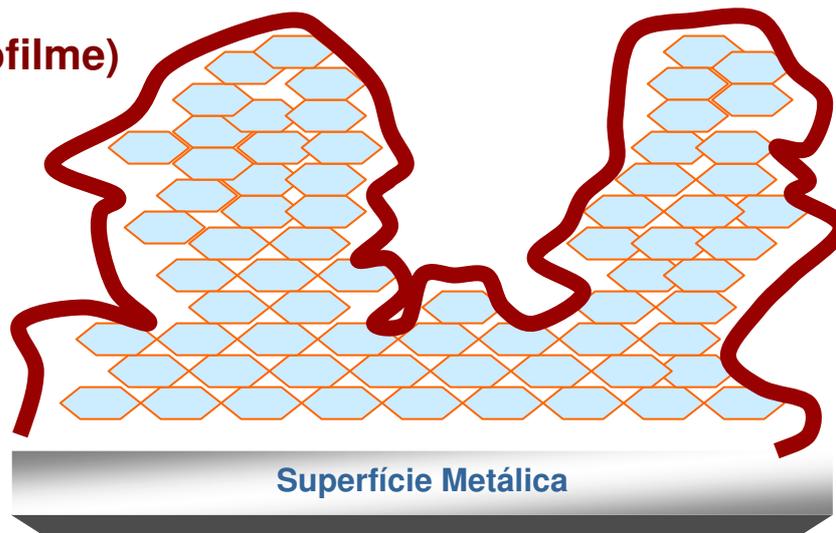
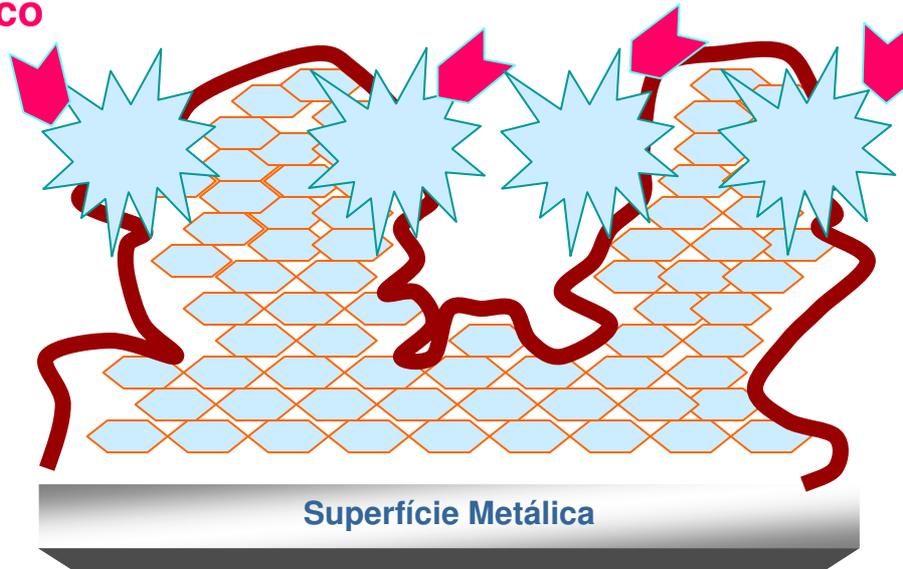


Figura 4.2.1 (a) – Formação do Biofilme

Antibiótico**Figura 4.2.2 (b) – Resistência do Biofilme**

A “goma” produzida protege as bactérias dos fatores adversos (antibióticos e produtos químicos).

c) Tanques de Tratamento Ácido: em geral em número de 3 ou 4, cada um com volume de 35 a 50% daquele da dorna.

d) Centrífugas: 4 a 6, com capacidade volumétrica correspondente à vazão média de vinho, considerando que pelo menos uma máquina estará sempre em limpeza ou manutenção.

e) Dorna volante: no mínimo uma, com volume igual ao da dorna de fermentação.

4.2.2 Dimensionamento de Dornas

O volume de dornas deve atender à máxima produção de álcool projetada, considerando o tempo total do ciclo, que é a soma do tempo de alimentação, de fermentação, tempo de pós-fermentação (tempo de espera para início da centrifugação), do tempo de turbinagem (descarga), tempo de limpeza, tempo de tratamento ácido.

No volume das dornas deve ser previsto o espaço para o gás preso (hold-up), espaço para espumas e espaço para eventuais acessórios, como serpentinas de resfriamento. Pode-se considerar um aproveitamento de 90% da dorna (volume útil).

Considerando um teor alcoólico de 8°GL no vinho fermentado, para a produção de 1 m³ de etanol anidro (100%), vem que:

8 % 1 m³

100% V_B

V_B = 12,5 m³

$$\text{Volume de vinho centrifugado} = \frac{100}{^{\circ}\text{GL}_{\text{VB}}} = \frac{100}{8} = \frac{1}{0,08} = 12,5\text{m}^3$$

Supondo um teor de fermento no vinho fermentado igual a 12% (em volume), um teor de fermento de 1% no vinho centrifugado (delevedurado) e 70% no leite de levedura, o volume de vinho fermentado será:

$$V_B = \frac{F_L - F_{VC}}{F_L - F_{VB}} \times V_C = \frac{70-1}{70-12} \times V_C = 1,19V_C$$

Portanto para produzir 1 m³ de álcool anidro será necessário um volume de vinho fermentado de:

$$V_B = 1,19 \times 12,5 = 14,875 \text{ m}^3$$

Para um tempo total de ciclo de 12 horas, cada dorna funcionará:

$$\frac{24 \text{ h}}{12 \text{ h}} = 2 \text{ vezes por dia}$$

Portanto o volume de dornas com 90% de volume útil, será:

$$\frac{14,875}{2 \times 0,9} = 8,263 \text{ m}^3 \text{ dornas por m}^3 \text{ de etanol anidro por dia.}$$

Para uma produção de 500 m³ de etanol anidro por dia, o volume necessário de dornas será:

$$\text{Volume de dornas} = 500 \text{ m}^3 \text{ etanol anidro} \times (8,263 \text{ m}^3 \text{ dornas} / \text{m}^3 \text{ de etanol anidro})$$

A definição do volume individual de uma dorna depende de vários fatores, mas normalmente prefere-se dornas com volumes nem muito grandes, nem muito pequenos. Considerando 8 dornas, o volume individual de cada dorna será igual a 516 m³. Deverá ser instalada mais a dorna volante, implicando um total de 9 dornas.

Segundo Finguerut, os parâmetros principais de um processo batelada alimentada se situam próximos a:

- **Teor alcoólico final no vinho fermentado:** 9 °GL (%vol)
- **Teor de fermento final:** 13% (v/v) (~5x10⁸ cels/mL)
- **Tempo de Fermentação:** 6 -11 h
- **Rendimento:** 91%
- **Temperatura:** 34-36°C.

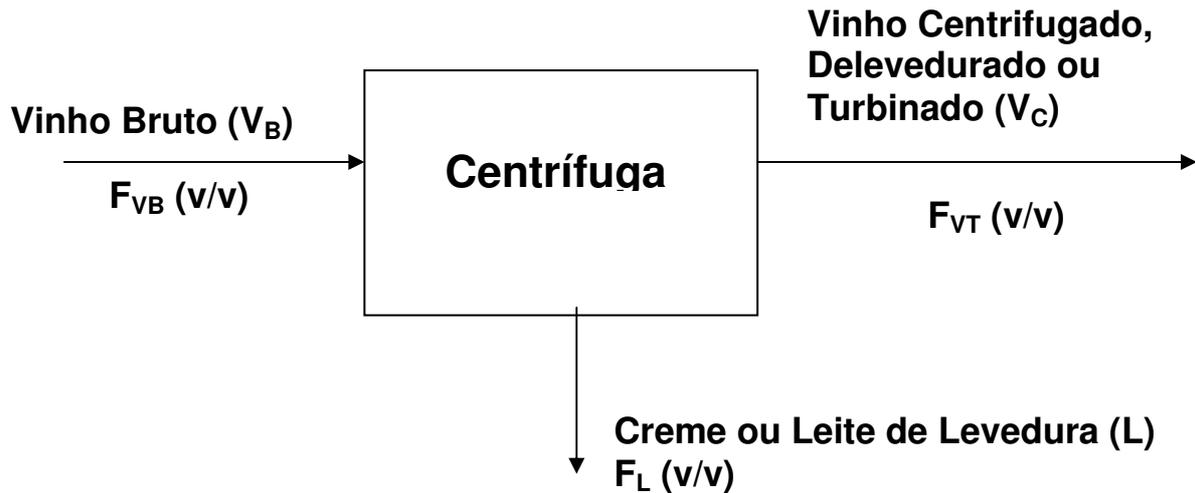


Figura 4.2.2 – Dimensionamento de Dornas

4.3 Fermentação Contínua

4.3.1 Introdução

“Uma das grandes dificuldades de se operar adequadamente um processo contínuo são variações que ocorrem nas condições operacionais, como podem ser vistas nos seis slides seguintes”. Outros fatores também podem sofrer variações, tais como temperatura, pH e outros.

O início de uso industrial da fermentação contínua data da década de 40, em países como França e Estados Unidos (Revista STAB, 1982). Porém só foi estimulado após a década de 70, com a crise do petróleo.

As primeiras instalações surgiram de adaptações no sistema batelada. Através de ligações entre as dornas existentes, o mosto passava pela série de dornas. O mosto era fermentado, saindo da base de uma dorna e entrando lateralmente pela dorna seguinte. A alimentação de mosto era feita na primeira ou na primeira e segunda dorna. O mosto fermentado na última dorna era recolhido em uma “dorna de espera” onde a redução dos açúcares era concluída.

No Brasil, os primeiros sistemas contínuos surgiram em 1965 (Revista ALCOOLbrás, ed.101, 2006), e foram intensificados posteriormente, com o Proálcool. Algumas destilarias instalavam apenas um fermentador, e outras usinas faziam adaptação no sistema batelada, como descrito anteriormente.

Segundo a Revista ALCOOLbrás (ed. 101), o primeiro sistema contínuo foi instalado em 1990, na Açúcar Guarani, porém, relata-se que em 1979, um processo trazido da França, foi instalado na Usina Santa Adelaide, no município de Dois Córregos – SP (Revista STAB, 1982).

Na fermentação contínua, adiciona-se o substrato e retira-se o produto na mesma vazão. O mosto é misturado ao fermento na primeira dorna e passará de forma contínua às demais dornas, sendo a concentração de açúcares reduzida aos poucos.

A duração da fermentação é de 8 a 14 horas resultando num vinho com 6 a 8% de álcool. O rendimento da fermentação varia de 82 a 91% em relação ao estequiométrico (LOPES, 2006).



Figura 4.3.1 (a) - Sistema Contínuo: maior parte dos processos instalados não permite assepsia das dornas



Figura 4.3.1 (b) - Formação de biofilme torna-se um foco crítico e constante de contaminação

a) Condição Típica encontrada na maior parte das Fermentações Contínuas

- Contaminação elevada;
- Floculação;
- Maior dosagem;
- Acidez excessiva no vinho;
- Significativo prejuízo;
- Necessidade de reduzir moagem;

- Queda do rendimento fermentativo;
- Inibição / morte das leveduras;
- Sobra de ART no vinho;
- Tanque de mel começa a ficar cheio

4.3.2 Um Tanque Sem Recirculação de Microrganismo

No processo contínuo de um só tanque e sem microrganismo no líquido de alimentação, a velocidade específica de crescimento é em estado estacionário igual à velocidade específica de alimentação (BORZANI *et al.*, 1975).

Na fermentação sem reciclo de células a produtividade é mais baixa do que nos processos com reciclo (CARIOCA & ARORA, 1984).

Estes autores citam ainda que trabalhos em escala laboratorial, utilizando melaço, sem borbulhamento de ar e sem reciclo, apresentaram produtividade 1,3 a 2,5 vezes maior que processo descontínuo. O processo com um tanque sem recirculação de microrganismo não é empregado na fabricação de álcool.

4.3.3 Um Tanque Com Recirculação de Microrganismo

A fermentação realiza-se em uma dorna, conforme Figura 4.1. O mosto é adicionado ao fermentador, e as leveduras são recirculadas, após serem separadas do vinho nas centrífugas e sofrerem tratamento nas cubas. Este método não supre alta demanda de álcool pelo pequeno volume representado por uma dorna e também não é utilizado em grande escala na fermentação alcoólica.

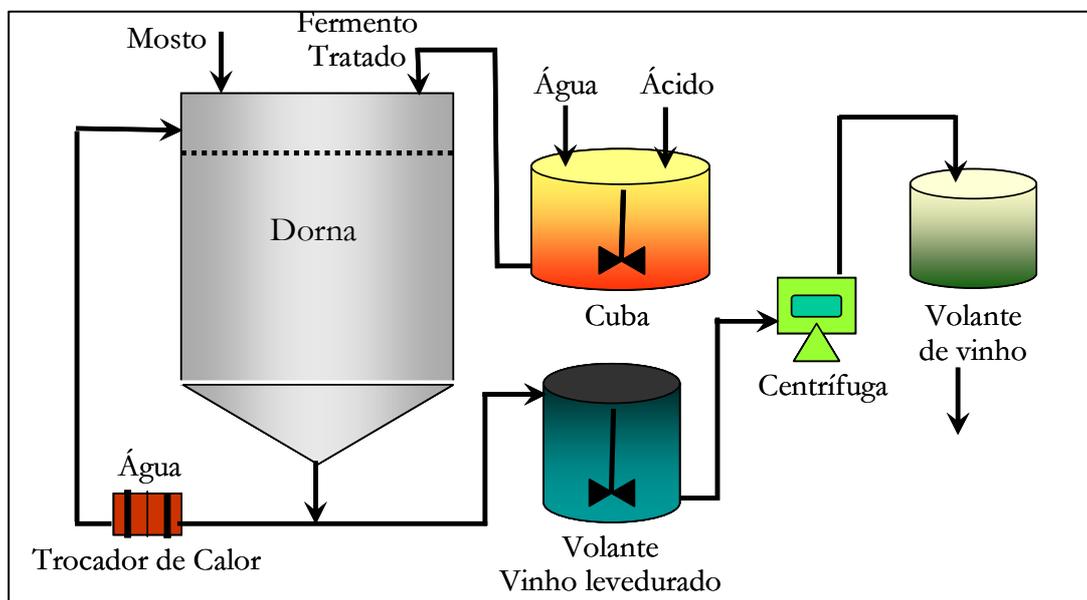


Figura 4.3.3 (a) – Representação de um Processo Contínuo com uma Dorna com Reciclo de Leveduras

4.3.4 Tanques Ligados em Série

Este tipo de fermentação contínua é a mais comum nas usinas que utilizam a fermentação contínua. O preparo do fermento é feito nas cubas (geralmente três), utilizando o leite de levedura proveniente da centrifugação ao final da última dorna. Nas cubas de diluição e tratamento ácido do fermento, pode ou não haver adição de mosto.

Na primeira dorna do conjunto, Figura 4.2, é alimentado o mosto e o fermento, permanecendo nesta dorna um tempo de residência suficiente para uma conversão desejada de ART.

O mosto em fermentação sai pelo fundo das dornas e passa por trocadores de calor para controle de temperatura em torno de 32 °C (pode apresentar uma pequena variação, dependendo da usina). O substrato em fermentação entra pelo topo ou metade da dorna seguinte. A retirada do fermento pelo fundo objetiva não acumular resíduos decantados nas dornas.

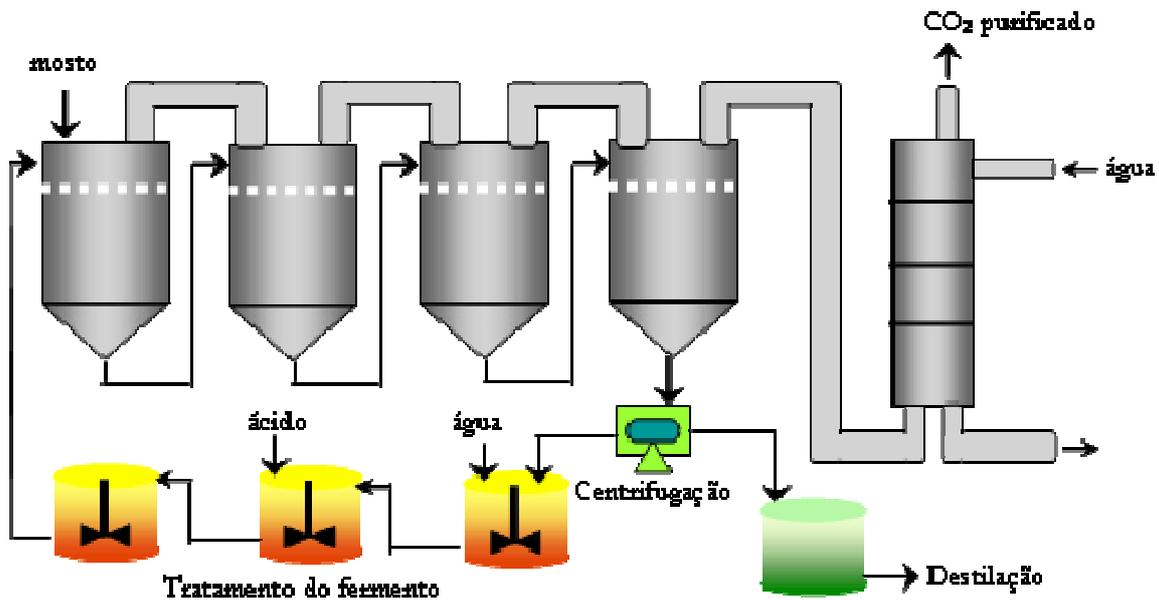


Figura 4.3.4 (a) – Processo Contínuo com Dornas Ligadas em Série

A concentração de açúcares tende a reduzir à medida que o mosto em fermentação passa pelas dornas. Dióxido de carbono e álcool evaporado são coletados e encaminhados à coluna de lavagem de gases, para a recuperação do álcool arrastado.

Após passar pela última dorna o mosto fermentado passa pelas centrífugas, onde é feita a separação do vinho e fermento. O processo de reciclo de células é feito como no método de Melle-Boinot. O fermento é tratado nas cubas, com ácido sulfúrico num pH de 2 a 3,5. Dilui-se o fermento com água sob agitação de 3 a 4 horas. Assim, o processo se reinicia. Na Figura 4.3 é apresentada uma fotografia de um conjunto de dornas em série na fermentação contínua.

No processo com reatores em série, a produtividade em etanol é superior ao processo contínuo realizado em um tanque.

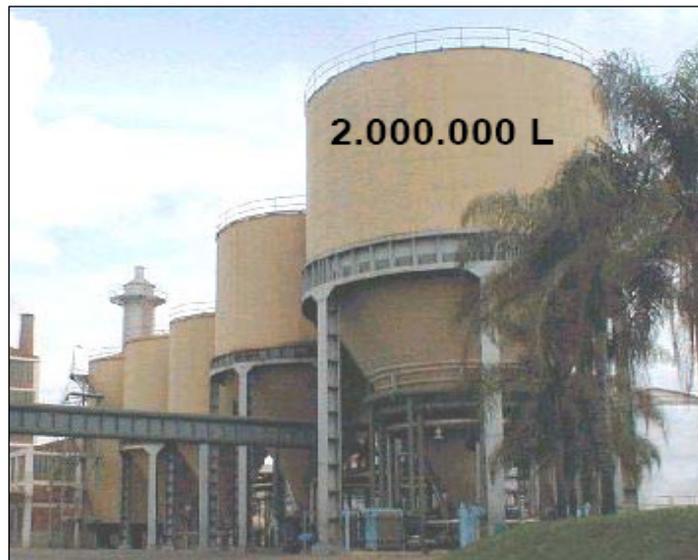


Figura 4.3.4 (b) – Conjunto de Dornas em Série na Fermentação Contínua



Figura 4.3.4 (c) – Biorreatores (Dornas) da Usina Alvorada

4.3.5 Processos de Fermentação Contínua no Brasil

a) Fermentação Contínua Fermentec

Trabalha-se com 4 - 5 dornas de fundo cônico, sendo a primeira maior que as seguintes. O volume de trabalho da primeira dorna é 70% do volume da segunda e da terceira. A entrada do mosto é pela parte superior.

Quando se opera com 6-8% de álcool na última dorna, todo o mosto e todo o fermento entram na primeira dorna. Se o teor alcoólico é de 8,5 - 10%, cerca de 70% do mosto entra na primeira dorna e 30% na segunda. Rendimento estimado 90 - 91%

Características:

- Menor custo de instalação
- Menos trocadores de calor
- Automação mais barata
- Difícil medida do rendimento
- Problemas de contaminação.

b) Fermentação Contínua Adaptada

Adaptação do sistema por batelada, unindo-se as dornas por tubulações que saem do fundo da dorna anterior e entra pelo topo da seguinte. Opera com teores alcoólicos de até 9%. Necessidade de agitação. Rendimento estimado, no máximo 90%.

Características:

- Possibilidade de ampliação sem grandes investimentos
- Mais barato automatizar que o batelada.
- Adaptação do batelada para contínuo é desaconselhável
- Difícil medir o rendimento
- Dificuldade de assepsia
- Problemas de contaminação.

c) Fermentação Contínua Copersucar

Dornas de fundo cônico. O primeiro fermentador é maior que os demais da série. O vinho sai por baixo e entra por cima na dorna seguinte. O tratamento do fermento é contínuo e em algumas destilarias efetuam decantação do caldo. Operam com teores de álcool da ordem de 8,5 - 9,0%.

Características:

- Sistema compacto e menor gasto de antiespumantes
- Automatização mais acessível
- Problemas de contaminação e assepsia
- Problema de floculação causada pelo reciclo de impurezas.

d) Fermentação Contínua UNICAMP (Andrietta)

Quatro (ou cinco) dornas de fundo cônico, sendo que o nível da primeira é mais baixo do que os das demais. O volume da primeira (que não é preenchida totalmente) é um pouco maior. As conversões alcançadas são:

- **Dorna 1:** 55 – 70%;
- **Dorna 2:** 85 – 89%;
- **Dorna 3:** 95 – 97,5;
- **Dorna 4:** 99%
- **Rendimento em etanol:** 91-92%.

Características:

- Menor investimento em refrigeração das dornas
- Menor mão de obra na operação.
- Menor investimento na automação.
- Problemas de contaminação.

Na Figura 4.3.5 (a) é apresentado um fluxograma do processo de uma unidade industrial de produção de etanol.

Existem outros processos contínuos menos usados, tais como uso de leveduras floculantes, processo Engenho Novo e outros.

Como exemplo de condições de trabalho, na Tabela 4.1, são apresentados os valores de ART, % fermento e °GL nos 5 reatores da Figura 3.24 e da Usina Alvorada, em dado momento de medição.

Tabela 4.3.5 (a) – Dados de Processo: Alvorada (A) e Unidade relativa (B)
Figura 4.3.5 (a)

Dorna	ART (A)	ART (B)	% Ferm (A)	% Ferm (B)	°GL (A)	°GL (B)
1	6,12	3,89	17	11	4,94	5,41
2	2,14	1,29	15	-	6,73	6,73
3	1,26	0,77	14	-	7,43	7,06
4	0,75	0,44	12	-	7,83	7,40
5	0,29	0,32	10	-	8,01	7,67

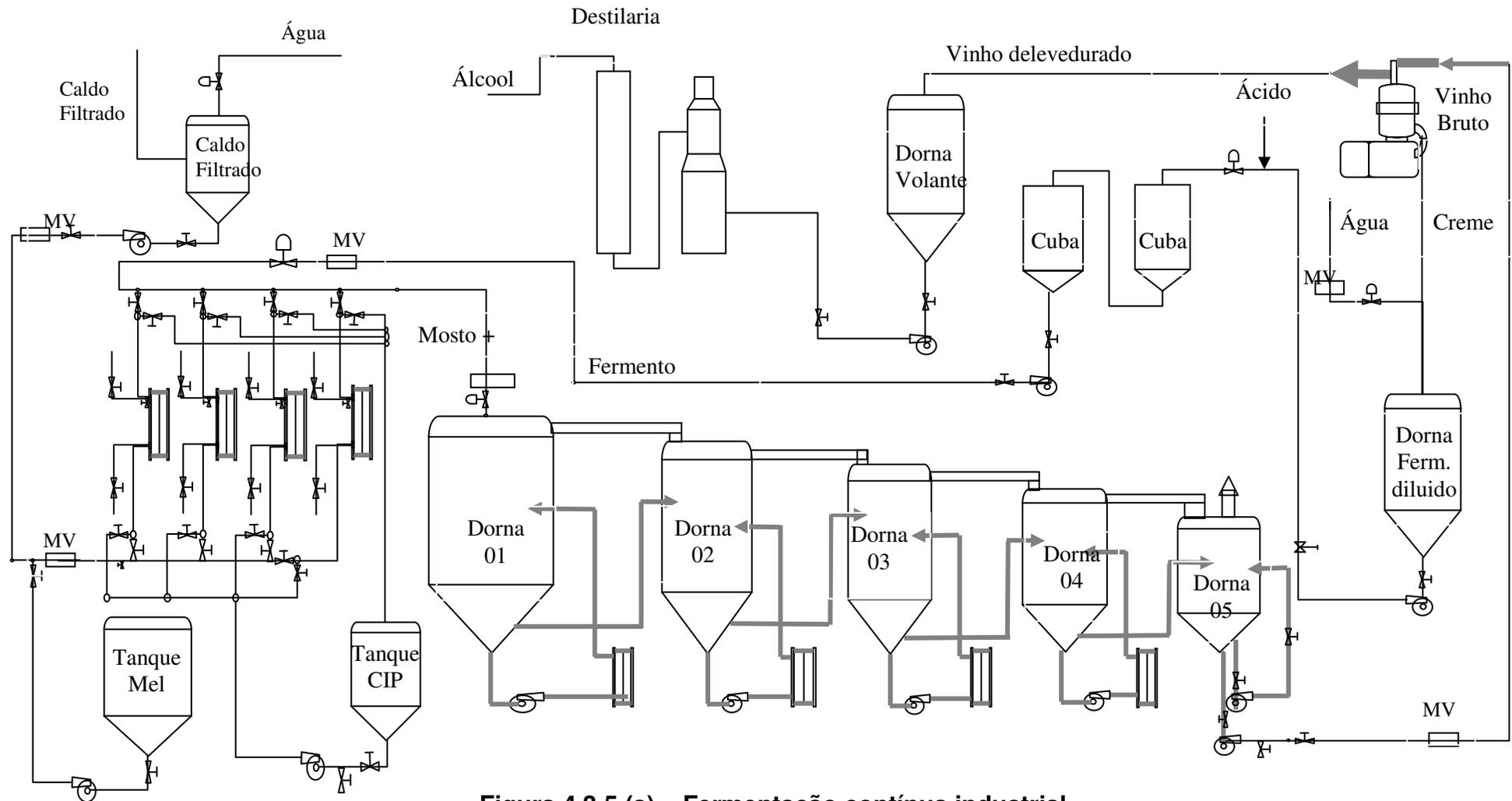


Figura 4.3.5 (a) – Fermentação contínua industrial

Como exemplo a usina Clealco, usa o processo Fermentação contínua UNICAMP (Andrietta), possui quatro biorreatores em série, sendo os volumes dos mesmos, a partir do primeiro, iguais a 601,8 m³, 413,8 m³, 331,8 m³ e 262,1 m³. Também utilizando a mesma tecnologia, tem-se a usina Alvorada, que possui cinco biorreatores, sendo o primeiro de 309 m³ e os quatro seguintes de 258 m³.

4.4 Fermentação com Levedura Floculante

Já em uso em algumas usinas. Como exemplo, a Usina Petribu Paulista, foi projetada para funcionar com a fermentação contínua e floculenta. Segundo LONGHI (2005), a fermentação contínua e floculenta proporciona ganhos no tempo e rendimento, além de gerar um menor custo de manutenção durante a entressafra.

Não ocorreram adaptações para a fermentação contínua como tem acontecido nas unidades que resolveram adotar esse sistema. Para a obtenção de bons resultados com a fermentação floculenta, é preciso utilizar uma levedura diferenciada que trabalha floculada (JornalCana, maio 2005).

O sistema pode aumentar a produtividade em 2,5 vezes em comparação ao processo contínuo tradicional e em 3 vezes ao sistema batelada. A grande vantagem é a eliminação das centrífugas. Uma unidade piloto que produz 10 mil litros de álcool por dia foi instalada na Usina da Pedra (ANDRIETTA, 2006).

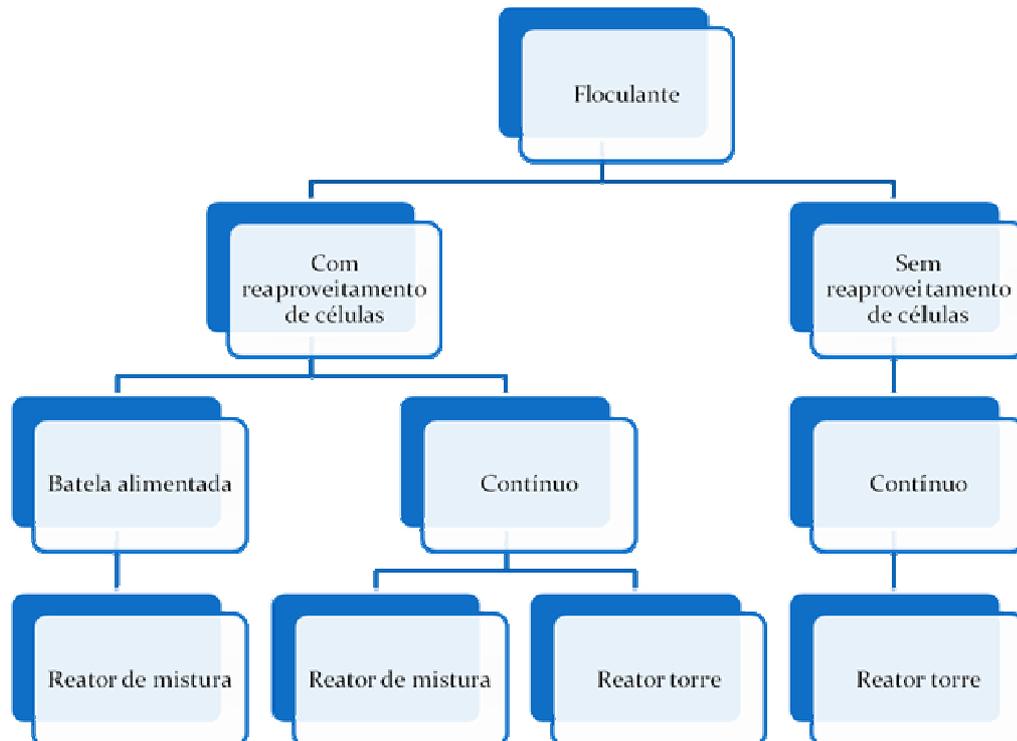


Figura 4.4.1 – Processo com Leveduras Floculantes

4.5 Separação do Etanol durante a Fermentação

Esta é uma tendência antiga, que visa diminuir o efeito inibitório do etanol à medida que é formado (inibição pelo produto), que ainda se encontra em fase

de pesquisas. Vários processos tem sido propostos, tanto a nível de laboratório como em escala piloto, tais como o processo biostil, desenvolvido na década de 1970.

Ainda hoje os trabalhos relacionados à separação de álcool do meio fermentativo continuam a serem realizados. Um exemplo é o sistema evaporativo a vácuo que visa triplicar a produtividade em dornas de fermentação alcoólica, e reduzir custos no processo industrial (ATALA, 2005).

No processo, o etanol, sendo mais volátil, ao entrar em ambiente de baixa pressão, evapora e passa para o condensador. Quando o caldo rico em etanol entra num tanque flash, uma fração do álcool evapora e é condensada em outro reservatório.

O álcool sai do processo de evaporação com uma concentração intermediária de 50° GL (ou 50%), enquanto que no processo tradicional este valor gira em torno de 9% ou 10%. Não é necessária a primeira coluna de destilação, havendo economia de energia no processo (MAUGERI, 2006).

A retirada do etanol (fator inibidor) permite alimentar o fermentador com mais açúcar. Um caldo mais concentrado leva à produção de menos vinhaça, três vezes menos (MAUGERI, 2006).

Há eliminação da necessidade de resfriamento das dornas. O sistema aproveita a propriedade do calor de evaporação: o álcool, quando evapora, retira calor do meio, o que elimina a necessidade de trocadores de calor, a temperatura se auto-regula (ATALA, 2005).

O processo é totalmente controlado por computador, utilizando um software que permite tomada de dados e controle geral do processo, inclusive da temperatura e da intensidade do vácuo – que tem relação direta com a concentração de álcool.

Segundo MAUGERI (2006), o ganho na produtividade é três vezes superior à fermentação contínua e de quatro a cinco vezes maior que o batelada.

4.6 Comparação entre os Processos de Fermentação Batelada e Contínua

Cada unidade de produção de álcool define o tipo de fermentação de acordo com as características da planta de sua destilaria ou com as estratégias tecnológicas estabelecidas para a área industrial.

Defensores de um modelo ou outro de fermentação concordam que, a busca da eficiência na produção de etanol, impossibilita a tomada de qualquer decisão sem a adoção de rigorosos critérios técnicos (JornalCana, maio 2005). A seguir é apresentado um conjunto de informações levantadas de opiniões de vários técnicos.

Tabela 4.6.1 (a) - Vantagens e Desvantagens do Processo Contínuo em relação ao Batelada

Vantagens	Desvantagens
Maior produtividade devido à redução de tempos não produtivos;	Maior investimento inicial na planta;
Menor capacidade de: dornas, trocadores, e outros;	Possibilidade de mutações genéticas espontâneas;
Obtenção de um caldo fermentado uniforme	Maior possibilidade de contaminações, por se tratar de um

	sistema aberto, necessitando mais cuidados de assepsia;
Devido ao regime estacionário que se pode trabalhar, é possível trabalhar em condições ótimas para o microrganismo;	Dificuldade de manutenção de homogeneidade no reator, principalmente quando se trabalha com grandes volumes e baixas vazões;
Possibilidade de associação com outras operações contínuas (destilação).	Menor flexibilidade e menor robustez em relação ao processo batelada
	Dificuldade de operação em estado estacionário;

a) Contaminação Bacteriana

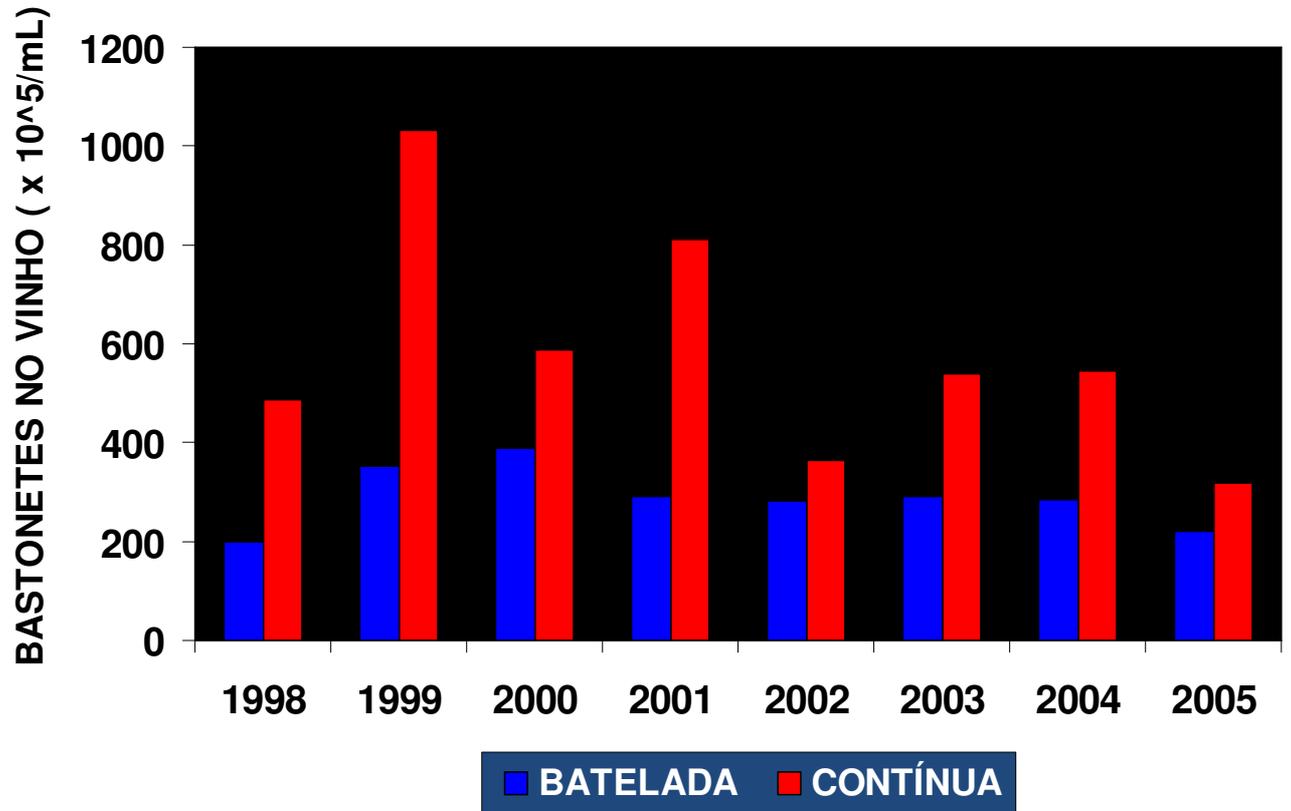
Hoje temos números que demonstram a importância dos níveis de contaminação no vinho e o rendimento da fermentação.

Na batelada, somente conseguimos ultrapassar a barreira dos 90% de rendimento, com a redução da contaminação para níveis de 10^6 /mL e trabalhar com teores de álcool acima de 8,5%.

Tabela 4.6.1 (b) – Evolução no Controle da Contaminação Bacteriana

Década	Níveis de Contaminação	Rendimento da Fermentação (Máximo)
1970	10^8	88,0 %
1980	10^7	90,0 %
1990	10^6	91,0 – 92,0 %
2000	$10^4 - 10^5$	92,5 %

b) Bastonetes no Vinho

Figura 4.6.1 (a) – Bastonetes no Vinho (x 10⁵ / mL)

c) Antibióticos

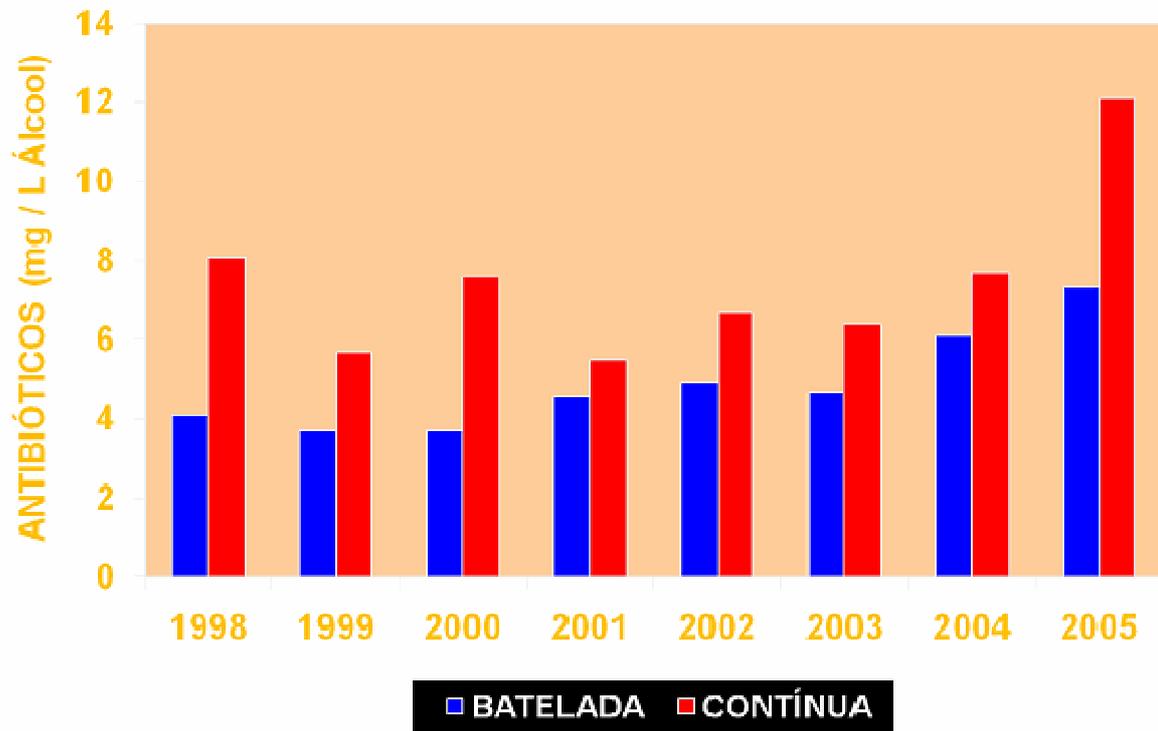


Figura 4.6.1 (b) – Antibióticos (mg/L álcool)

d) Consumo de Ácido

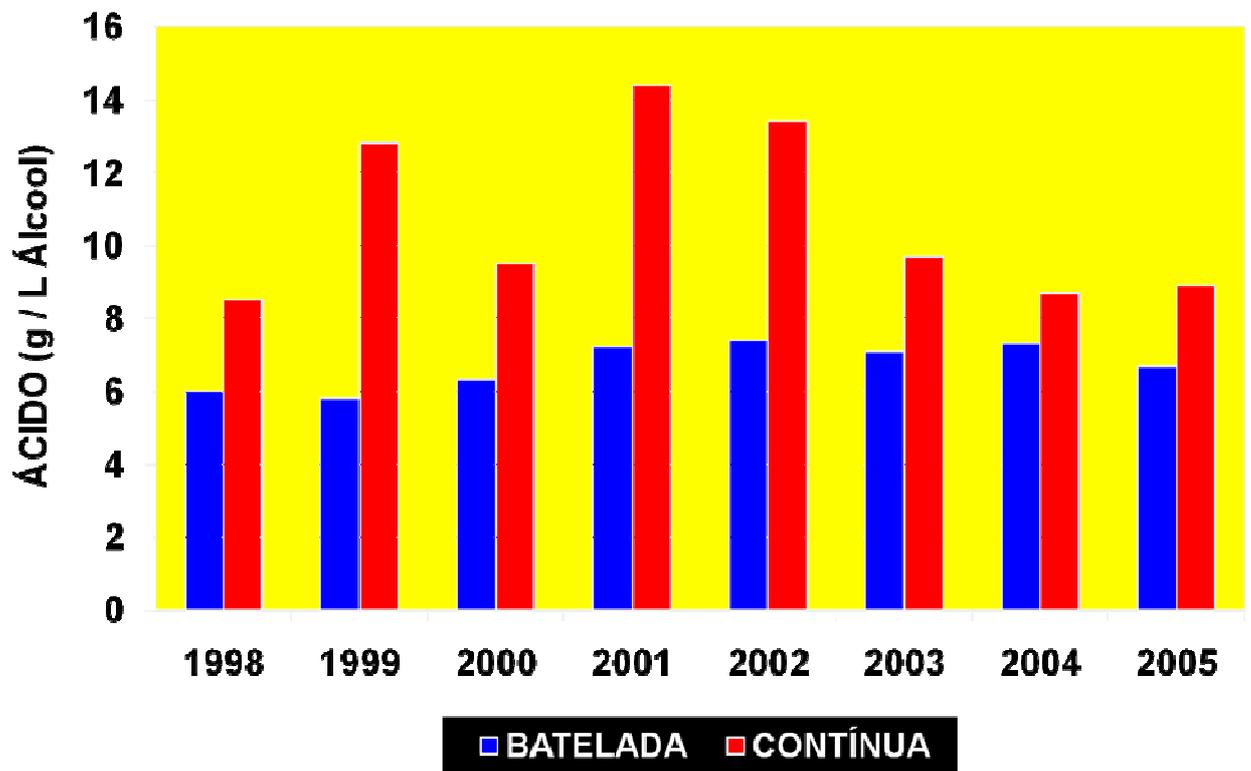


Figura 4.6.1 (c) – Consumo de Ácido (g/L álcool)
e) Taxa de Permanência das Leveduras Seleccionadas

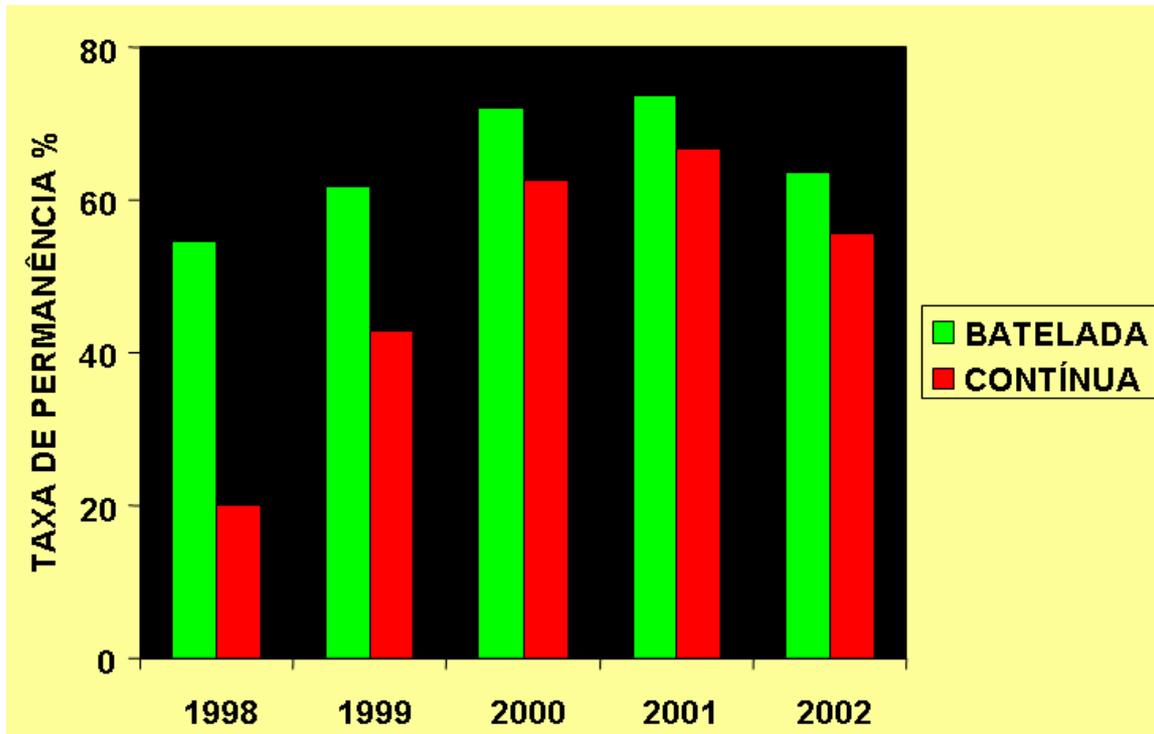


Figura 4.6.1 (d) – Taxa de Permanência das Leveduras Seleccionadas

Observação: Representa a porcentagem das destilarias nas quais as leveduras selecionadas foram introduzidas e encontradas até 230 dias após o início da safra.

4.6.1 Relação com Operadores

Uma das maiores dificuldades de implantação de um novo sistema tem relação com os operadores. Há grande conservadorismo quanto ao sistema batelada. O sistema contínuo exige menor mão de obra, logo muitos operadores afirmam que o processo é falho, ou tentam aplicar conhecimentos que possuíam no novo sistema. Não há como evitar comparações quanto ao sistema antigo quando surgem problemas de contaminação, por exemplo.

A fermentação contínuo exige menor número de trabalhadores, mas esses profissionais devem ser capacitados para detectar falhas operacionais no sistema com rapidez. A correção de um problema pode demorar seis horas, e durante este tempo há perda de açúcares (ANDRIETTA, 2006).

4.6.2 Custo

O menor custo da fermentação contínuo está associado aos gastos operacionais reduzidos e ao investimento mais baixo para a implantação do sistema.

Utiliza-se menor volume de dornas (LOPES, 2006). Há economia de 30 a 40% no custo do reator (ANDRIETTA, 2006). As dornas no sistema contínuo

têm diâmetro grande, porém o volume menor proporciona menor pressão no solo, o que diminui o custo com obra civil (Revista STAB, 1982).

O sistema contínuo requer metade do número de trocadores de calor (ANDRIETTA, 2006).

A redução quanto à aplicação de insumos (quando bem operado) e a redução da mão de obra também influenciam no custo do sistema contínuo. Como não é feita lavagem de dornas como no sistema batelada, há menor gasto com água.

É necessária uma dorna pulmão no sistema batelada para equalizar as centrífugas, pois estas trabalham de forma contínua (LOPES, 2006), aumentando o número de equipamentos.

Segundo GODOY (2006), no decorrer das safras o custo da fermentação contínua é aumentado devido aos baixos rendimentos e dificuldades operacionais. Os gastos com insumo são elevados, pois há grande dificuldade em controlar a contaminação na fermentação contínua.

4.6.3 Problemas de Contaminação

A fermentação contínua é de difícil esterilização. Além disso, o microrganismo pode sofrer mutações genéticas. Este microrganismo se desenvolve de maneira mais satisfatória que o original, substituindo-o (BORZANI *et al.*, 1975).

A contaminação do meio fermentativo causa transtorno em qualquer um dos dois tipos de fermentação. Porém na fermentação contínua, é mais difícil de ser controlada. Na fermentação batelada, a infecção é tratada onde ocorre o foco e a limpeza é feita por ciclo, o que diminui as possibilidades de contaminação. Na contínua, como a dorna trabalha cheia, não há assepsia constante. O processo é mais dinâmico e exige atenção maior.

Na contínua, quando ocorre a contaminação, é necessário correção de todo o sistema. No sistema descontínuo há perda de uma dorna, sendo este tipo a melhor opção para unidades que não tenham elevado grau de especialização em seu processo de produção.

É necessário adotar medidas preventivas para evitar o risco de contaminação. Ações como, controle da qualidade da matéria prima, controle da temperatura, assepsia da indústria e capacitação profissional, devem ser visados.

4.6.4 Automação

A Fermentação contínua apresenta maior facilidade de controles automáticos e pode ser associada a outras operações contínuas da linha de fabricação (BORZANI *et al.*, 1975).

Para COGHI (2006), há uma melhoria no controle de custos e manutenção quando se automatiza os diferentes processos de uma usina.

Nos processos em geral, a automação ajuda a otimizar o processo, a produção e melhora a segurança operacional. Os custos de produção podem ser minimizados, por exemplo, com a redução no uso de insumos.

O processo automatizado torna-se mais estável, o que origina produtos mais padronizados. Quando a fermentação é feita em volume constante, as leveduras ficam menos expostas a choques ao passar de uma dorna a outra.

4.6.5 Teor Alcoólico Final

A produção de mais álcool na unidade de tempo:

- Afeta outros sistemas da fermentação em vista do aumento da densidade do vinho
- O teor alcoólico médio do vinho é em torno de 8,5% (vol) há mais de dez anos e pode ser melhorado. Existem usinas que ultrapassam os 10%, com as mesmas leveduras atuais e no processo interligado de açúcar e álcool
- Maior teor alcoólico final exige maior capacidade de resfriamento

Teores muito altos implica:

- Evaporação do caldo
- Tempo de fermentação mais longo
- Reciclo
- Benefícios: redução de vinhaça

4.6.6 Tempo de Fermentação

- **Tempos muito longos**
 - ✓ Baixa vazão de CO²
 - ✓ Necessidade de agitação
- **Tempos muito curtos**
 - ✓ Alta vazão de CO²
 - ✓ Muita espuma
- **O tempo de fermentação incide diretamente no tamanho da instalação:**
 - ✓ Maior dificuldade de resfriamento
 - ✓ Rendimento e formação de glicerol

4.6.7 Destilação

- **Consumo de vapor:** 3 – 5 kg/L de etanol

- **Rendimento:** >99,9%
- **Resíduos: vinhaça** 12 – 15 L/L de etanol
- **Consumo de água:** 100 – 120 L/L etanol a 96°GL e 140 – 170 L/L etanol a 99,2°GL
- **Desidratação:** destilação azeotrópica (ciclohexano) ou extrativa (monoetilenoglicol) ou peneiras moleculares.

4.6.8 Tamanho

A necessidade do sistema contínuo deve-se ao fato do aumento de produção. Devido à redução dos tempos não produtivos (limpeza, carga), o processo contínuo leva a instalações de menor capacidade, para uma mesma produção diária (BORZANI *et al*, 1975).

Com o aumento da demanda por álcool, o sistema batelada necessita de instalações excessivamente grandes.

4.6.9 Batelada x Contínua

As Tabelas 4.7.6 (a) e 4.7.6 (b) apresentam vantagens e desvantagens com relação aos sistemas de fermentação alcoólica batelada e contínuos.

Tabela 4.6.9 (a) – Vantagens e Desvantagens do Sistema Batelada

Fermentação Batelada	
Vantagens	Desvantagens
Sistema mais robusto frente a possíveis paradas e imprevistos na fábrica	Custo maior com equipamentos
Reinício fácil da produção sem renovação do fermento	Microrganismo não apresenta alta atividade, pois não trabalha continuamente
Menor risco de contaminação pela limpeza após cada ciclo de fermentação na dorna	Maior consumo de água
Indicado para processos sem controle minucioso	Dificuldade na automatização

Tabela 4.6.9 (b) – Vantagens e Desvantagens do Sistema Contínuo

Fermentação Contínua	
Vantagens	Desvantagens
Melhor em termos de engenharia	Menos flexível frente a alterações no processo, como composição da matéria prima
Reinício fácil da produção sem renovação do fermento	Dificuldade em medir o rendimento
Estado estacionário, trabalha-se por isso em condições ótimas para o microrganismo durante o processo.	Choques ao passar a levedura pelas dornas em série, pois há diferença na concentração alcoólica, de açúcares, e na temperatura
Estado estacionário permite uniformidade maior dos produtos	Maior risco de contaminação por não haver freqüente limpeza das dornas
Facilidade operacional	Mais dinâmico, exige atenção redobrada

A fermentação contínua é favorável na implantação de novos projetos, pois apresenta menor custo, facilidade operacional e rendimento elevado (RIBEIRO, 2005).

Segundo artigo da revista ALCOOLbrás (2006), a Fermentec testou em safras passadas o desempenho de cada tipo de fermentação. Os parâmetros avaliados eram: contaminação do vinho bruto, consumo de antibióticos e antiespumantes. O rendimento geral da destilaria para os dois processos fermentativos está apresentado na Figura 3.25, dados dos outros parâmetros não foram obtidos para enriquecer a comparação neste trabalho.

Os clientes da empresa Fermentec obtiveram 92,5% de rendimento fermentativo nos sistemas bateladas e 90% nos processos contínuos, Figura 3.26. As condições atuais nas quais as usinas operam estão mais favoráveis ao sistema batelada (GODOY, 2006).

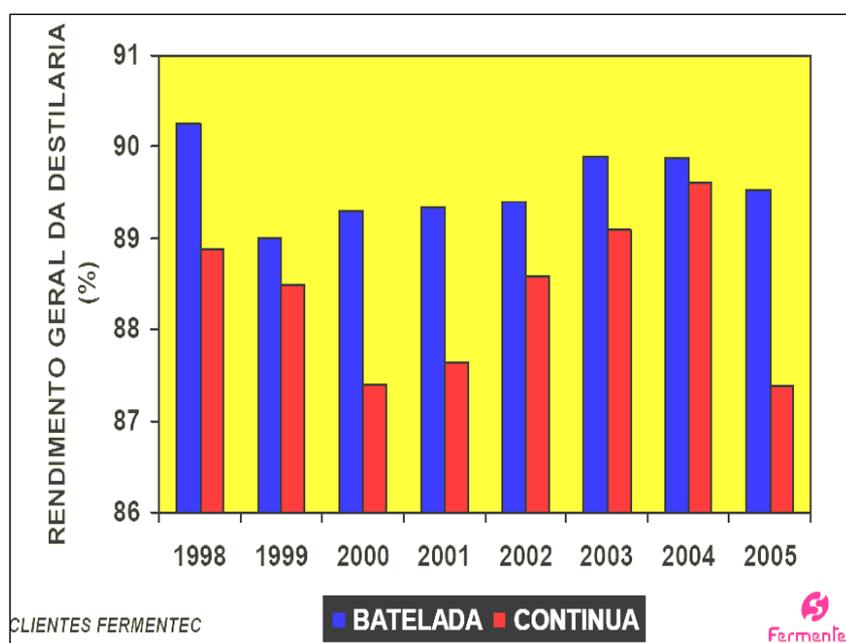


Figura 4.6.9 - Comparação de Rendimentos segundo Clientes da Fermentec
(Fonte: FERMENTEC, 2006)

Nos EUA há grande preferência pelo sistema batelada. As cervejarias também preferem fermentar de modo batelada (ALCOOLbrás, abril 2006).

4.6.10 Estatísticas

Segundo AMORIM (2006), o sistema contínuo representou 35% do volume de etanol fabricado no Brasil.

Quando o Proálcool foi criado em 1975, priorizava-se a cana para a produção de combustível. Ao anexar uma destilaria à fábrica de açúcar os riscos de contaminação são maiores. Devido à falta de controle do processo muitas usinas retornaram ou mudaram para o sistema batelada (Revista ALCOOLbrás, ed.101, 2006).

Atualmente o sistema contínuo seria responsável pela produção de 25 a 30% do álcool brasileiro (Revista ALCOOLbrás, ed.101, 2006).

Segundo FINGUERUT, nos anos 80, aproximadamente metade do álcool da Copersucar era produzido por fermentação contínua. O CTC (Centro de Tecnologia Canavieira) pertencia a Copersucar (maior produtora nacional de álcool, Tabela 4.7.4 (a)).

Tabela 4.6.10 – Empresas Líderes na Produção de Etanol

Brasil		EUA	
Empresas	Produção Anual (milhões L)	Empresas	Produção Anual (milhões L)
Copersucar	2700	ADM	4000
Crystalsev	1030	VersaSun Energy	871
Cosan	1000	Aventine Renewable	783
São Martinho	440	Hawkeye Renewables	757
Irmãos Biagi	403	ASAlliances Biofuels	757
João Lyra	251	Abengoa Bioenergy	750
Tércio Wanderley	230	Midwest Grain	575
Nova América	200	U.S Bioenergy	549
Carlos Lyra	196	Cargill	454

O sistema contínuo chegou a ser adotado em mais de 30% das usinas. Atualmente, estaria abaixo dos 20%. Mesmo otimizado esse tipo de fermentação não tem condições, por questões técnicas, de ultrapassar o sistema de batelada. No máximo, alcançam a mesma performance (JornalCana, maio2005).

Não há estatísticas exatas quanto aos dois sistemas de fermentação. As Usinas não divulgam facilmente qual sistema de fermentação adotam.

4.6.11 Conclusão

A utilização de leveduras selecionadas, o controle de todas as etapas do processo e o ajuste da planta industrial são fatores essenciais para a obtenção de bons resultados em ambos os tipos de fermentação alcoólica, batelada e contínua. Os processos fermentativos podem ainda apresentar modificações visando melhorias, o que aumenta seu rendimento.

A mudança do processo de batelada para contínuo pode apresentar bons resultados desde que haja a otimização de todas as etapas. Deve haver melhorias na recuperação de álcool e no sistema de limpeza em operação contínua.

Fazer adaptações no sistema batelada transformando-o em contínuo nem sempre acarreta em bons resultados. O ideal é projetar um sistema para operar de modo contínuo e não fazer contínuo a partir de sistema batelada.

Ainda há muito conservadorismo quanto ao sistema batelada, e o principal motivo é a falta de mão de obra especializada nas usinas

sucroalcoleiras, principalmente em regiões afastadas dos grandes centros, como São Paulo. Sem esta, não há controle efetivo do processo, e a detecção e correção de problemas é lenta, acarretando maiores perdas do que no sistema batelada.

O estudo comparativo dos processos de fermentação contínua e em batelada é de suma importância na implantação de uma usina sucroalcooleira. A escolha do processo depende de análises de recursos disponíveis como área, mão de obra especializada, características da planta da destilaria e tecnologia disponível.

Caso não haja precisão no processo fermentativo o sistema batelada é aconselhável até pelos defensores da fermentação contínua. Com o aumento da demanda de etanol, também no mercado externo, as modernizações das unidades industriais são necessárias.

Cozimento

1. Concentração do Caldo

O objetivo da evaporação é concentrar o caldo clarificado, produzindo o xarope com uma 60 – 70º brix.

A concentração do caldo, por motivos técnicos e econômicos é realizada em duas etapas. A primeira em evaporadores de múltiplos efeitos aquecidos a vapor, produzindo xarope.

A segunda etapa realiza-se em evaporadores de simples efeito, aquecidos a vapor, denominados cozedores. Nestes o caldo entra na forma de xarope e sai na forma de massa cozida, na qual a sacarose apresenta-se parcialmente cristalizada.

1.1 Limite entre a Evaporação e o Cozimento

A evaporação é programada para que a concentração do xarope fique entre 60 e 70º brix, sendo recomendado 65º brix.

É possível obter a evaporação até 75º brix, porém os cozedores precisam de um xarope ainda capaz de dissolver os falsos cristais formados durante o início do cozimento. A evaporação é realizada em evaporadores em múltiplos efeitos por questão de economia.

Com a concentração ocorre um aumento na viscosidade do xarope, tornando mais denso e viscoso, passando a ser denominado “massa cozida”, de difícil circulação nos tubos aquecedores e de vazo a vazo. Por isso o cozimento é realizado em um evaporador de único efeito.

Quando o caldo é submetido ao processo de concentração, sua viscosidade aumenta rapidamente e concomitante com o Brix, de tal forma que, quando este alcança 70 a 80 Brix, se inicia o surgimento dos cristais de sacarose.

Nesse momento, a massa transforma-se, passando do estado líquido a um estado meio sólido, meio líquido, caracterizando a massa cozida. Esta redução de fluidez torna imperativa a mudança na forma de sua manipulação. Sua consistência não mais permite ferver esta massa em tubos de pequenos diâmetros, nem circular com facilidade de um evaporador a outro.

Assim, a evaporação nesta etapa passa a ser realizada em evaporadores de simples efeito com detalhes e adaptações efetuadas em função das características do produto a ser concentrado. Esta etapa da concentração é o cozimento.

1.2 Evaporadores de Simples Efeito (Cozedores)

- Semelhantes a um evaporador do conjunto de múltiplo efeito, são independentes e cada um acha-se ligado a um condensador e a uma bomba de vácuo;
- Trabalham em torno de 60ºC, num vácuo de 62 – 65 cm Hg;

Os cozedores têm fundo cônico, visando facilitar a descarga da massa cozida. Nessa região encontra-se a válvula de descarga. Nos múltiplo-efeito utilizam-se tubos com diâmetro interno de 27 a 46 mm, já nos cozedores utilizam diâmetros de 100 mm (4 "). O tubo central (poço central) da calandra tem diâmetro de 40% do diâmetro do corpo.

- Devem ser retos, para reduzir pontos mortos e facilitar a circulação da massa;
- Fundo o menor possível;
- Volume da calandra 1/3 do volume total da massa;
- Calandra fixa com tubos de 0,90 a 1,0 m de altura;
- Altura da massa acima da calandra:máximo de 1,5 m;
- Relação superfície/volume da ordem de $7,0 \text{ m}^2/\text{m}^3$;
- Entrada única de vapor;
- Espelho em aço inox 304, tubos em inox e paredes revestidas por chapa de inox, para evitar formação de ferrugem e reações com polifenóis, que escurecem a massa.

1.3 Concentração da Massa Cozida

O Brix da massa cozida é proveniente dos sólidos dissolvidos no licor mãe, mais o açúcar contido na massa de cristais. No cozimento, eleva-se a concentração até o máximo possível, podendo-se atingir um Brix 100, o que corresponde a 94% de matérias dissolvidas reais. Na prática, não ultrapassa 96%.

Exemplo:

Partindo de 1000 kg de caldo a 13° Brix, concentrando em múltiplo efeito até 65° Brix, a água evaporada foi de 800 kg. A seguir, no cozimento, concentrou-se até 96° Brix, evaporando nesta etapa mais 65 kg de água. A quantidade de água evaporada no múltiplo efeito é muito maior que no cozimento. Este fato contribui para a economia do processo, já que no múltiplo efeito utiliza-se vapor vegetal.

1.4 Conceitos

A solubilidade da sacarose na água aumenta rapidamente com o aumento da temperatura. A 40°C dissolve-se 2,334 kg de sacarose pura em 1 kg de água. A 80°C este valor passa para 3,703 kg de sacarose pura.

1.4.1 Caldo

Solução impura. Estas impurezas diminuem a solubilidade da sacarose. A maior influência é devida à presença de glicose e frutose. No caldo de cana, a sacarose tem seu ponto de saturação em concentração menor do que teria em solução de água pura.

1.4.2 Solubilidade (q)

$$q = \frac{\text{sacarose}}{\text{água}} = \frac{\text{brix}}{(100 - \text{brix})}$$

Solubilidade
massa de sacarose
solução saturada, a
temperatura.

Pureza (p) %	Solubilidade (s)
100	1,00
90	0,98
80	0,95
70	0,91
60	0,85
50	0,80
40	0,73
30	0,65

é a relação entre a
e água, numa
uma dada

1.4.3 Coeficiente de saturação ou Solubilidade (s)

$$s = \frac{(\text{sac.} / \text{água}) \text{ sol. sat. impura}}{(\text{sac.} / \text{água}) \text{ sol. sat. pura}} = \frac{\text{massa sac. solúvel \% sol. impura}}{\text{massa sac. solúvel \% água}}$$

A solubilidade da sacarose diminui consideravelmente na presença de açúcares redutores. É comum relacionar o valor de (s) com a pureza (p).

Tabela 1.3.1 Pureza x Solubilidade

1.4.4 Supersaturação

a) Coeficiente de Supersaturação (ss)

$$ss = \frac{(\text{sac.} / \text{água}) \text{ sol. sup. sat.}}{(\text{sac.} / \text{água}) \text{ sol. sat.}} = \frac{(\text{massa sac. \% água na sol. sup. sat.})}{(\text{massa sac. \% água na sol. sat.})}$$

b) Três regiões ou Zonas de Supersaturação

1. Metaestável: ss variando de 1,0 a 1,2. É a região mais próxima à saturação e nela não há a formação de cristais. Se forem adicionados cristais de sacarose à solução nesta região, estes crescerão, fazendo o coeficiente de supersaturação tender para o seu limite inferior, igual a 1,0.

2. Região ou Zona Intermediária: ss variando de 1,2 a 1,3. Não há também nesta zona, cristalização em ausência de cristais, mas se forem adicionados à solução, não somente estes crescerão, como haverá a formação de novos cristais e, conseqüentemente, o índice ss decrescerá.

Se a região metaestável for atingida, cessará a formação de cristais, mas continuará o crescimento dos cristais, até que o valor de ss atinja 1,0.

3. Região ou Zona Lábil: ss maior que 1,3. Nesta região haverá sempre a formação de novos cristais, quer em presença, quer em ausência de outros cristais.

No cozimento, a supersaturação do licor mãe deve permanecer na zona metaestável superior. Para caldos, a pureza influi muito nos valores de ss.

O limite superior da zona metaestável apresenta-se como uma função inversa da pureza do caldo. Para uma pureza 60, esse limite é 1,55; para pureza 70 este valor é 1,30 e para 80 atinge 1,25.

1.5 Velocidade de Cristalização

A velocidade de cristalização é função de:

a) Viscosidade

O aumento de viscosidade diminui a mobilidade e retarda a cristalização.

b) Temperatura

O aumento da temperatura implica em diminuição da viscosidade e diminuição de ss. Se T diminui, é preciso aumentar ss para manter a velocidade de cristalização. A velocidade de cristalização é a mesma nas seguintes condições: ss = 1,25 a 70°C; 1,30 a 60°C e 1,35 a 50°C; 1,40 a 40°C.

c) Coeficiente de Supersaturação (ss)

A velocidade de absorção da sacarose pelos cristais é proporcional ao quadrado da supersaturação. Na prática, o valor de ss não deve ultrapassar 1,44, acima do qual a cristalização se realiza de modo desordenado, com abundante formação de falso cristal.

d) Pureza do Licor Mãe

A velocidade de cristalização diminui rapidamente quando a pureza do licor mãe diminui. Por este motivo, um cozimento de de baixa pureza exige mais tempo que uma massa cozida de primeira.

Em valores relativos, pode-se afirmar que para uma pureza 100, tem-se uma velocidade de cristalização 100. Para uma pureza 90, a velocidade de cristalização cai pra 30 e para uma pureza 80, a velocidade cai pra 10 (Pureza = (Pol / Brix) x 100).

e) Movimentação da Massa Cozida

Aumenta a velocidade de cristalização. A pureza do licor mãe é o mais importante efeito. Massas cozidas de 3ª gastam até vários dias para cristalizar.

2. Cozimento

Com um vácuo de 62 a 65 cm de Hg, adiciona-se xarope até cobrir a calandra e matem a mesma cobertura durante a concentração, pois respingos de xarope sobre a superfície de aquecimento implicariam em caramelização de açúcar.

2.1 Métodos de Condução do Cozimento (Granagem)

a) Método de Espera

Este método consiste em alimentar o cozedor com xarope, enquanto processa a evaporação da água. Há um aumento do ss. Quando este atinge 1,1 a 1,2 (metaestável), nada ocorre, pois não tem cristais. Quando ss atinge a região intermediária, também não ocorre cristalização.

Quando ss atinge valores superiores a 1,3 correspondente à zona lábil, ocorre a granagem ou o surgimento espontâneo dos cristais, ou seja, moléculas de sacarose deixam a solução passando a constituir a fase cristalina.

Assim o ss do licor mãe reduz, atingindo a região intermediária. Nesta, agora, ocorre a formação de novos cristais, que são os falsos cristais ou cristais poeira, assim denominados por serem menores que os formados na zona lábil, que tiveram tempo para crescer.

Os falsos cristais são indesejáveis, pois são menores, causam desuniformidade na massa de cristais e causam obstrução na tela das centrífugas.

O método de cristalização (cozimento) por espera é o mais antigo da indústria açucareira e está fora de uso.

Os pontos fracos do processo são:

- Dificuldade de controlar o número de grãos formados;
- Inevitável a formação de conglomerados;
- Aplicável para cristalizar massas com alta pureza.

b) Método de Choque

Neste método promove-se a concentração até a zona intermediária. Para isso trabalha-se com temperatura acima da temperatura normal de funcionamento do cozedor (vácuo menor).

Quando a zona intermediária é atingida, promove-se uma redução do aquecimento às (ou aumento brusco do vácuo) condições normais do aparelho, promovendo uma redução da temperatura do xarope dentro do cozedor.

Isso faz com que haja um aumento em ss, atingindo a zona lábil, quando ocorre a cristalização da sacarose. Uma vez ocorrida a cristalização, há redução de ss no licor mãe, tendo a retornar à condição de saturação.

Assim novas alimentações de xarope devem ser realizadas para manter ss na região metaestável, para que haja crescimento no tamanho dos cristais.

c) Método da Semeadura

Este método consiste em concentrar o xarope até a região metaestável, e em seguida, injetar no interior do cozedor uma suspensão de microcristais preparada em laboratório através da moagem de cristais de sacarose suspensos em etanol absoluto.

Estes cristais passarão a crescer em tamanho, pois o processo é realizado na região metaestável através da adição de xarope durante o cozimento.

A quantidade de semente a ser adicionada varia de 15 a 40 g por 100 hL, geralmente 25 g por 100 hL. O açúcar depois de triturado passa na peneira (por exemplo, peneira 50), deve ser seco para evitar aglomerados.

No caso de suspenso em etanol absoluto, a mistura deve passar por agitação para romper possíveis grumos, que produzirão aglomerados de cristais.

2.2 Falsos Cristais

São assim chamados os cristais que se formam quando os outros já cresceram bastante. São também chamados poeira, em razão de sua aparência, quando observados nas amostras sobre lâminas de vidro.

Para evitar a formação dos falsos cristais: manter constantes o vácuo e a pressão do vapor, evitar entrada de ar por junta mal vedada, evitar a introdução de xarope ou mel frios e evitar evaporação muito rápida.

2.3 Crescimento dos Cristais

Exemplo: 1 g de cristais de 0,25 mm quando crescem até 0,60 mm, atingem a massa de $1 \times (0,60/0,25)^3 = 13,82$ g.

Para a produção de 100000 kg de açúcar com cristais de 0,3 mm, a massa de semente de cristais de 0,008 mm será:

$$100000 / ms = (0,3)^3 / (0,008)^3$$

$$ms = 1,896 \text{ kg}$$

2.4 Tamanho dos Cristais

- **Açúcar A:** 0,8 a 1,0 mm.

- **Açúcar B:** em torno de 0,6 mm.
- **Açúcar C:** menor que 0,35 mm.

2.5 Esgotamento da Massa Cozida (r)

$$r = \frac{100(j - m)}{j(100 - m)}$$

Onde:

- **r:** esgotamento (r varia na prática de 52 a 64)
- **j:** pureza da massa cozida
- **m:** pureza do melaço

2.6 Objetivos do Cozimento

Efetuar cada cozimento dentro das características previstas no menor tempo possível, depende dos seguintes fatores:

- Viscosidade.
- Temperatura (*da qual aliás depende a viscosidade*).
- Supersaturação.
- Pureza do licor mãe.

O cozimento visa:

- Produzir máxima porcentagem de cristais.
- Produzir um açúcar uniforme e com os cristais no tamanho desejado.
- Processar uma massa cozida de boa fluidez, mesmo com elevada porcentagem de cristais, que irá centrifugar facilmente, sem necessidade de lavagem excessiva.

2.7 Zonas de Saturação

Existem vários níveis de supersaturação, sendo que faixas destes níveis delimitam zonas de supersaturação.

a) Zona Não-Saturada

Nenhum cristal se forma e qualquer um existente irá se dissolver.

b) Zona Metaestável (Primeira acima da Saturação)

Aqui não aparecem novos cristais, mas crescem os existentes.

c) Zona Intermediária

Aqui **nascem os cristais** e os existentes crescem. Portanto, aqui há a possibilidade de formação de falsos grãos (poeira) e também de conglomerados.

Conglomerados podem se formar na parte superior da zona metaestável, antes da formação do falso grão, então, quando houver formação de falso grão é quase certa que encontraremos conglomerados. Um cristal se forma e qualquer um existente irá crescer.

d) Zona Lábil (Supersaturada)

Aqui os cristais existentes crescem e novos cristais se formam espontaneamente, mesmo sem a presença de outros na massa.

Portanto os cristais devem ser obtidos e o cozimento deve ser conduzido, até o final, na zona metaestável, para que haja controle sobre o crescimento dos cristais.

Se a concentração cair, cristais se dissolverão, levando, inclusive, a acréscimos de cor, quando voltarem a crescer e se a concentração subir, ela pode invadir a zona intermediária, ocasionando o aparecimento de falsos grãos.

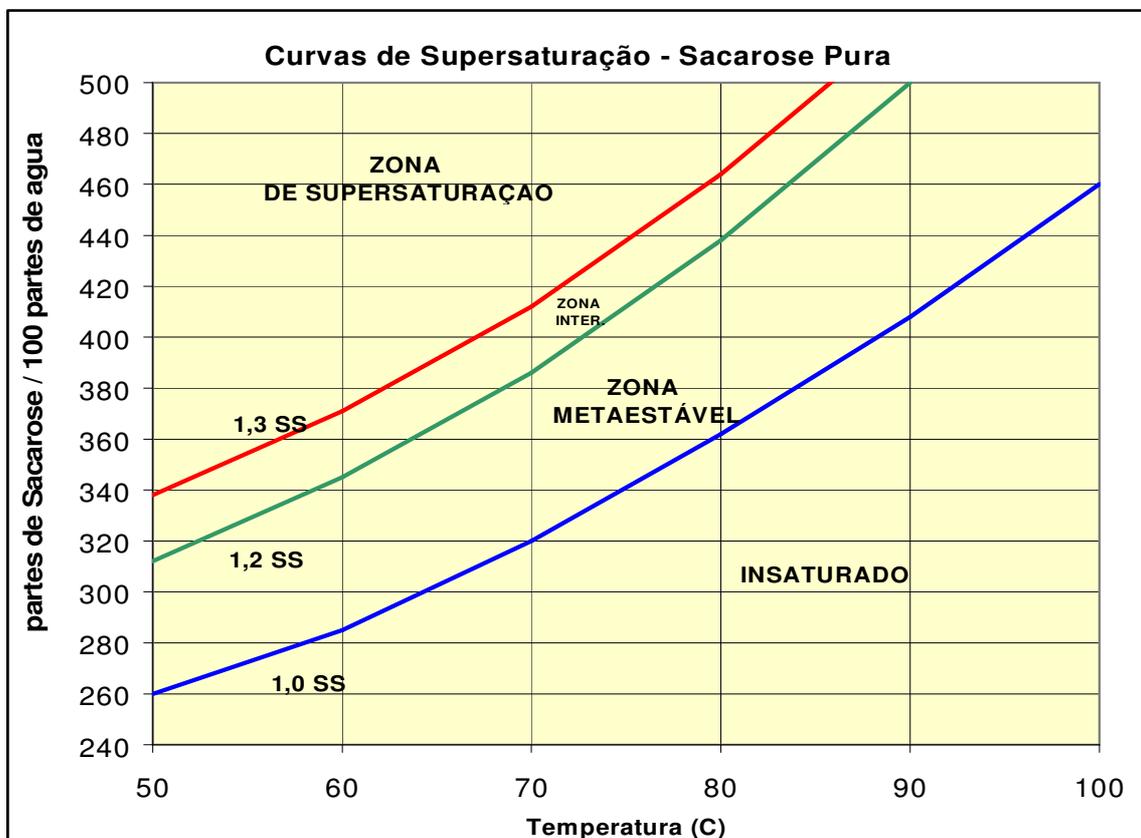


Figura 2.6.1 – Zonas de Saturação

2.8 Cozedor

Um cozedor é perfeitamente similar ao corpo de um evaporador e possui:

a) Cabeça

É de chapa de aço carbono e possui separador tipo chicana.

b) Corpo

É de chapa de aço carbono e dentro possui um tubo de (inox) para alimentação da massa cozida e dispositivo para limpeza do equipamento a cada cozimento efetuado.

c) Calandra

É de aço carbono do tipo plana e fixa com tubo central.

d) Tubos

São de aço inox ou ferro.

e)

Massa A	Massa B
----------------	----------------

Fundo

É de chapa de aço carbono com saliência para a saída da massa cozida e circulação e circulação.

f) Circulador Mecânico

Reduz o tempo de cozimento, melhora a granulometria por proporcionar uma melhor circulação.

2.9 Formas de Cozimento

Os méis devem ser diluídos aproximadamente a 65° Brix. O líquido utilizado na diluição dos méis irá evaporar no tacho, promover a circulação eficaz da massa por ocasião da alimentação, garantindo uma boa velocidade de crescimento dos cristais.

A diluição devida garantir a dissolução dos pequenos cristais nos méis para não comprometer a qualidade do açúcar.

Tabela 2.9.1 – Cozimento de Massa A e Massa B

Sucção do pé	Sucção do mel / xarope
Crescimento dos cristais	Concentração
Aperto	Granagem
Descarga	Crescimento
Lavagem	Aperto
	Descarga

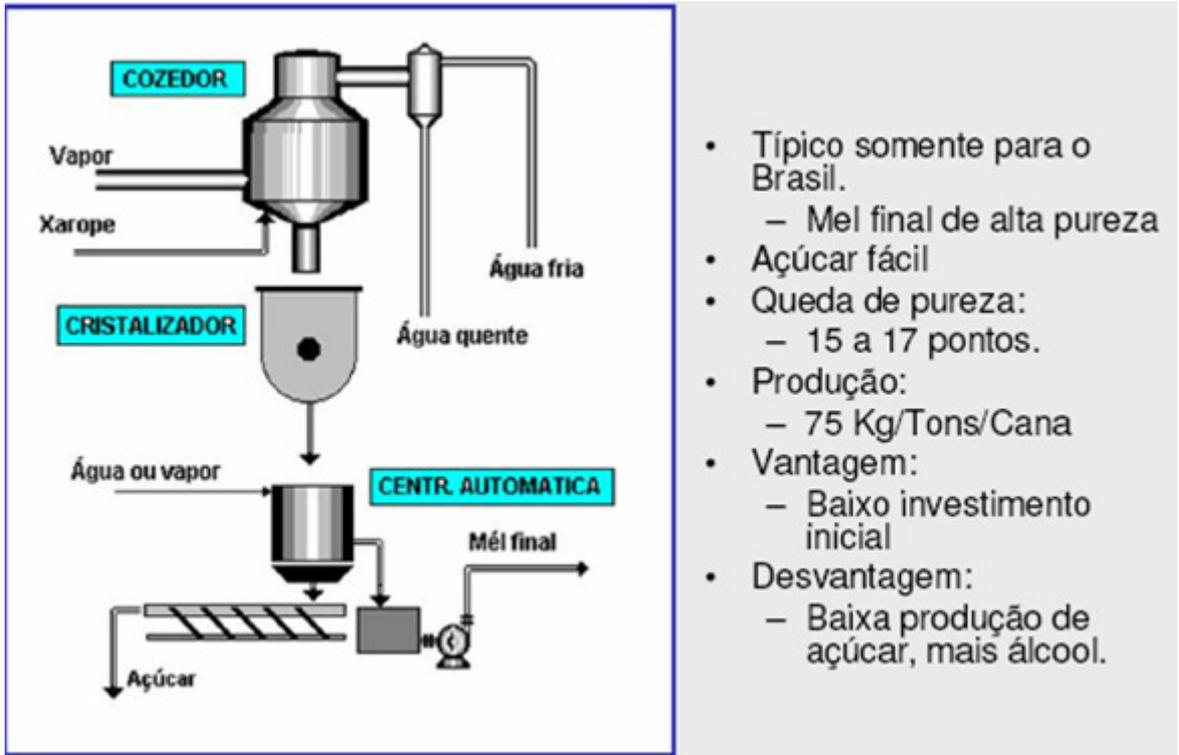


Figura 2.9.1 – Cozedor de Massa A



Figura 2.9.2 – Cristalizadores

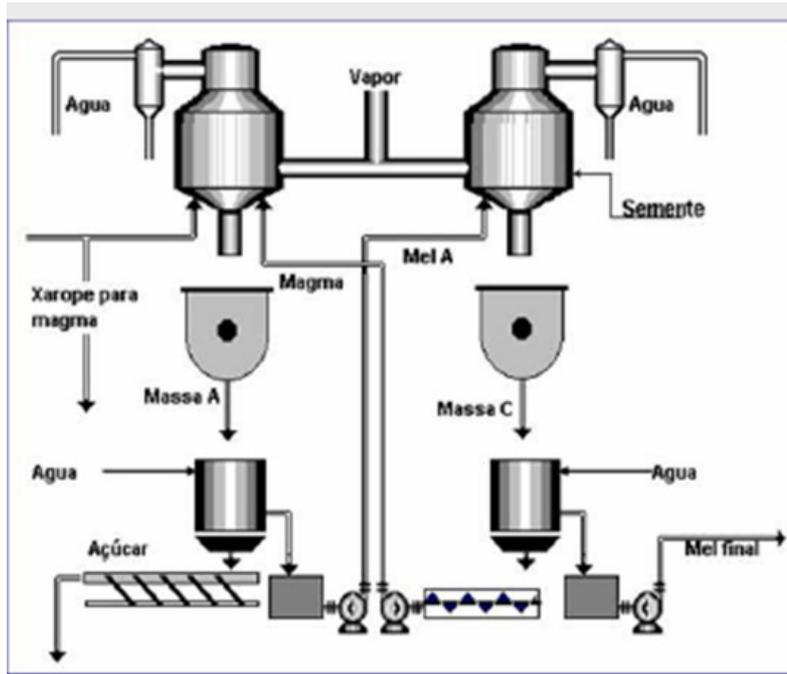
2.9.1 Sistema de Cozimento com Uma Massa



- Típico somente para o Brasil.
 - Mel final de alta pureza
- Açúcar fácil
- Queda de pureza:
 - 15 a 17 pontos.
- Produção:
 - 75 Kg/Tons/Cana
- Vantagem:
 - Baixo investimento inicial
- Desvantagem:
 - Baixa produção de açúcar, mais álcool.

Figura 2.9.1 – Sistema de Cozimento com Uma Massa

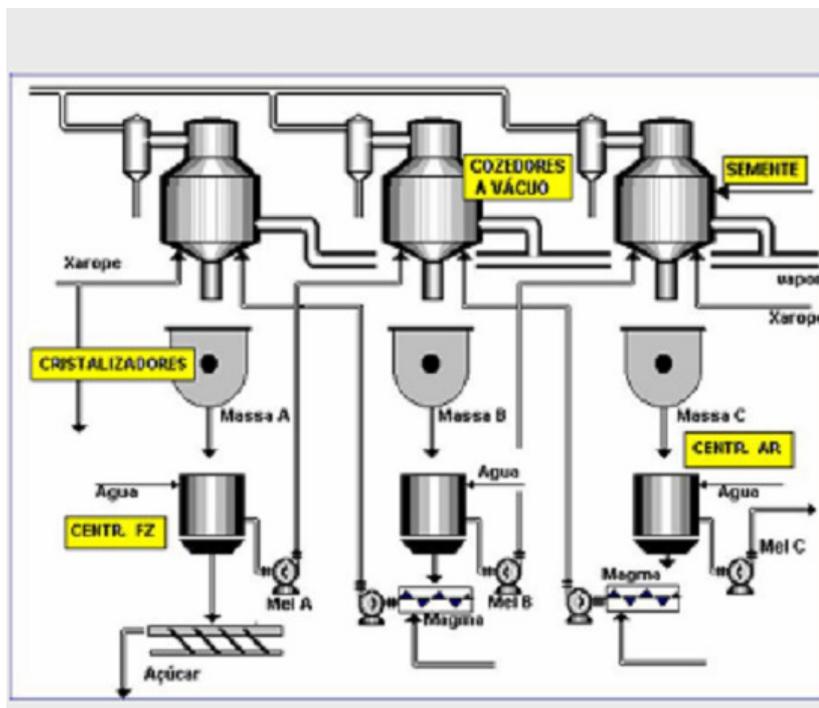
2.9.2 Sistema de Cozimento com Duas Massas



- Hoje é o sistema mais usado no Brasil
- Queda pureza
 - 30 a 34 pontos
- Produção de açúcar
 - 95 a 100 Kg/t.
- Vantagens:
 - Médio investimento
- Com boa Produção de açúcar e Álcool
- Bom resultado no balanço térmico
- Melhor cristalização

Figura 2.9.2 – Sistema de Cozimento com Duas Massas

2.9.3 Sistema de Cozimento com Três Massas



- É o sistema mais usado no mundo
- Queda pureza
 - 45 a 50 pontos
- Produção
 - 110 a 120 Kg/TC
- Ótima produção de açúcar
- Esgotamento do mel final
- Ótimo balanço térmico
- Ótima qualidade de cristalização do açúcar

Figura 2.9.3 – Sistema de Cozimento com Três Massas

2.9.4 Fluxograma do Cozimento

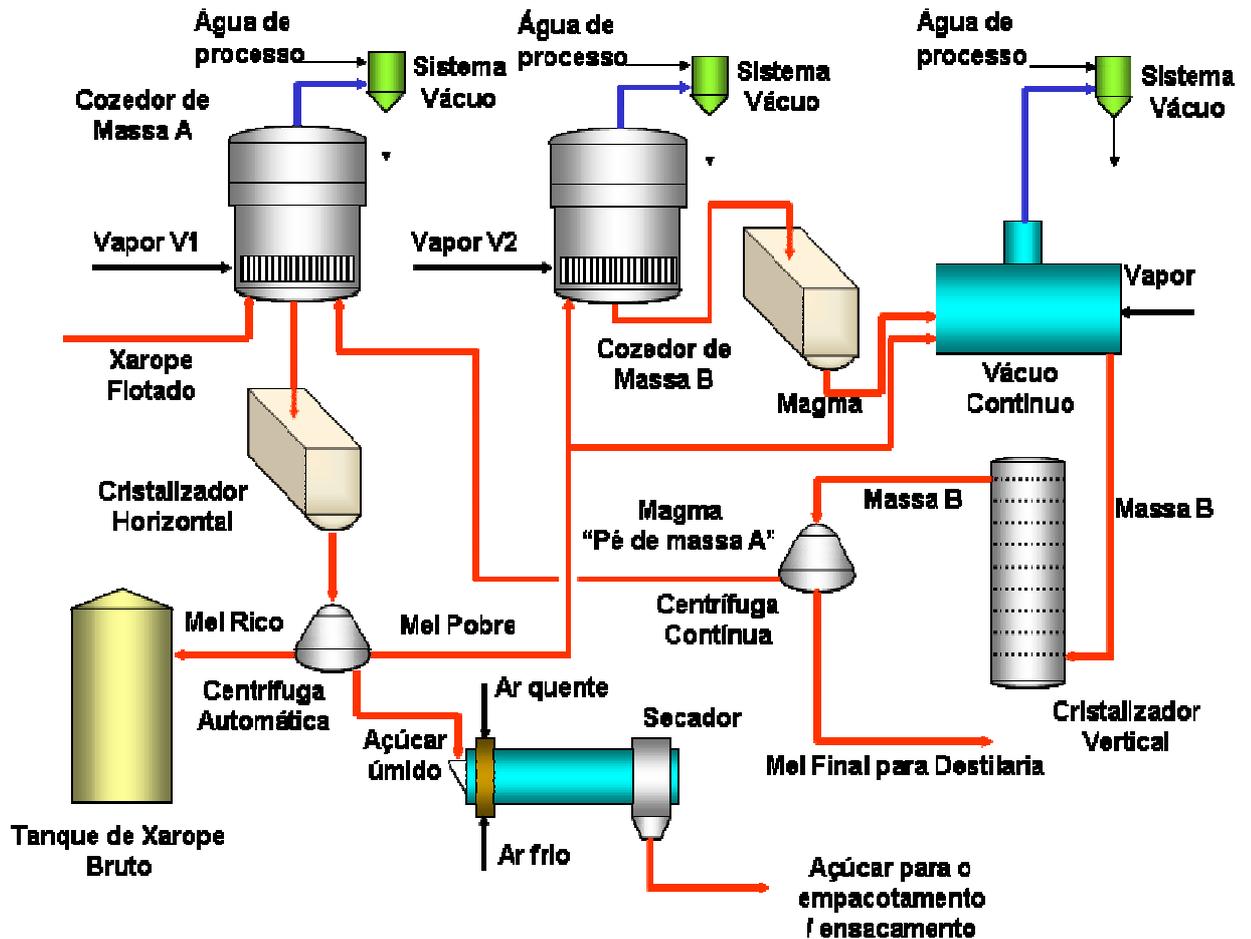


Figura 2.9.4 – Fluxograma do Cozimento

2.10 Granagem

2.10.1 Concentração

Retira água do xarope ou mel + xarope, aumentando sua concentração de acordo com a granagem requerida.

Devendo atentar-se:

- Esta quantidade deve ser o menor possível, porém suficiente para cobrir a calandra.
- A alimentação deve ser de forma constante, mantendo o nível.
- Quanto menor o volume de semente introduzido, menor será o número de cristais e o tamanho destes será maior.

Nesta etapa adicionamos a semente (açúcar triturado com álcool), estes cristais introduzidos à massa irão orientar o crescimento de todos os cristais.

Este procedimento é adotado para termos uma maior quantidade de cristais uniformes e com melhor qualidade.

2.10.2 Vantagens da Adição da Semente

- ☀ Padronização e rapidez das operações.
- ☀ Controle do tamanho do cristal obtido.
- ☀ Exaustão mais completa dos melaços.
- ☀ Garantia da qualidade do açúcar.

2.10.3 Aspectos Importantes da Granagem

- Manter o vácuo/ vapor sob controle de forma que a temperatura fique estável.
- Começar a alimentação com mel somente após o aparecimento dos cristais na massa (*bem estabelecidos*).
- A granagem deve ser feita até o ponto de supersaturação, que pode ser percebido pelo ponto de fio ou por instrumentos adequados.

2.11 Crescimento dos Cristais

a) Xarope Muito Concentrado

Aumenta o risco de cristalização espontânea.

b) Xarope de Baixa Concentração

- Aumenta o tempo de cozimento (*o tacho precisa trabalhar evaporando*).
- Aumenta o consumo de vapor.
- Aumenta o tempo de cozimento, com possibilidade de formação de cor.
- Para diluição com o mel este também deverá estar diluído a 65°brix e isento de cristais.

A água contida no xarope e nos méis tem grande importância, pois é ela que ao evaporar, vai agitar a massa em cozimento, promovendo a circulação natural.

Esta circulação é que renovará as camadas de mel ao redor dos cristais promovendo seu crescimento.

O vácuo e a pressão do vapor vegetal devem permanecer constantes, pois variações bruscas poderão aparecer novos cristais.

2.12 Desenvolvimento na Cor de Cozimento

A cor apresentada pelos cristais de açúcar já lavados é causada pela absorção de compostos coloridos presentes no licor mãe. Quanto mais uniforme for o cristal menor a formação de cor.

2.13 Aperto

O objetivo do aperto é obter uma massa com Máximo teor de cristais permitido, buscando um mel mais pobre possível.

a) Massas de Pureza Elevada (A)

Onde facilmente pode-se chegar à situação em que mais de 60% da sacarose foi cristalizada, requerem cuidado nesta fase, pois podem se transformar numa massa sólida que não poderá ser centrifugada.

b) Massas com Pureza Baixa (B ou C)

O conteúdo dos cristais seja elevado neste estágio, à cristalização é muito lenta devido à baixa pureza do licor mãe, sendo sua circulação mais difícil.

2.14 Descarga

O equipamento deverá possuir um bom escoamento de massa, para evitar restos de massa de um cozimento a se misturar com outro pé de magma.

2.15 Lavagem do Vácuo

É importante a retirada dos restos de massa que tenham ficado no equipamento. A limpeza garante uma boa qualidade do produto final.

Sempre que possível deve-se ferver água no interior do vaso, cobrindo-se a calandra e se abrindo o vapor.

5. Referências Bibliográficas

- ALCOOLbrás. São Paulo, Editora Valete, 2006. n°.101
- AMORIM, H, Revista ALCOOLbrás. São Paulo, Editora Valete, 2006. n°.101.
- AMORIM, H.V. FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA- Ciência & Tecnologia. Editora Fermentec. Piracicaba, 2005.
- ANDRIETTA, S. R. Revista ALCOOLbrás. São Paulo, Editora Valete, 2006. n°.101
- ATALA, D, Jornal Unicamp, edição 293 - 27 de junho a 10 de julho 2005
- BORZANI, W.; LIMA, U.A.; AQUARONE, E. Biotecnologia: Engenharia Bioquímica, vol III. São Paulo, Editora Edgard Blücher LTDA, São Paulo, 1975.
- CAMARGO, R. Importância da Raça de Levedura na Fermentação do Melaço. In: II Semana de Fermentação Alcoólica. Fermentação do Mel Final das Usinas de Açúcar. Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”, vol II, Piracicaba-SP, 1966.
- CARIOCA, J.O.B.; ARORA, H.L. Biomassa: Fundamentos e Aplicações Tecnológicas, Ceará, UFC, 1984.
- COGHI, M.
www.ideaonline.com.br/ideanews/ideanews.asp?cod=31&sec=3, visitado em 14/02/2007
- EXAME. São Paulo, Editora Abril, 2006. edição 870.
- GODOY, A. Revista ALCOOLbrás. São Paulo, Editora Valete, 2006. n°.101
- JORNALCANA. São Paulo, maio. 2005.
- LIMA, U.A.; AQUARONE, E.; BORZANI, W. Biotecnologia: Tecnologia das Fermentações, vol I. São Paulo, Editora Edgard Blücher LTDA, São Paulo, 1975.
- LIMA, U.A *et al.* Biotecnologia Industrial: Processos Fermentativos e Enzimáticos, vol 3. São Paulo, Editora Edgard Blücher LTDA, 2001.
- LONGHI, M.S. JornalCana. São Paulo, maio. 2005.
- LOPES, C. H, apresentação XII COREEQ, 07/2006.
- LORENZETTI, Zillo. Apresentação Treinamento Industrial, curso básico. Empresas Zillo Lorenzetti, 01/2002.

- MAUGERI, F. Revista ALCOOLbrás, n° 101, 2006
- MENEZES, T.J.B. Etanol: O Combustível do Brasil, Ed Ceres XXIV. São Paulo, Editora Agronômica Ceres LTDA, 1980.
- RIBEIRO, D.A. JornalCana. São Paulo, maio. 2005.
- RIBEIRO, E.J, Apresentação Dia Nacional do profissional da Química e II Escola da Química, 2006.
- SALOMÃO, A; ONAGA, M.,. Revista EXAME, São Paulo, Editora Abril, 2006. Edição 870.
- SCHIMIDELL, W; LIMA, U.A.; AQUAROE, E.; BORZANI, W. BIOTECNOLOGIA INDUSTRIAL- Engenharia Bioquímica- volume 2, 2001, Editora Edigard Blucher Ltda
- STAB, ano V, número 18, 1982.
- TEICH, D. H.,. Revista EXAME, São Paulo, Editora Abril, 2006. edição 870
- <http://www.aondevamos.eng.br/index.html>, visitado em 15/12/2006
- www.carbonobrasil.com/textos.asp?tId=62&idioma=1, visitado em 19/02/2007
- www.engenovo.com.br/pt/artigostecnicos/fer.pdf, visitado em 10/09/2006
- www.historianet.com.br/conteudo/default.aspx?codigo=5, visitado em 10/11/2006
- www.ideaonline.com.br/ideanews/ideanews.asp?cod=35&sec=4, visitado em 14/02/2007
- www.ideaonline.com.br/ideanews/ideanews.asp?cod=31&sec=3, visitado em 14/02/2007
- <http://inventabrasilnet.t5.com.br/yautomo.htm>, visitado em 15/12/2006
- <http://www.inventabrasilnet.t5.com.br/caralc.htm>, visitado em 15/12/2006

IV - REFERENCIAS

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. *Balanço nacional da cana-de-açúcar e agroenergia*. Brasília, DF, 2007. 140 p.

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Anuário estatístico da Agroenergia. 2009. Disponível em: <http://www.agricultura.gov.br/>. Acesso em 14 abril. de 2010.

BIODIESELBr. Futuro para o mercado do álcool e açúcar . Disponível em : <http://www.agricultura.gov.br/>. Acesso em 15 abril.2010.

USINA AGRE . caçucar e alcool . Disponível em : <http://www.usinagre.com.br/v3/pt/?act=products&prod=açu> . Acesso em 15 abril 2010.

USINA ESTER . O Processo de fabricação de Açúcar e Álcool na Usina Ester. Disponível em : <http://www.usinaester.com.br/Produtos/produtos.html>. Acesso em 15 abril 2010.

Etanol e Açúcar: produtos da indústria da sacarose . Disponível em : <http://www.trabalhoflora.kit.net/> . Acesso em 15 abril 2010.