Eucalyptus Online Book & Newsletter

Celsius Degree / Grau Celsius

Cálculos, Problemas e Balanços Aplicados ao Setor de Produção de Celulose e Papel de Eucalipto

Parte 03: Noventa Exemplos sobre Geração e Conservação de Energia, Recuperação do Licor Preto Kraft, Utilidades e Polpação Química Sulfito

Celso Foelkel
http://www.celso-foelkel.com.br
http://www.eucalyptus.com.br
https://twitter.com/AVTCPEP
https://twitter.com/CFoelkel

Abril 2015

Revisão em Junho 2016

EUCALYPTUS ONLINE BOOK

CAPÍTULO 40

Cálculos, Problemas e Balanços Aplicados ao Setor de Produção de Celulose e Papel de Eucalipto

Parte 03: Noventa Exemplos sobre Geração e Conservação de Energia, Recuperação do Licor Preto Kraft, Utilidades e Polpação Química Sulfito

Uma realização:

Autoria: **Celso Foelkel**

==========

Organizações facilitadoras:

ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel

IBÁ – Indústria Brasileira de Árvores

IPEF – Instituto de Pesquisas e Estudos Florestais

Empresas e organizações patrocinadoras:

Fibria

ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel

ArborGen Tecnologia Florestal

Celulose Irani

CENIBRA – Celulose Nipo Brasileira

CMPC Celulose Riograndense

Eldorado Brasil Celulose

IBÁ – Indústria Brasileira de Árvores

Klabin

Lwarcel Celulose

Pöyry

Solenis

Stora Enso Brasil

Suzano Papel e Celulose

Cálculos, Problemas e Balanços Aplicados ao Setor de Produção de Celulose e Papel de Eucalipto:

Parte 03: Noventa Exemplos sobre Geração e Conservação de Energia, Recuperação do Licor Preto Kraft, Utilidades e Polpação Química Sulfito

CONTEÚDO DO CAPÍTULO

- INTRODUÇÃO E AGRADECIMENTOS
- OS CÁLCULOS FAZEM PARTE DA VIDA DOS TÉCNICOS
- CONCEITOS PRÁTICOS CONSAGRADOS E ASSUMIDOS
- SEÇÃO 01: GASES SECOS E ÚMIDOS
- SEÇÃO 02: TEORIA DA COMBUSTÃO
- SEÇÃO 03: GERAÇÃO E CONSERVAÇÃO DE CALOR E ENERGIA
- SEÇÃO 04: EVAPORAÇÃO DO LICOR PRETO KRAFT
- SEÇÃO 05: CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO DO LICOR KRAFT
- SEÇÃO 06: FORNO DE CAL
- SEÇÃO 07: CAUSTIFICAÇÃO DO LICOR
- SEÇÃO 08: PLANTA QUÍMICA
- SEÇÃO 09: GERAÇÃO E TRATAMENTO DE RESÍDUOS
- SEÇÃO 10: PROBLEMAS ENVOLVENDO FLUXOS, DILUIÇÕES E CONSISTÊNCIAS
- SEÇÃO 11: POLPAÇÃO QUÍMICA SULFITO

- SEÇÃO 12: TRABALHO DE CASA
- CONSIDERAÇÕES FINAIS
- REFERÊNCIAS DA LITERATURA E SUGESTÕES PARA LEITURA

Cálculos, Problemas e Balanços Aplicados ao Setor de Produção de Celulose e Papel de Eucalipto:

Parte 03: Noventa Exemplos sobre Geração e Conservação de Energia, Recuperação do Licor Preto Kraft, Utilidades e Polpação Química Sulfito

Com esse capítulo, esperamos estar colaborando para um maior entendimento sobre inúmeras formas de se calcular e lidar com números nas áreas de geração e conservação de energia, recuperação do licor preto kraft, utilidades, plantas químicas, tratamento de resíduos e polpação química sulfito.

==========

INTRODUÇÃO E AGRADECIMENTOS

Esse capítulo finaliza uma pequena série de três capítulos sobre cálculos matemáticos e pequenos balanços de massa e/ou energia associados a conceitos fundamentais vitais no setor de produção de celulose e papel de eucalipto. Tenho notado um relativo desconhecimento em muitas pessoas de nosso setor sobre algumas coisas que classifico de vitais para que se possam realizar estudos mais profundos de otimização de processos e utilização de insumos. Em parte, esse problema está associado ao fato de que não existem no Brasil universidades com cursos de graduação, formando engenheiros especializados em tecnologia de celulose e papel. As universidades que oferecem cursos de graduação em engenharias florestal, química e industrial madeireira só possuem algumas poucas disciplinas relacionadas a esse tema. Quem quiser se aperfeiçoar mais sobre esse setor vai ter que necessariamente realizar estudos de pós-graduação e de especialização, ou realizar trabalhos de conclusão de curso ou estágios durante a graduação.

Por essa razão, considero esses três capítulos muito mais direcionados a estudantes e jovens engenheiros iniciantes no setor do que um grande tratado orientado para cálculos aprofundados sobre esses temas. Tenho recebido muitos questionamentos através da web em minha seção voluntária de perguntas e respostas através da qual atendo às pessoas da sociedade e que denominei de "**Pergunte ao Euca Expert**" (http://www.eucalyptus.com.br/eucaexpert.html). Muitos desses questionamentos podem ser respondidos de forma simples e

direta, com alguns poucos e rápidos cálculos matemáticos. Por essas e outras razões, decidi criar essa singela série de capítulos, cuja missão é integrar conceitos teóricos e aplicações práticas que possam ser de utilidade na vida rotineira para os profissionais de nossas fábricas, fornecedores, institutos de pesquisa e estudantes de cursos técnicos e universitários.

Os três capítulos procuração cobrir setores de nossas fábricas e se caracterizam por alguns cálculos típicos e muitas vezes diferenciados, sendo eles os seguintes:

CAPÍTULO 38: *Parte 01*: Qualidade e Suprimento de Madeira e Processos de Fabricação de Celulose (Linha de Fibras)

CAPÍTULO 39: *Parte 02*: Fabricação, Conversão, Utilização e Reciclagem do Papel

CAPÍTULO 40: *Parte 03*: Geração e Conservação de Energia, Recuperação do Licor Preto Kraft, Utilidades & Polpação Química Sulfito

Sempre tive muita vontade de escrever sobre isso tudo e de disponibilizar esses conceitos para as partes interessadas da sociedade – até mesmo ensaiei a redigir algo sobre isso ainda nos anos 90's – mas só agora, pelo menos duas décadas depois é que consegui realizar esse sonho – espero que esses três capítulos possam servir de ajuda para nosso setor de celulose e papel e também a setores correlatos da base florestal plantada.

Esse capítulo 40 é um pouco mais teórico, pois inclui diversas das chamadas operações unitárias e conceitos termodinâmicos, mas sem aprofundamento - ele se concentra mais em alguns desses tópicos que são usualmente encontrados em diversas das operações comuns nas fábricas de celulose e papel, tais como evaporação, combustão, geração de produtos químicos, produção e uso de gases, geração de resíduos líquidos, sólidos e gasosos, etc. Estive criando uma espécie de quebra-cabeças divertidos e ricos em desafios. Vocês vão com certeza se interessar em tentar resolver e até mesmo criar alguns outros problemas para sua própria diversão e aprendizado.

Existe muita pouca literatura disponível sobre cálculos e problemas em tecnologia de celulose e papel, que possam se constituir em fontes de aprendizado para os que querem se especializar em tecnologias de fabricação desses bens e produtos. Frente a essa

realidade global para nosso setor, optei por disponibilizar um conjunto de dezenas de informações tecnológicas sobre essa temática, compondo com isso esses três capítulos e estando contidos nos mesmos diversos conceitos fundamentais amplos e ao mesmo tempo práticos. Com isso, espero estar oferecendo a vocês algo simples, versátil, aplicado e mais que tudo - didático.

Evidentemente, não se tratam de capítulos para aqueles que são doutores no assunto. Nosso objetivo é exatamente outro – que estudantes, professores, engenheiros de processo, fornecedores de insumos ao setor, etc., enfim, algumas partes interessadas da sociedade, possam conhecer mais sobre formas de cálculos corriqueiros, que são típicos do setor. Em muitos casos, algumas pessoas do setor costumam falar sobre muitos desses assuntos em sua vida profissional, mas não conseguem materializar e aplicar os conceitos na solução de problemas.

Em geral, muitos desses cálculos estão inseridos em livros, teses e artigos publicados em anais de eventos e revistas, porém raramente os autores se dedicam a explicar como os cálculos foram realizados. Muitas vezes, os leitores são obrigados a aceitar os números apresentados, mesmo sem os entender muito bem sobre como foram obtidos. Frente a isso, as nossas dezenas de exemplos com esses capítulos cuidarão de darem uma cuidadosa explicação de como os cálculos foram feitos e o que significam. Se as coisas não ficarem bem claras para algum dos leitores, entrem em contato com Celso Foelkel pelo endereço de e-mail foelkel@via-rs.net

Antes de finalizar esse texto introdutório, eu gostaria de agradecer algumas das pessoas que me ajudaram muito a entender sobre esses cálculos todos, e com isso, poder compartilhar alguns desses problemas com vocês. Em especial, meus agradecimentos sinceros aos meus grandes mestres: **Dr. Luiz Ernesto George Barrichelo**, que me guiou nesses cálculos no início de minha carreira no setor, ainda na década dos anos 60's, quando eu ainda era aluno da USP – Universidade de São Paulo; ao meu orientador e professor **Mr. Serge N. Gorbatsevich**, em Syracuse/New York, que conseguiu converter um engenheiro agrônomo silvicultor em um proto-engenheiro químico com seus ensinamentos em operações unitárias da engenharia química.

Também não poderia me esquecer de alguns de meus ex-alunos, ex-estagiários e ex-engenheiros de processo, os quais me auxiliaram no desenvolvimento de inúmeros balanços de massa e de energia na

empresa Riocell, onde assumimos a missão inovadora durante os anos 80's de colocar esses tipos de balanços em praticamente toda a fábrica da empresa em Guaíba/RS, iniciando com as áreas da recuperação química, geração de energia e utilidades e linha de fibras. Aos engenheiros químicos **Ari da Silva Medeiros**, **Carlos Alberto Busnardo** e **Marco Aurélio Luiz Martins**, meus agradecimentos pelas horas desafiadoras que tivemos com aqueles balanços de massa e energia na nossa ex-Riocell.

Também agradeço minhas centenas de alunos, orientados e estagiários de universidades e cursos técnicos, que sempre me incentivam a desafiá-los com problemas para seu aprendizado em minhas aulas e orientações.

A vocês leitores, eu gostaria de agradecer toda a atenção e o imenso apoio que sempre me têm oferecido. Todos vocês têm ajudado - e muito - a fazer do **Eucalyptus Online Book** algo muito útil para os técnicos e interessados por esse nosso setor de celulose e papel.

A todos, um abraço fraterno e um enorme muito obrigado.

==========

==========

OS CÁLCULOS FAZEM PARTE DA VIDA DOS TÉCNICOS

Os técnicos do setor de celulose e papel são quase sempre requisitados a demonstrar suas habilidades em cálculos e na resolução de alguns problemas em suas atividades profissionais. A maioria dos problemas é constituída por cálculos simples, envolvendo pequenos balanços de massa com base em pesos secos e fluxos de polpa celulósica; de licores, efluentes e filtrados; de folhas de papel ou de cavacos de madeira. Talvez, em função desse tipo de problemas corriqueiros da vida diária, os profissionais do setor fazem isso automaticamente, tendo como referenciais teóricos alguns poucos conceitos. Eu mesmo sempre argumentei "na base da brincadeira", que para ser um bom técnico de celulose e papel temos que conhecer duas coisas vitais: o conceito de teor de secos ou de consistência e regra de três, do tipo direta. Nem regra de três do tipo inversa se faz necessário saber – basta ter uma pequena calculadora de mão, que grande parte das nossas exigências diárias de cálculos acaba se resolvendo.

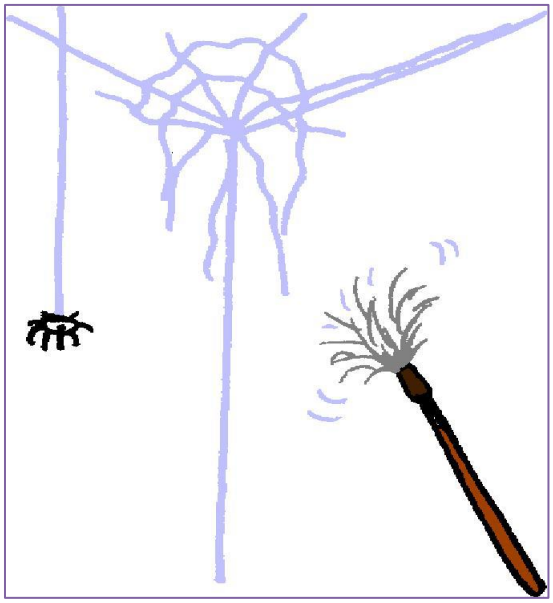
Talvez por isso, são raros os livros e manuais técnicos em qualquer idioma, mostrando ou demonstrando resolução de problemas, como o que estamos apresentando agora no **Eucalyptus Online Book**. Parece até mesmo que os técnicos são obrigados a aprender esses cálculos na relação com outros técnicos, por osmose, ou por ajuda de

alguém mais experiente. Apesar de muitos problemas serem de fácil solução, a maioria requer conceitos teóricos e uso de dados que nem todos dispõem.

Mesmo nas escolas de engenharia, os problemas e cálculos aplicados ao setor de celulose e papel não são comuns para se buscar para estudar em casa. Parece que existe um grande espaço escondido, onde os técnicos não encontram oportunidades para se exercitarem ou mesmo para aprenderem pela primeira vez.

Antigamente, ainda nos anos 70's, algumas revistas internacionais como o Tappi Journal, da TAPPI - Technical Association of the Pulp and Paper Industry, costumava trazer em cada edição uma pequena seção que se denominava **"Continuing Education – Questions and Answers"**, sendo que em muitos exemplos estavam pequenos problemas técnicos com as soluções teóricas dos mesmos. Também existiam problemas a serem resolvidos para os que quisessem "trabalho de casa". O competente professor Michael Kocurek da University of Wisconsin era responsável pela maioria dos problemas, em uma sequência que ele intitulava de **"Review of Engineering Fundamentals"**. Uma preciosidade, uma entre poucas, que o setor dispunha e que mesmo com a internet acabou se perdendo. Afinal, para algo estar online, alguém precisa criar, editar e colocar o arquivo para acesso. Se não temos autores ou digitalizadores das coisas publicadas no passado, não teremos publicações online para serem encontradas. Infelizmente, não são muitas as publicações com problemas práticos setoriais, como eram tão bem disponibilizadas por alguns mestres no passado.

Muitos dos problemas que os nossos técnicos se deparam são pequenos balanços de massa ou alguns cálculos energéticos. A elaboração de balanços de fluxos mássicos e de transferência e utilização de energia faz parte das estratégias para minimizar ou eliminar as perdas e para encontrar as eficiências e as ineficiências em qualquer tipo de processo. Um balanço de materiais ou de fluxos de massa consiste na verdade na construção ordenada do caminho que os materiais (elementos, compostos, substâncias) tomam ao longo do processo de produção. Eles podem ser feitos de forma ampla ou restrita, envolvendo unidades de controle simples ou com escopo tão amplo como toda a fábrica, ou uma área da empresa. Podem também serem aplicados para pequenos processos, sistemas, ou até mesmo, para um equipamento simples, como um refinador ou um tanque de estocagem de polpa.



Sempre há maneiras melhores de se fazerem as coisas nas fábricas

Um balanço de material ou de massa é baseado no princípio de conservação das massas, que propugna que tudo que entra em um processo ou sistema deve sair de alguma forma, descontadas as frações que ficam armazenadas no mesmo. Há, entretanto, situações onde ocorrem reações químicas com alterações dos materiais em pesos, estados físicos e volumes. Isso também precisa ser levado em conta. Dessa forma, para balanços mais complexos, é bom que tenhamos a participação de pessoas com qualificação técnica para aplicá-los e resolvê-los.

Balanços de massa são bastante comuns nas fábricas de celulose e papel, em praticamente todas as suas áreas operacionais. Eles são também os alicerces dos programas de modelagem e de simulações para os sistemas inteligentes de controle operacional e otimização de processos.

Não há mistérios em se construir balanços de massa, eles podem ser facilmente construídos e calculados a partir de planilhas digitais simples, como o caso do próprio programa Excel.

De uma maneira geral, os técnicos que trabalham em plantas industriais mais sofisticadas estão acostumados em operar as mesmas através sistemas inteligentes que são criados a partir de balanços de massa e de energia.

Muitas vezes, as fábricas mudam seus sistemas e redesenham seus projetos, por isso, nessas novas situações, os balanços de massa e de energia que regem a automação também demandam por atualizações para que as otimizações e os controles de processo possam ser adequadamente realizados.

Essa é uma das razões que me fazem advogar veementemente para que os balanços de massa não sejam de forma alguma colocados como "caixas-pretas" em nossas fábricas – eles precisam estar completamente abertos e serem conferidos regularmente pelos técnicos. Nada difícil e que serve inclusive para treinamento e desenvolvimento dos técnicos e operadores. Por isso recomendo que mergulhem com vontade nesses tipos de balanços – vale a pena para todos: técnicos, dirigentes e empresa.

Em todos os casos onde se façam necessárias avaliações que demandem por balanços de massa ou de energia, siga com atenção as seguintes regras básicas:

1. Faça um desenho esquemático do processo em avaliação;

2. Crie nomes para cada um dos fluxos envolvidos, sejam os conhecidos (com seus valores e unidades) e os desconhecidos;

3. Escolha uma base referencial para os cálculos, que pode ser uma unidade de tempo, uma unidade de peso seco, o fluxo de um determinado componente do processo, etc.;

4. Desenhe os fluxos de materiais;

5. Escreva com atenção balanços de massa específicos para cada um dos componentes do sistema (Exemplo: água, polpa seca, elementos minerais, etc.)

Lembre-se ainda que um balanço de massa envolve:

- Entrada de material no sistema (+)

- Saída de material do sistema (-)

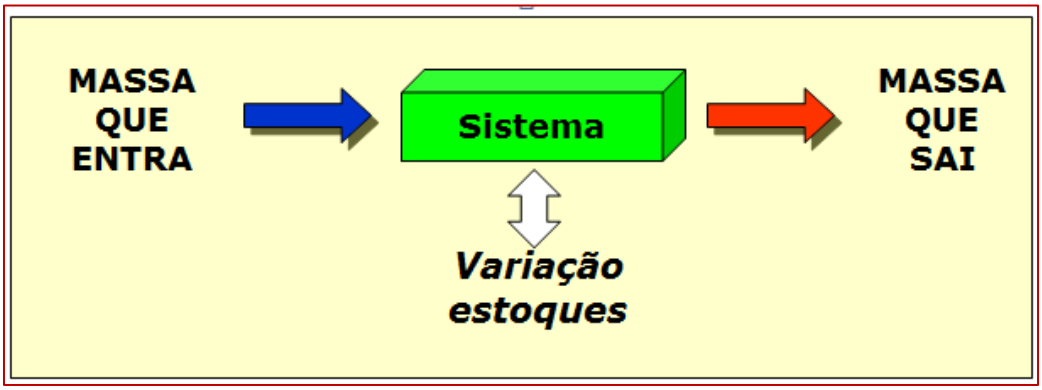
- Geração de material dentro do sistema (+)

- Consumo de material dentro do sistema (-)

Já um balanço de energia, engloba:

- Transferência de energia para o sistema (+)
- Transferência de energia para fora do sistema (-)
- Geração de energia dentro do sistema (+)
- Consumo de energia dentro do sistema (-)

Ou simplificadamente, para balanços de massa:



Ou então, mais detalhadamente como realizados e mostrados em alguns de nossos artigos da década dos anos 80's, como podem ser encontrados a seguir:

Balanços de calor e massa no desempenho operacional da caldeira de recuperação. A.S. Medeiros; C.E.B. Foelkel. XIX Congresso Anual. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 18 pp. (1986)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/ABTCP/1986.%20balan%E7os%20calor%20e%20massa%20caldeira.pdf

Otimização estatística de sistema de evaporação a múltiplos efeitos. A.S. Medeiros; C.E.B. Foelkel; S. Zornitta. XVIII Congresso Anual. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 29 pp. (1985)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/ABTCP/1985.%20Otimiza%E7%E3o%20evapora%E7%E3o.pdf

Controle das emissões de H_2S no forno de cal através de suas variáveis operacionais. C.E.B. Foelkel; J. Herrera; J.B.V. Vesz; E. Mora; M.F.B. Borssatto; C.A. Busnardo. III Congresso Latino-Americano de Celulose e Papel. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 12 pp. (1983)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/ABTCP/1983.%20emiss%F5es%20TRS%20forno%20de%20cal.pdf

Considero que mesmo com a pequena disponibilidade de textos para leitura complementar, com essa sequência de três de nossos capítulos do **Eucalyptus Online Book**, estaremos colocando esforços sobre as quatro raízes vitais para a educação continuada de nossos recursos humanos setoriais, quais sejam:

1. A aplicação de cálculos matemáticos simultaneamente ao desenvolvimento de qualificações e competências nos processos de produção do setor;

2. A associação íntima entre os conhecimentos teóricos requeridos para os processos e sua conversão a números, indicadores e ações para gerenciamento desses processos;

3. A solução de problemas práticos para melhor atuação na gestão de processos;

4. A possibilidade de um enriquecimento contínuo em assuntos fundamentais da engenharia da celulose e papel.

Vamos então nos divertir juntos com as dezenas de exemplos desse capítulo. Aproveitem para exercitar a mente, o espírito e a criatividade.

Tenho esperanças de que esses três capítulos possam vir a se constituir em uma espécie de fonte de desafios e de enriquecimento em conhecimentos, principalmente para os iniciantes no setor, ou para os estudantes de cursos técnicos de química e de celulose e papel e para os universitários em engenharia florestal, engenharia química, engenharia mecânica e engenharia industrial madeireira.

Também, por favor, não se esqueçam que um mesmo problema pode ser visto ou resolvido de formas diferentes, dando origem a novos e inusitados avanços ao setor.

==========

CONCEITOS PRÁTICOS CONSAGRADOS E ASSUMIDOS

Nos cálculos realizados no setor de celulose e papel, existe uma série de particularidades típicas e consagradas, as quais foram seguidas para se manter dentro da linguagem desse setor. Evidentemente, se quiséssemos maior rigor científico, teríamos que realizar alguns ajustes, mas optamos por manter o idioma falado e praticado por todos os técnicos do setor.

Dentre essas peculiaridades do setor, destacamos três:

1. Os técnicos estão acostumados a se referir a peso de insumos e não à sua massa. Por isso, em geral, os resultados de pesagens são referidos como peso e expressos em miligramas, gramas, quilogramas ou toneladas. Raramente se fala em massa de um produto ou insumo.

2. Para consistências de massa até 10 a 12% costuma-se admitir que a densidade dessa suspensão de fibras é igual à densidade da água, ou seja, igual a 1 g/cm³ ou 1 t/m³.

3. Para concentrações de sólidos secos de até 16% em líquidos diluídos e filtrados também se costuma admitir que a densidade desse líquido contaminado com material orgânico ou sais seja igual à densidade da água, ou seja, igual a 1 g/cm³ ou 1 t/m³.

E assim tem sido e será feito em relação às nossas dezenas de problemas. Em condições excepcionais, serão atribuídos valores diferentes para alguns itens, mas isso estará fazendo parte do enunciado do problema.

==========

SEÇÃO 01: GASES SECOS E ÚMIDOS

Problema 01:

Calcular o peso molecular e a proporção base peso dos constituintes de um gás úmido que contem a CNTP a seguinte constituição: 5% de oxigênio; 35% de gás carbônico, 5% de vapor d'água e 55% de nitrogênio. Dados: O: 16; C: 12; N: 14; H: 1.

Solução:

Base referencial: 100 moléculas-grama do gás

Dados do problema:
Oxigênio: 5% ou 5 moles-grama
Gás carbônico: 35% ou 35 moles-grama
Vapor d'água: 5% ou 5 moles-grama
Nitrogênio: 55% ou 55 moles-grama

Cálculo dos pesos das respectivas moléculas-grama:

Oxigênio = O_2 = 32 gramas

Gás carbônico = CO_2 = 44 gramas

Vapor d'água: H_2O = 18 gramas

Nitrogênio = N_2 = 28 gramas

Cálculo dos pesos de cada constituinte da mistura gasosa:

Oxigênio = 5 moles-grama =
(5 moles-grama) . (32 gramas/mole-grama) = 160 gramas

Gás carbônico = 35 moles-grama = 35 . 44 gramas = 1.540 gramas

Vapor d'água = 5 moles-grama = 5 . 18 gramas = 90 gramas

Nitrogênio = 55 moles-grama = 55 . 28 gramas = 1.540 gramas

Peso total das 100 moles-grama = 160 + 1.540 + 90 + 1.540 =
3.330 gramas

Cálculo do peso molecular da mistura de gases:

Peso molecular = (Peso total gases) / (Número moléculas-grama)
Peso molecular = (3.330 gramas) / (100 moléculas-grama)

Peso molecular = **33,3 gramas/mole-grama = 33,3 kg/kmole**

Cálculo dos respectivos percentuais em peso:

Oxigênio = 100 . {(Peso Oxigênio) / (Peso total da mistura)} =
Oxigênio = 100 . {(160 gramas) / (3.330 gramas)} = **4,80%**

Gás carbônico = 100 . {(Peso Gás Carbônico) / (Peso total da mistura)}
Gás carbônico = 100 . {(1.540 gramas) / (3.330 gramas)} = **46,25%**

Vapor d'água: 100 . {(Peso Vapor d'água) / (Peso total da mistura)}
Vapor d'água: 100 . {(90 gramas) / (3.330 gramas)} = **2,70%**

Nitrogênio = 100 . {(Peso Nitrogênio) / (Peso Nitrogênio)}
Nitrogênio = 100 . {(1.540 gramas) / (3.330 gramas)} = **46,25%**

Logo, a constituição dessa mistura gasosa base peso seria:

Oxigênio = 4,80%

Gás carbônico = 46,25%

Vapor d'água: H_2O = 2,70%

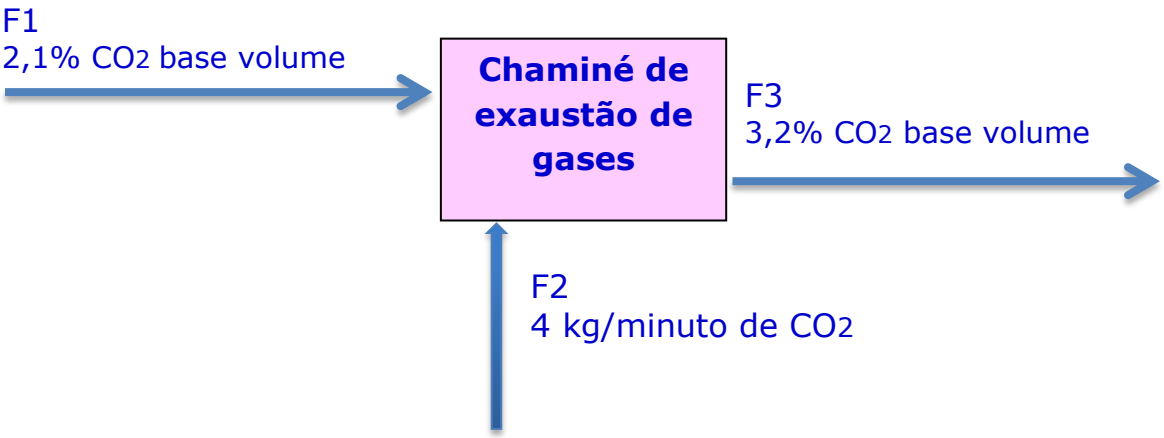
Nitrogênio = 46,25%

Problema 02:

Deseja-se conhecer o fluxo com que gases passam através de uma chaminé. Os gases que entram na chaminé possuem 2,1% de gás carbônico em base volumétrica. Para se determinar o fluxo, adiciona-se puro CO_2 na taxa de 4 kg por minuto. Os gases deixando a chaminé passam a ter 3,2% em seu volume de CO_2. Calcular a partir desses dados o fluxo de gases entrando na chaminé. Adotar condições de CNTP (Condições Normais de Temperatura e Pressão).

Solução:

Base referencial: Um minuto de operação



Composição do gás injetado:
100% gás carbônico
4 kg/minuto

Sejam:

- F1 o fluxo de gás inicial, contendo 2,1% de gás carbônico em base volumétrica ou de moles-grama
- F2 o fluxo de 4 kg/minuto de gás carbônico injetado
- F3 o fluxo da mistura da mistura de gases e que apresenta 3,2% de gás carbônico em base volumétrica ou de moles-grama

Cálculo de F2 em base de moléculas-grama ou volumétrica

Um mole-grama de CO_2 = 44 gramas

Fluxo em peso = 4 kg/minuto = 4.000 gramas/minuto
Fluxo em moles-grama = (4.000 g/min) : (44 gramas/mole-grama) = 90,91 moles-grama/minuto

F2 = 90,91 moles-grama/minuto

Identificação de F1 em base de moléculas-grama ou volumétrica:

F1 contém 2,1 moles-grama de gás carbônico em 100 moles-grama do gás = 2,1% do volume ou das moléculas-grama $\cong$ 0,021

Identificação de F3 em base de moléculas-grama ou volumétrica:

F3 contém 3,2 moles-grama de gás carbônico em 100 moles-grama = 3,2% do volume ou das moléculas-grama $\cong$ 0,032

Balanço de massa para o gás carbônico:

$$0{,}021 \cdot F1 + F2 = 0{,}032 \cdot F3$$

Porém:

F2= (90,91 moles-grama/minuto) . (22,4 litros a CNTP/mole-grama) =
F2 = **2.036,38 litros/minuto**

E ainda:

$$F3 = F1 + 2.036{,}38$$

Logo:

$0{,}021 \cdot F1 + 2.036{,}38 = 0{,}032 \cdot (F1 + 2.036{,}38)$
$0{,}021 \cdot F1 + 2.036{,}38 = 0{,}032 \cdot F1 + 65{,}16$
$0{,}011 \cdot F1 = 1.971{,}22$

F1 = **179.201,7 litros/minuto**

Problema 03:

O preço do oxigênio a 90% de pureza e em forma gasosa é de 0,3 reais por metro cúbico dessa mistura gasosa a CNTP. Qual o gasto diário com oxigênio consumido em uma fábrica de celulose onde se aplica esse gás para deslignificar 1.250 toneladas absolutamente secas (a.s.) de polpa em uma dosagem de 20 kg de oxigênio puro por tonelada a.s. de celulose?

Solução:

Base referencial: Um dia de produção

Cálculo do consumo diário de oxigênio puro:

Consumo Oxigênio = (Consumo unitário por tonelada de celulose) . (Produção de celulose/dia)

Consumo Oxigênio = (20 kg O_2/t a.s.) . (1.250 t a.s./dia) = 25.000 kg/dia = **25 toneladas oxigênio por dia**

Volume diário requerido de oxigênio puro a CNTP:

Uma molécula-grama oxigênio = 22,4 litros
Uma molécula-quilograma ou kmole = 22,4 Nm^3
Uma molécula-quilograma ou kmole = 32 kg

32 kg ---------- 22,4 Nm^3
25.000 kg ---------- X

X = **17.500 Nm^3 O_2 puro/dia**

Volume diário requerido de oxigênio com 90% de pureza:

Volume O_2 impuro/dia = (Volume O_2 puro/dia) : (Pureza)

Volume O_2 impuro/dia = (17.500 Nm^3/dia) : (0,90)
Volume O_2 impuro/dia = **19.444 Nm^3 de gás contendo 90% de oxigênio**

Cálculo do gasto diário com oxigênio para deslignificar 1.250 t a.s. de celulose:

É dado que o valor do oxigênio é de 0,3 Reais/Nm^3 da mistura a 90%

Logo:

Gasto diário = (0,3R$/$Nm^3$) . (19.444 Nm^3 de oxigênio impuro/dia) =

Gasto diário = **5.833,3 R$/dia**

Problema 04:

Um tanque em consignação que tem volume de 100 m^3 contém oxigênio a 35ºC e 10 atmosferas de pressão. Esse tanque terá metade de seu conteúdo consumido pela empresa compradora e usuária desse oxigênio. Qual o peso de oxigênio a CNTP que deverá ser faturado ao cliente? Qual passará a ser a pressão no tanque após a retirada de 50% do volume do gás, mantida a mesma temperatura?

Solução:

Dados do problema:
Tanque: 100 m^3; 35ºC e 10 atmosferas
Metade do conteúdo seria equivalente a 50 m^3 nessas condições de temperatura e pressão

Devemos trazer os 50 m^3 consumidos para CNTP e verificar o volume e peso correspondentes de oxigênio

Cálculo do volume de oxigênio a ser faturado a CNTP:

$$(P1 \cdot V1) / T1 = (P2 \cdot V2) / T2$$

P1 = 10 atmosferas
V1 = 50 m³
T1 = 35ºC ≅ (273 + 35) = 308ºK

P2 = 1 atmosfera
V2 = ??
T2 = 273 ºK

$$(10 \cdot 50) / 308 = (1 \cdot V2) / 273$$

V2 = **443,2 Nm³ de oxigênio**

Cálculo do peso de oxigênio a ser faturado a CNTP:

1 molécula-quilograma de oxigênio = 22,4 Nm³

32 kg de oxigênio ---------- 22,4 Nm³
Y ---------- 443,2 Nm³

Y = **633,14 kg de oxigênio a CNTP**

Cálculo da nova pressão no tanque após a retirada de 50% do volume do gás para venda:

Tanque com metade do conteúdo original que permaneceu: 50 m³; 35ºC e 10 atmosferas

Tanque após esvaziamento de 50%: 100 m³; 35ºC e X atmosferas

$$(P1 \cdot V1) = (P2 \cdot V2)$$

P1 = 10 atmosferas
V1 = 50 m³

P2 = X atmosferas
V2 = 100 m³ (completa ocupação do mesmo tanque pelo gás que sobrou)

$$(10 \cdot 50) = (X \cdot 100)$$

X = **5 atmosferas de pressão após a remoção de 50% do conteúdo do tanque**

Problema 05:

Calcular a massa molecular da molécula-grama do gás sulfídrico (H_2S) sabendo que 2,28 gramas desse gás ocupam um volume de 1,5 dm³ a CNTP (Condições Normais de Temperatura e Pressão). Dados = H: 1; S: 32

Solução:

Cálculo da molécula-grama do gás sulfídrico com base nos dados do problema:

2,28 gramas ------- 1,5 dm³ = 1,5 litros
X ---------- 22,4 litros

X = **34 gramas**

Esse peso molecular poderia também ser calculado através da fórmula-grama do gás sulfídrico (H_2S), onde H: 1; S:32 = 2+32 =
34 gramas por mole-grama

Problema 06:

Calcular a massa molecular média de um ar atmosférico e a sua densidade em mg/cm³ nas condições normais de temperatura e pressão (CNTP). Dada a composição do ar: 21% Oxigênio e 79% Nitrogênio. Dados ainda: N: 14 e O: 16.

Solução:

Base referencial: 100 moléculas-gramas do ar atmosférico

Composição do ar atmosférico (100 moléculas-grama):

79 moléculas-grama de nitrogênio
21 moléculas-grama de oxigênio

Cálculo do peso de 100 moléculas-grama de ar:

N_2 = 28 gramas por mole-grama
O_2 = 32 gramas por mole-grama

Peso da mistura = 79 . 28 + 21 . 32 =

2.884 gramas para 100 moléculas-grama da mistura de gases do ar

Logo, uma molécula-grama média de ar tem um peso aproximado de

2.884 gramas/100 moles-grama = **28,84 gramas**

Cálculo do volume de 100 moléculas-grama de ar:

Cada molécula-grama possui 22,4 litros, independentemente de qual seja o componente gasoso do gás, logo

Volume = 100 . 22,4 litros = 2.240 litros = 2.240 dm³ =
2.240.000 cm³

Cálculo da densidade do ar a CNTP:

Densidade = (Peso)/Volume = (2.884.000 miligramas) / (2.240.000 cm^3)

Densidade = **1,2875 mg/cm^3**

Ou ainda = **1,2875 g/litro**

Problema 07:

Qual a densidade desse mesmo ar atmosférico do problema anterior, mas agora referida a 35ºC e 5 atmosferas de pressão? Dados = N: 14; O: 16

Solução:

No caso específico, as mudanças de temperatura e pressão irão alterar apenas o volume dos constituintes do ar, mas não o peso de cada molécula-grama.

Logo, há necessidade de um ajuste no volume do ar, que pode ser obtido através da fórmula:

$$(P1 \cdot V1) / T1 = (P2 \cdot V2) / T2$$

Vamos considerar que as condições referidas como 1 sejam as condições a CNTP, ou seja para as unidades do problema:

CNTP: Temperatura = 273ºK ou 0ºC; Pressão = 1 atmosfera

Por essa razão, podemos recalcular o volume de 1 litro de ar a CNTP para as condições novas de 35°C (308ºK) e 5 atmosferas de pressão. O peso deverá ser mantido, pois as moléculas-grama dos gases podem alterar de volume, mas não de peso molecular.

P1 = 1 atmosfera
V1 = 1 litro
T1 = 273ºK

P2 = 5 atmosferas
V2 = ??
T2 = 35ºC = 308ºK

Portanto:

$$(1 \cdot 1) / 273 = (5 \cdot V2) / 308$$

$$308/273 = 5 \cdot V2$$

$$V2 = 0{,}2256 \text{ litros}$$

Cálculo da densidade do ar a 308ºK e 5 atmosferas de pressão:

Valor da densidade a CNTP = 1,2875 g/litro

Valor da nova densidade = Peso/(Novo volume) =

Nova densidade do ar = 1,2875 : 0,2256 = **5,707 g/litro**

==========

SEÇÃO 02: TEORIA DA COMBUSTÃO

Problema 08:

Quantos litros de ar contendo 21% de oxigênio em volume são requeridos para queimar completamente 5 toneladas de metanol (CH_3OH)? Qual o volume de gás carbônico gerado como resíduo desse combustível? Caso o excesso de oxigênio na combustão fosse de 50%, qual seria a quantidade requerida de ar?

Solução:

Base referencial: 5.000 quilogramas de metanol

Reação de combustão completa do metanol:

Metanol: CH_3OH
Peso molecular: 32 gramas

$$CH_3OH + 1{,}5\ O_2 \text{ ----------> } CO_2 + 2\ H_2O$$

32 gramas --- 1,5 moles-grama O_2 ---------- 1 mole-grama CO_2

Cálculo da demanda estequiométrica de oxigênio para combustão:

CH_3OH --- 1,5 O_2

32 gramas --- 33,6 litros (1,5 . 22,4 litros)

32 kg ------ 33,6 Nm^3
5.000 kg -------- X

X = **5.250 Nm^3 de oxigênio estequiométrico**

Cálculo da produção estequiométrica de gás carbônico pela combustão:

CH_3OH ---------- CO_2

32 g ---------- 22,4 litros

32 kg ---------- 22,4 Nm^3
5.000 kg ---------- Y

Y = **3.500 Nm^3 de gás carbônico residual da queima completa**

Cálculo do ar estequiométrico requerido nessa combustão:

Ar = (Volume requerido oxigênio) : (21 Nm^3 oxigênio/100 Nm^3 de ar) =

Ar = (5.250 Nm³ oxigênio) : (21 Nm³ oxigênio/100 Nm³ de ar) =

Ar estequiométrico requerido = **25.000 Nm³ de ar de combustão**

Cálculo do ar com 50% de excesso de ar ou de oxigênio:

CH_3OH --- (1,5 . 1,5) = 2,25 O_2

32 gramas ---------- 50,4 litros

32 kg ---------- 50,4 Nm³
5.000 kg ---------- Z

Z = **7.875 Nm³ de oxigênio**

Que correspondem a (7.875/0,21) =

37.500 Nm³ de ar de combustão com 50% de excesso de oxigênio

Problema 09:

Um carvão vegetal é rico em carbono fixo que ocorre na proporção de 80% de seu peso seco. Ao ser queimado, qual deverá ser a quantidade estequiométrica de ar de combustão requerido por tonelada de carvão? Caso se optar por um excesso de ar de 25%, qual passará a ser a quantidade de ar a se insuflar por tonelada de carvão? Dados do ar = O_2: 21%; N_2: 79%

Solução:

Base referencial: 1.000 kg de carvão vegetal com 80% de carbono fixo

1.000 kg carvão ≅ 800 kg Carbono

Cálculo estequiométrico da demanda de oxigênio para queima:

$$C + O_2 \text{ ----------} > CO_2$$

12 gramas de C demandam um mole-grama de oxigênio ou 22,4 litros ou 32 gramas de oxigênio

12 kg de C demandam 22,4 Nm^3 ou 32 kg de oxigênio ou 1 kmole O_2

800 kg de C vão demandar = (800 . 22,4 Nm^3) : 12 =

1.493,3 Nm^3 de oxigênio por tonelada de carvão vegetal
Ou
66,67 kmoles de oxigênio por tonelada de carvão vegetal

Cálculo estequiométrico da demanda de ar para queima:

Composição do ar em volume ou moles-quilograma:

21% Oxigênio
79% Nitrogênio

Ar estequiométrico requerido = (66,67 kmoles O_2 /t carvão) : (21 kmoles O_2/100 kmoles de ar) =

317,48 moléculas-quilograma de ar
ou
7.111,47 Nm^3 de ar

Cálculo do ar com excesso de 25% de oxigênio:

12 gramas de C demandam 1 mole-grama de oxigênio estequiométrico

12 gramas de C demandarão 1,25 moles-grama de oxigênio em função dos 25% de excesso de ar

12 kg de C demandarão 1,25 moles-quilograma de oxigênio em função dos 25% de excesso de ar, ou seja, 28 Nm^3 de oxigênio

800 kg de C vão demandar: (800 . 28 Nm^3)/12 =

1.866,67 Nm^3 de oxigênio/tonelada de carvão vegetal

ou **83,33 moléculas-quilograma de oxigênio**

Composição do ar em volume ou em moles-quilograma:

21% Oxigênio
79% Nitrogênio

(83,33 kmoles O_2/t carvão) : (21 kmoles O_2/100 kmoles ar)=

396,8 moléculas-quilograma de ar/t carvão vegetal
ou
8.888,6 Nm^3 de ar/t carvão vegetal

O que poderia ser também obtido através de outra forma mais simples, sendo que a anterior foi feita apenas para demonstrar conceitos sobre kmoles e volumes a CNTP:

(1.866,67 Nm^3 de oxigênio/t carvão) : (21 Nm^3 O_2/100 Nm^3 ar) =
8.888,6 Nm^3 de ar/t carvão vegetal

Problema 10:

Se o hidrogênio gasoso for utilizado como combustível em um queimador especializado, calcular a demanda estequiométrica de oxigênio por tonelada desse combustível. Expressar os resultados em peso e em volume de oxigênio. Calcular ainda a relação entre os pesos e volumes de oxigênio e hidrogênio para cada molécula-quilograma de ambos os gases.

Solução:

Base referencial: Uma tonelada de hidrogênio

Reação de queima do hidrogênio:

$$H_2 + \frac{1}{2} O_2 \text{ ----------> } H_2O$$

$$H_2 \text{ ---------- } \frac{1}{2} O_2$$

2 quilogramas ---------- 16 quilogramas
2 quilogramas ---------- 11,2 Nm^3

Cálculo da necessidade estequiométrica de oxigênio para queima de 1 tonelada de hidrogênio:

$$H_2 \text{ ---------- } \frac{1}{2} O_2$$

2 quilogramas ---------- 16 quilogramas
1.000 kg ---------- X

X = **8.000 kg de oxigênio**

Ou ainda:

H_2 ---------- ½ O_2

2 quilogramas ---------- 11,2 Nm^3
1.000 kg ---------- Y

Y = **5.600 Nm^3 de oxigênio**

Cálculo da relação entre os pesos e volumes das moléculas-quilograma de ambos os gases (oxigênio e hidrogênio):

1 molécula-quilograma de H_2 = 2 quilogramas e 22,4 Nm^3
1 molécula-quilograma de O_2 = 32 quilogramas e 22,4 Nm^3

Relação entre os pesos= (32 kg O_2/mole-quilograma) : (2 kg H_2/mole-quilograma)

Relação entre os pesos = **16 kg de oxigênio/kg de hidrogênio**

Relação entre os volumes= (22,4 Nm^3 O_2/mole-quilograma) : (22,4 Nm^3 H_2/mole-quilograma)

Relação entre os volumes = **1 Nm^3 de oxigênio/1 Nm^3 de hidrogênio**

Problema 11:

No problema anterior, calcular o peso do gás formado pela combustão completa e estequiométrica de uma tonelada de hidrogênio no equipamento queimador em questão. Calcular também a análise em equipamento Orsat para um excesso de 32% de excesso de ar.

Solução:

Base referencial: Uma tonelada de hidrogênio

Reação de queima do hidrogênio:

$$H_2 + ½\ O_2 \text{ ----------} > H_2O$$

H_2 ---------- H_2O
2 kg hidrogênio ---------- 18 kg de água
2 kg hidrogênio ---------- 22,4 m³ de vapor de água

Ou ainda:
1 tonelada H_2 ---------- 9 toneladas de vapor de H_2O
1 tonelada H_2 ---------- 11.200 m³ de vapor de H_2O

e

H_2 ---------- ½ O_2
2 kg hidrogênio ---------- 16 kg de oxigênio
2 kg hidrogênio ---------- 11,2 Nm³ de oxigênio

Ou ainda:
1 tonelada H_2 ---------- 8 toneladas O_2
1 tonelada H_2 ---------- 5.600 Nm³ O_2

Adequações para excesso de 32% no oxigênio de combustão:

Um excesso de ar de 32% significa que a quantidade de oxigênio calculada por estequiometria deve ser aumentada em 32%; ou seja:

1 tonelada H_2 ---------- 1,32 . 8 toneladas O_2= 10,56 t O_2
1 tonelada H_2---------- 1,32 . 5.600 Nm³ O_2 = 7.392 Nm³ O_2

Adequações para excesso de 32% no ar de combustão:

O oxigênio está presente no ar de combustão na proporção de 21% de seu volume. Logo o volume de ar de combustão por tonelada de hidrogênio queimado com 32% de excesso de ar será:

1 tonelada H_2 ---------- 7.392 Nm³ O_2
1 tonelada H_2 --------- (7.392 Nm³ O_2) : 0,21 = **35.200 Nm³ de ar**

Desse total de ar de combustão, o nitrogênio permanecerá incólume, mas o oxigênio será em grande parte consumido na combustão para formar o vapor de água.

Nitrogênio residual = (35.200 Nm³ totais – 7.392 Nm³ do oxigênio) = **27.808 Nm³ de nitrogênio**

Oxigênio em excesso e que aparecerá nos gases de exaustão como oxigênio corresponderá apenas ao excesso de 32%, ou seja:

Oxigênio = (7.392 Nm³ de oxigênio no ar em excesso) – (5.600 Nm³ de oxigênio consumido na combustão do hidrogênio) =

1.792 Nm³ de oxigênio residual

Cálculo dos gases residuais analisados para cada 1 tonelada de hidrogênio sendo queimado:

- 0 Nm³ de hidrogênio (combustão total)
- 11.200 m³ de vapor de H_2O
- 1.792 Nm³ O_2
- 27.808 Nm³ N_2

Cálculo do volume total de gases nas fumaças deixando o queimador:

Volume final e total dos gases residuais após a combustão de 1 tonelada de hidrogênio com 32% de excesso de ar de combustão será a soma dos gases e vapores residuais: vapor de água, oxigênio e nitrogênio =

(11.200 m³ de vapor de água) + (1.792 Nm³ de oxigênio) + (27.808 Nm³ de nitrogênio) = **40.800 m³ de gases de exaustão**

Análise percentuais base volumétrica dos gases em equipamento Orsat:

Vapor de água = 100 . {11.200/40.800)} = **27,45% Vapor H_2O**
Oxigênio = 100 . {1.792/40.800} = **4,40% O_2**
Nitrogênio = 100 . {27.808/40.800} = **68,15% N_2**

Considerar que esse processo de combustão do hidrogênio não gera gás carbônico, como acontece na maioria dos combustíveis, o que exigirá para outros tipos de combustão que as quantidades desse gás devam ser cuidadamente calculadas para se avaliar corretamente a composição final dos gases de exaustão da combustão.

Problema 12:

Um gás combustível constituído de 100% metano (CH_4) é queimado com ar de forma tal que uma chama de excelente qualidade possa ser obtida. Calcular a quantidade de oxigênio e nitrogênio presentes na queima e nos gases de exaustão quando a combustão for realizada com um excesso de oxigênio de 50%. Dados= C: 12; O: 16; N: 14; H: 1

Solução:

Base referencial: Uma molécula-grama do metano

Reação de combustão do metano:

$$CH_4 + 2\ O_2 \text{ ----------} > CO_2 + 2\ H_2O$$

A cada mole-grama de metano se consomem dois moles-grama de oxigênio e se gera um mole-grama de gás carbônico e dois moles de água. O metano consome então 2 moles-grama de oxigênio para sua completa e estequiométrica combustão.

Todo o gás carbônico do gás de exaustão é gerado pela queima do metano e a relação é 1 mole-grama de CO_2 por mole-grama de metano.

A cada 1 mole-grama de oxigênio, o ar de queima traz junto consigo e estequiometricamente:
79 moles-grama N_2/21 moles-grama O_2 =

3,7619 moles-grama N_2/mole-grama de O_2 estequiométrico

Logo, como a estequiometria prevê 2 moles-grama de O_2 por mole-grama de metano, teríamos

7,5238 moles-grama de nitrogênio (da estequiometria) que permaneceriam incólumes no gás de exaustão

Estamos porém falando em 50% de excesso de oxigênio, o que resultará em sobra de oxigênio e aumento da sobra de nitrogênio, isso acontecendo na relação de 1,5 vezes.

Estequiometricamente:

$$CH_4 + 2\ O_2 \text{ ----------} > CO_2 + 2\ H_2O$$

Com excesso de ar:
1 mole-grama CH_4 ---- (2. 1,5) = 3 moles-grama O_2

Essas 3 moles-grama de oxigênio corresponderão a:

11,286 moles-grama de nitrogênio/mole-grama de metano

Dessa quantidade de moléculas-grama de oxigênio, duas serão consumidas pela reação de combustão por mole-grama de metano para se formar o gás carbônico e sobrará apenas uma em excesso.

O ar de exaustão dessa queima terá então em sua composição:

1 molécula-grama de oxigênio residual
11,286 moléculas-grama de nitrogênio
1 molécula-grama de gás carbônico
2 moléculas-grama de água

E tudo isso para se queimar apenas uma molécula-grama de metano.

São por essas e outras razões que a geração de energia é uma atividade de alto impacto ambiental e de utilização de recursos naturais e deve ser otimizada em processos de ecoeficiência energética.

Problema 13:

Uma caldeira a gás opera queimando metano e monóxido de carbono os quais estão presentes em um gás combustível na proporção 80% de metano e 20% monóxido de carbono. A caldeira opera com um total de 50.000 Nm^3 de ar de combustão por hora, trabalhando com um excesso de ar de 5.000 Nm^3/hora, ambos referidos às condições normais de temperatura e pressão. Calcular a quantidade de oxigênio estequiométrico sendo consumido por hora pela caldeira. Com base na quantidade de ar e de oxigênio estequiométricos, calcular a quantidade queimada por hora de metano e de monóxido de carbono.

Solução:

Base referencial: Uma hora de operação

Dados do problema:

- Gás contendo 80% metano (CH_4) e 20% monóxido de carbono (CO) em base volumétrica (e também em número de moles-grama)
- Ar de combustão injetado por hora: 50.000 Nm^3
- Excesso de ar de combustão: 5.000 Nm^3/hora

Reações estequiométricas de combustão completa dos gases presentes no combustível:

$$\mathbf{CH_4 + 2\,O_2 \text{----------} > CO_2 + 2\,H_2O}$$

1 mole-grama de metano consome 2 mole-grama de oxigênio

16 gramas de metano requerem 64 gramas de oxigênio ou 44,8 litros

16 kg de metano requerem 44,8 Nm^3 de oxigênio

$$\mathbf{2\,CO + O_2 \text{----------} > 2\,CO_2}$$

2 moles-grama de monóxido de carbono consomem 1 mole-grama de oxigênio

56 gramas de monóxido de carbono requerem 32 gramas de oxigênio ou 22,4 litros

56 kg de monóxido de carbono requerem 22,4 Nm^3 de oxigênio

Cálculo da quantidade estequiométrica de ar de combustão:

Ar de combustão injetado: 50.000 Nm^3/hora
Excesso de ar de combustão: 5.000 Nm^3/hora

Ar estequiométrico = 50.000 – 5.000 = **45.000 Nm^3/hora**

1 molécula-grama (mol ou mole) corresponde a 22,4 litros
1 molécula-quilograma (kmol ou kmole) corresponde a 22,4 Nm^3

Cálculo da distribuição e peso de 100 moléculas-quilograma do gás combustível:

- 100 moléculas-quilograma do gás combustível possuem:

80 moléculas-quilograma de metano
1.792 Nm^3 de metano
1.280 kg de metano

20 moléculas-quilograma de monóxido de carbono
448 Nm^3 de monóxido de carbono
1.120 kg de monóxido de carbono

100 moléculas-quilograma do gás combustível misto sendo queimado representam:

2.400 kg da mistura dos dois gases na proporção do enunciado
2.240 Nm^3 de volume de gás combustível

Cálculo do consumo de oxigênio estequiométrico correspondente a 100 moléculas-quilograma do gás combustível:

100 moléculas-quilograma do gás combustível possuem:

- 80 moléculas-quilograma de metano que consumirão 160 moléculas-quilograma de oxigênio

- 20 moléculas-quilograma de monóxido de carbono que consumirão 10 moléculas-quilograma de oxigênio

Logo, 100 moléculas-quilograma do gás combustível pesam 2.400 kg e consumirão 170 moléculas-quilograma de oxigênio, ou seja 3.808 Nm³ de oxigênio estequiométrico, que por sua vez correspondem a:

(3.808 Nm³) : 0,21 = 18.133 Nm³ de ar de combustão estequiométrico

Do que resulta:

2.400 kg gás --- 3.808 Nm³ oxigênio ---- 18.133 Nm³ ar estequiométrico

Cálculo das necessidades horárias de oxigênio estequiométrico para 45.000 Nm³ de ar estequiométrico injetado na caldeira:

3.808 Nm³ oxigênio ---- 18.133 Nm³ ar estequiométrico

X ---------- 45.000 Nm³

X = **9.450 Nm³ de oxigênio estequiométrico para queima do combustível misto por hora**

Cálculo do peso queimado por hora do combustível misto:

2.400 kg ----- 3.808 Nm³ oxigênio
Y ---------- 9.450 Nm³ oxigênio

Y = **5.956 kg por hora de gás combustível sendo queimado**

Cálculo das quantidades horárias de metano e monóxido de carbono:

Lembrando que:

100 moléculas-quilograma do gás sendo queimado representam:

2.400 kg da mistura dos dois gases na proporção do enunciado
2.240 Nm³ de volume de gás

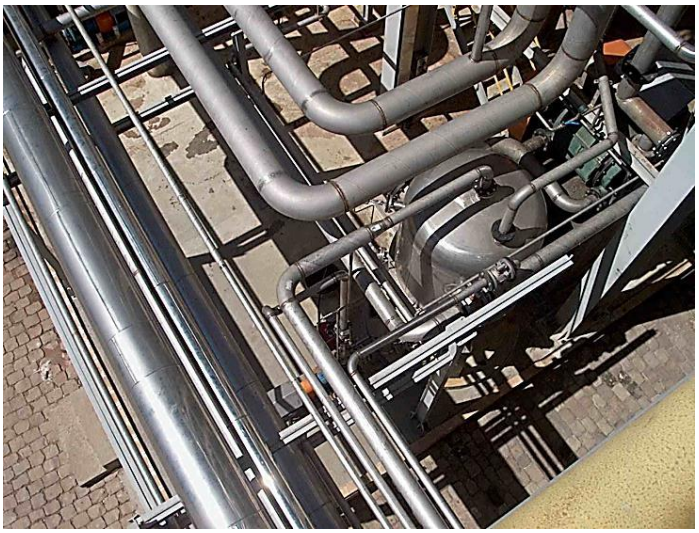
2.400 kg ---------- 2.240 Nm³
5.956 kg ---------- Z

Z = 5.559 Nm³ de gás combustível, sendo que:

80% desse volume é metano = **4.447 Nm³ de metano/hora**

20% desse volume é monóxido de carbono = **1.112 Nm³ de monóxido de carbono/hora**

SEÇÃO 03: GERAÇÃO E CONSERVAÇÃO DE CALOR E ENERGIA



Problema 14:

Uma caldeira de biomassa queima cavacos de madeira e seu consumo específico de combustível é de 600 kg de biomassa úmida por Gcal útil produzida.

- Considerando que a eficiência térmica dessa caldeira seja de 85%, qual o poder calorífico inferior dessa biomassa em Mcal/tonelada úmida?
- Considerando ainda que o preço da biomassa energética seja de 50 dólares por tonelada úmida, calcular o custo do combustível por unidade de Gcal útil produzida.

Solução:

Base referencial: Uma Gcal útil produzida

Cálculo da quantidade de calor primário no combustível por Gcal útil produzida:

Eficiência energética da caldeira = 85% - ou seja, 0,85 Gcal útil por Gcal primário no combustível

Quantidade calor combustível/Gcal útil = (1 Gcal útil) : 0,85 =

1,1764 Gcal combustível/Gcal útil

Cálculo do poder calorífico inferior da biomassa úmida:

600 kg de biomassa úmida ----- 1,1764 Gcal
1.000 kg de biomassa úmida ---------- X

X = 1,961 Gcal/tonelada úmida de biomassa

X = **1.961 Mcal/t úmida**

Cálculo do gasto com biomassa por Gcal útil produzida:

1.000 kg de biomassa úmida ---------- 50 US$
600 kg de biomassa/Gcal ---------- X

X = **30 US$ por Gcal produzida**

Problema 15:

A emissão de material particulado da caldeira do exercício anterior foi legislada como devendo ser de no máximo 20 gramas/GJ no combustível primário queimado. Qual seria a quantidade diária de particulados que essa caldeira de força poderia emitir como limite máximo caso ela estivesse gerando 6.000 Gcal de energia útil nesse período?

Solução:

Base referencial: 6.000 Gcal de energia útil por dia

Conhece-se que:
1 Gcal = 4,1868 GJ

Equivalência entre 6.000 GCal/dia e GJ/dia:

1 Gcal = 4,1868 GJ
6.000 GCal/dia ------ X

X = 25.121 GJ de energia útil produzida/dia

Cálculo das necessidades diárias de energia primária na biomassa combustível:

Eficiência térmica da caldeira = 85%

Energia primária do combustível = (25.121 GJ de energia útil produzida/dia) : 0,85 =

Y = **29.554 GJ de energia primária no combustível**

Cálculo da geração diária limitada pela legislação para particulados emitidos:

Limite máximo particulados gerados = (20 g particulados/GJ de energia primária no combustível) . (29.554 GJ de energia primária/dia) =

Limite máximo particulados gerados = 591.080 gramas de particulados/dia =

591 kg de particulados por dia de operação da caldeira

Problema 16:

Uma caldeira de força queima carvão vegetal com poder calorífico inferior de 8.000 kcal/kg a uma razão de 1 kg de combustível por segundo. Admitindo-se que a caldeira tenha uma eficiência térmica de

85%, qual a quantidade horária de calor que essa caldeira oferece como produção de vapor?

Solução:

Base referencial: Uma hora de queima da caldeira

Cálculo do consumo horário de carvão vegetal:

Consumo: 1 kg/segundo . (60 seg./minuto) . (60 minutos/hora) = 3.600 kg de carvão vegetal por hora

Quantidade de calor primário oferecido à caldeira por hora:

3.600 kg/hora . 8.000 kcal/kg = 28.800.000 kcal/hora

28,8 Gcal/hora

Cálculo da quantidade de calor convertida em vapor em função da eficiência térmica de 85%:

28,8 Gcal/hora . 0,85 = **23,04 Gcal/hora**

Problema 17:

Uma pequena fornalha aquece uma serpentina na qual circula água com vazão igual a 18.000 kg/hora. A água entra com temperatura de 20ºC e sai a 80ºC. A fornalha opera com lenha bastante seca de eucalipto com um poder calorífico inferior de 3.000 kcal/kg base peso úmido. O rendimento do processo de aquecimento da água é de 80%. Qual a quantidade de calor que deve ser oferecida à água em uma hora para se conseguir esse aquecimento? Qual o consumo de lenha na base horária?

Solução:

Base referencial: Uma hora de operações

Cálculo da quantidade líquida de calor necessário para aquecer a água de 20º para 80ºC:

$$Qcalor = m \cdot c \cdot \Delta T$$

Onde:
m = 18.000 kg/hora
c = 1 kcal/kg.ºC
ΔT = 80 – 20 = 60°C

Logo:

Qcalor = 18.000 . 1 . 60 = 1.080.000 kcal/hora

Cálculo da quantidade total de calor necessário para aquecer a água em função do rendimento térmico da fornalha ser 80%:

Q calor total = (1.080.000) : 0,8 = **1.350.000 kcal/hora**

Cálculo da quantidade de lenha requerida por hora:

1 kg lenha ------ 3.000 kcal
X --------- 1.350.000 kcal

X = **450 kg lenha/hora**

Problema 18:

Uma fábrica de celulose kraft consome 15 GJ de vapor de aquecimento por tonelada de celulose seca ao ar. A geração de efluente líquido bruto é de 30 m³ por tonelada seca ao ar e a temperatura desse efluente que chega à torre de resfriamento é de 65ºC. Sabendo-se que a temperatura da água do rio de onde se capta a água para a fábrica é de 25ºC, pede-se determinar qual a quantidade específica de calor perdido

e a respectiva percentagem do calor utilizado que a fábrica desperdiça através dos efluentes hídricos para cada tonelada de celulose produzida.

Solução:

Base referencial: Uma tonelada seca ao ar de celulose

Dados do problema:
Calor consumido por tonelada seca ao ar: 15 GJ
Geração específica de efluente: 30 m³
Temperatura da água captada: 25ºC
Temperatura do efluente para resfriamento: 65ºC

Cálculo da quantidade de calor perdido nos efluentes por cada tonelada de celulose seca ao ar:

$$QC = M \cdot C. \Delta T$$

onde:

- QC = Quantidade de calor em Mcal
- M = Massa ou peso de efluente em toneladas (ou equivalentes em m³)
- C = Calor específico da efluente, assumido igual ao da água em Mcal/t.ºC = 1
- ΔT = Diferencial de temperatura do efluente a 65ºC para a água captada a 25°C

$$QC = M \cdot C. \Delta T$$

$$QC\ (Mcal) = (30\ t).\ (1\ Mcal/t.ºC).\ (65ºC - 25ºC)$$

QC (Mcal) = 1.200 Mcal equivalentes a cada tonelada seca ao ar de celulose

Ou

QC (Gcal) = 1,200 Gcal equivalentes a cada tonelada seca ao ar de celulose

Sabe-se que:

1 Gcal = 4,1868 GJ

Logo

1,2 Gcal ----- X

X = **5,02 GJ de calor perdido nos efluentes por tonelada seca ao ar de celulose**

Cálculo do desperdício percentual do calor perdido nos efluentes em relação ao calor consumido:

Calor específico consumido = 15 GJ/t celulose
Calor desperdiçado via efluentes = 5,02 GJ/t celulose

%Calor Perdido ou Desperdiçado = 100 . {(5,02) / (15)} =

33,5% do calor adicionado na fabricação da celulose se perde como efluente quente a descartar

---

Problema 19:

O poder calorífico de uma lenha de eucalipto vem sendo estimado através da seguinte fórmula prática empírica desenvolvida especificamente para ela:

PCI = 4.800 – 55 . (Teor de Umidade)

PCI – em Mcal/tonelada de biomassa tal qual
Umidade – em percentagem base material úmido
Calcular o poder calorífico de uma lenha absolutamente seca e de outra lenha com 50% de umidade. Calcular também o consumo de calor

requerido para evaporar a água dessa lenha a 50% de umidade quando ela for queimada como combustível em uma caldeira. Expressar esse consumo de calor em Mcal/tonelada seca de biomassa. Calcular ainda qual a percentagem do calor potencialmente contido nessa biomassa que acaba sendo consumido para evaporação da água presente na lenha úmida.

Solução:

Base referencial: Uma tonelada absolutamente seca de lenha de eucalipto

Cálculo do poder calorífico inferior de uma lenha totalmente seca de eucalipto:

$$PCI = 4.800 - 55 \cdot (\text{Teor de Umidade})$$

Quando Teor de Umidade = 0%

Tem-se:

$PCI_{lenha\ seca}$ = 4.800 Mcal/t a.s.

Cálculo do poder calorífico inferior de uma lenha de eucalipto com 50% de umidade:

$$PCI = 4.800 - 55 \cdot (\text{Teor de Umidade})$$

Quando Teor de Umidade = 50%

Tem-se:

$$PCI = 4.800 - 55 \cdot (50)$$

$PCI_{lenha50\%}$ = 2.050 Mcal/t de lenha a 50% umidade

Ou melhor – 500 quilogramas a.s. e 500 quilogramas de água estarão compondo essa lenha úmida com poder calorífico de 2.050 Mcal/t úmida

Cálculo da quantidade de calor para evaporar a água presente em uma lenha a 50% de umidade:

0,5 t a.s. madeira + 0,5 t água ---------- 2.050 Mcal/t úmida
1 t a.s. ---------- 1 t água ---------- X

X = 4.100 Mcal para uma biomassa a 50% de umidade, mas expresso base em 1 t a.s.

Cálculo da quantidade de energia requerida para evaporar a umidade presente em 1 t a.s. de biomassa energética:

Qcalor evaporação água = (4.800 Mcal/t a.s.) – (4.100 Mcal para uma biomassa a 50% de umidade/t a.s.) =

700 Mcal de calor/t absolutamente seca de biomassa para aquecer e evaporar 1 t de água (umidade presente em uma tonelada seca e correspondente a 2 toneladas de biomassa úmida com 50% de teor umidade)

Cálculo em percentagem do calor que será utilizado para aquecer e evaporar a água da umidade:

Calor total em 1 t a.s. de biomassa seca = 4.800 Mcal/t a.s.
Calor para aquecer e evaporar a água presente em 1 t a.s. de biomassa = 700 Mcal/t a.s.

%Perda de calor = 100 . (700/4.800) =

%Perda de calor **= 14,6% se perdem para aquecer e evaporar a água da biomassa úmida com 50% de umidade**

Problema 20:

Uma tora de eucalipto recém cortada e ainda verde contém 12% de seu volume como sendo casca e 88% madeira. Medindo-se imediatamente a densidade dessa casca e dessa madeira se observaram os seguintes valores médios: Casca = 0,3 t a.s./m³ casca; Madeira = 0,55 t a.s./m³ madeira. Calcular o teor de casca dessa tora com base em seu peso seco.

Solução:

Base referencial: Um metro cúbico de uma tora de madeira de eucalipto com casca

Dados do problema:
Teor volumétrico de casca na tora: 12%
Teor volumétrico de xilema ou madeira: 88%
Densidade básica da casca: 0,3 t a.s./m³ de casca
Densidade básica da madeira: 0,55 t a.s./m³ de madeira

Cálculo dos volumes de madeira e casca na tora referencial de 1 m³ de volume:

12% do volume total da tora é casca = 0,12 m³ de casca
88% do volume total da tora é madeira = 0,88 m³ de madeira

Cálculo dos pesos de casca e madeira na tora referencial de 1 m³:

Peso = (Volume) . (Densidade)

Peso de casca = (0,12 m³) . (0,3 t a.s./m³ de casca) =
Peso de casca = 0,036 t a.s./m³ de casca

Peso de madeira = (0,88 m³) . (0,55 t a.s./m³ de madeira) =
Peso de madeira = 0,484 t a.s. de madeira

Cálculo das percentagens de madeira e casca base peso da tora:

Peso total da tora = (Peso casca) + (Peso madeira) =

Peso total da tora = (0,036 t a.s. casca) + (0,484 t a.s. madeira) =
Peso total da tora = 0,52 t a.s.

% Casca base peso = 100 . (Peso Casca/Peso Total) =
% Casca base peso = 100 . (0,036/0,52)

% Casca base peso = **6,923% de casca base peso seco**

% Madeira base peso = 100 . (Peso Madeira/Peso Total) =
% Madeira base peso = 100 . (0,484/0,52)

% Madeira base peso = **93,077% de madeira base peso seco**

Problema 21:

Um licor preto kraft com 75% de sólidos secos apresenta a seguinte composição:

- Teor de umidade: 25%
- Sólidos orgânicos: 65%
- Sólidos inorgânicos: 35%
- Teor de lignina no material orgânico: 45% base a.s.
- Teor de holocelulose no material orgânico: 55% base a.s.

Sabe-se ainda que:

- Poder calorífico inferior da lignina: 27 GJ/tonelada a.s.
- Poder calorífico da holocelulose: 21 GJ/tonelada a.s.

Estimar qual deverá ser o poder calorífico aproximado de uma tonelada a.s. desse licor a 75% de umidade e com temperatura de 100ºC. Admitir que os sólidos orgânicos não consumirão calor pois não se aquecerão ou evaporação na determinação do poder calorífico.

Solução:

Base referencial: Uma tonelada de licor preto kraft a 75% de Sólidos Secos (SS)

Composição de uma tonelada de licor preto kraft a 75% de Sólidos Secos:

Peso seco = 0,75 t SS (pois se trata de uma tonelada de licor a 75% de SS)

Peso úmido = 1 t

Peso água = 0,25 t água

65% de sólidos orgânicos na fração de Sólidos Secos = 0,65 . 0,75 = **0,4875 t a.s. de sólidos orgânicos**

35% sólidos inorgânicos na fração de Sólidos Secos = 0,35 . 0,75 = **0,2625 t a.s. de sólidos inorgânicos**

Composição e quantidade dos sólidos orgânicos:

45% de lignina nos sólidos orgânicos = 0,45 . (0,4875 t a.s. de sólidos orgânicos) = **0,2194 t a.s. de lignina/t licor a 75% de SS**

55% de holocelulose nos sólidos orgânicos = 0,55 . (0,4875 t a.s. de sólidos orgânicos) = **0,2681 t a.s. de holocelulose/t licor a 75% de SS**

Quantidade de calor oferecido pelos constituintes orgânicos secos do licor preto kraft concentrado:

$QC_{Lignina}$ = (0,2194 t a.s. lignina) . (27 GJ/t a.s. lignina) = **5.93 GJ da lignina**

$QC_{Holocelulose}$ = (0,2681 t a.s. holocelulose) . (21 GJ/t a.s. holocelulose) = **5,63 GJ da holocelulose**

QC_{Total} = 5,93 + 5,63 = **11,56 GJ primariamente presentes na fração orgânica e seca do licor preto**

Quantidade de calor roubada pela água para se aquecer e evaporar:

Admitir:
Calor específico da água = C = 1 Mcal/t.ºC
Calor latente de evaporação da água = $C_{Latente}$ = 540 Mcal/t a 100ºC
Peso de água = M = 0,25 t
Temperatura do licor preto = 100°C

Logo, a água desse licor não demandará energia para se aquecer, apenas para mudar de estado físico de líquido para vapor

$$QC = M . C. \Delta T + M . C_{Latente}$$

$$QC = (0,25\ t) . (1\ Mcal/t.ºC) . (100ºC - 100ºC) + (0,25\ t) . (540\ Mcal/t)$$

QC = 0 + 135 = 135 Mcal

Por outro lado:

1 Gcal = 1.000 Mcal = 4,1868 GJ

135 Mcal ------ Y

Y = **0,56 GJ que a água roubará para se evaporar**

Cálculo do poder calorífico inferior desse licor preto kraft concentrado:

QCLíquido = 11,56 – 0,56 =

Poder Calorífico Inferior = **11 GJ /t de licor preto a 75% de SS**

Problema 22:

Uma empresa queima carvão mineral em sua caldeira de força para gerar 15.000 GJ/dia de energia térmica útil na forma de vapor superaquecido. Admitindo que a eficiência da caldeira seja de 88% e que o poder calorífico desse carvão seja de 4.500 kcal/kg base umidade tal qual, qual a necessidade diária de carvão para queima? Se o teor de cinzas base seca do carvão for de 30% e sua umidade 10%, qual a quantidade de cinzas passíveis de serem recuperadas pelos sistemas de coleta de cinzas leves (precipitadores eletrostáticos) e pesadas (cinzas de fundo da fornalha) e que podem fazer parte do sistema de reciclagem da empresa? São conhecidos: Eficiência de remoção de cinzas: 95%. Perda de cinzas para o ambiente: 5%.

Solução:

Base referencial: Um dia de operações da caldeira de força

Dados do problema:
Geração de energia térmica: 15.000 GJ/dia
Eficiência térmica da caldeira de força: 88%
Poder calorífico do carvão mineral: 4.500 kcal/kg base umidade tal qual
Umidade do carvão mineral: 10%
Teor de cinzas do carvão base peso seco: 30%
Eficiência de remoção de cinzas: 95% base peso seco
Perda de cinzas: 5% base peso seco

Cálculo do poder calorífico do carvão mineral em GJ/t tal qual:

Poder calorífico inferior relatado = 4.500 kcal/kg carvão 10% umidade
Poder calorífico inferior relatado = 4.500 Mcal/t carvão 10% umidade

Por outro lado:

1 Gcal	=	1.000 Mcal	=	4,1868 GJ
		4.500 Mcal/t carvão	----------	X

X = **18,84 GJ/ t carvão 10% umidade**

Cálculo da demanda de carvão requerido por dia de operação, admitindo eficiência térmica de 100%:

Produção total de energia = 15.000 GJ/dia

Demanda "teórica" carvão para 100% eficiência térmica = (15.000 GJ/dia) : (18,84 GJ/t carvão) =

796,2 t carvão a 10% umidade/dia

Cálculo da demanda de carvão requerido por dia de operação, admitindo eficiência térmica de 88%:

Demanda efetiva carvão = (796,2 t carvão 10% umidade/dia) : 0,88 =

904,8 t carvão a 10% umidade/dia

Cálculo do peso diário de sólidos secos do carvão mineral consumido:

Peso seco = (Peso úmido) . (Teor Sólidos Secos) = 904,8 . 0,9 =
Peso seco = **814,3 t SS de carvão mineral/dia**

Cálculo da quantidade diária de cinzas presentes nesse carvão:

Quantidade cinzas = (Peso seco carvão) . (Teor de Cinzas)
Quantidade cinzas = (814,3 t SS/dia) . 0,30 =

244,3 t cinzas por dia

Cálculo da quantidade diária de cinzas potencialmente destinadas para processos de reciclagem externa:

Quantidade cinzas a reciclar = (244,3 t cinzas por dia) . 0,95 =

232 t cinzas secas de carvão mineral a reciclar por dia

Problema 23:

Uma turbina de extração a vapor recebe 1.000 toneladas de vapor com entalpia de 3,4 MJ/kg, produz eletricidade e expele um vapor residual com 2,0 MJ/kg. A eficiência energética dessa turbina é de 78%. Determinar a energia elétrica líquida em MWh, que é gerada nessas condições pela turbina.

Solução:

Cálculo do calor ou energia cedida por tonelada de vapor:

(Entalpia do vapor de entrada) - (Entalpia do vapor expelido) =

3,4 – 2 = 1,4 MJ/kg de vapor = 1,4 GJ/t vapor

Cálculo da energia cedida por 1.000 toneladas de vapor:

(1.000 t vapor) . (1,4 GJ/t vapor) = 1.400 GJ

Cálculo da energia líquida convertida em eletricidade pela turbina:

(Energia recebida do vapor) . (Eficiência energética) =

1.400 GJ . 0,78 = **1.092 GJ úteis de energia elétrica gerada na conversão**

Por outro lado:

1 kWh = 3,6 MJ
1 MWh = 3,6 GJ

Consequentemente:

(1.092 GJ) : (3,6 GJ/MWh) = **303,3 MWh**

Problema 24:

Um motor a gás queima gás natural com poder calorífico inferior de 35 MJ/Nm³. O consumo desse combustível pelo motor é de 105 Nm³/hora e a potência do motor em seu eixo de saída é de 450 kW. Qual a eficiência energética desse motor em relação à energia primária do combustível que está queimando?

Solução:

Base referencial: Uma hora de operações

Cálculo da quantidade de energia recebida através do gás natural como energia primária:

Energia primária do combustível ao motor =
(Fluxo de combustível) . (Poder calorífico inferior do combustível)
(105 Nm^3/hora) . (35 MJ/m^3) = 3.675 MJ/hora = 3,675 GJ/hora

Cálculo da energia efetivamente disponibilizada em uma hora pelo motor:

Energia = (Potência) . (Tempo) = (450 kW) . (1 hora) = 450 kWh

...que correspondem a:

1 kWh = 3,6 MJ

450 kWh = (450 kWh) . (3,6 MJ/kWh) = 1.620 MJ = 1,62 GJ/hora

Cálculo da eficiência energética do motor a gás:

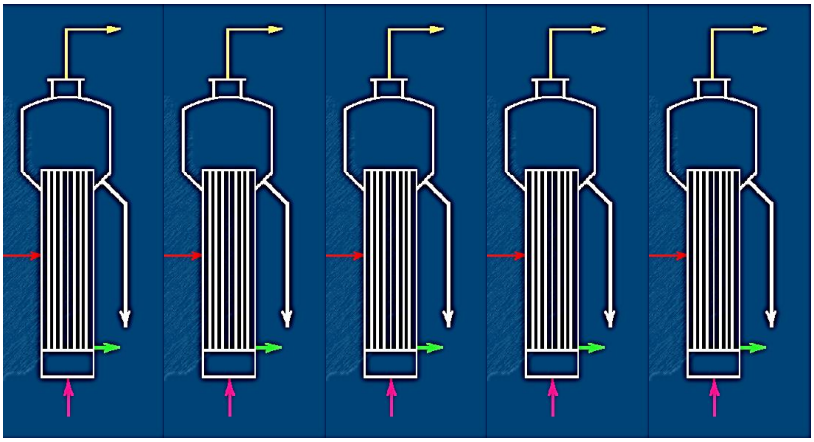
Eficiência energética = 100 . {(Energia líquida oferecida pelo motor) : (Energia primária do combustível)}

Eficiência energética = 100 . {(1,62 GJ/hora) : (3,675 GJ/hora)} =

Eficiência energética = **44.08% de eficiência energética**

==========

Uma fantástica fábrica de celulose kraft de eucalipto



Evaporadores de licor

SEÇÃO 04: EVAPORAÇÃO DO LICOR PRETO KRAFT

Problema 25:

Um sistema de evaporação de uma fábrica de celulose kraft se vale de 6 efeitos evaporativos, com injeção de vapor vivo a 3,5 kgf/cm² como fonte de calor. O vapor é alimentado na razão de 28 toneladas por hora e o licor preto fraco com 15% de sólidos entra no sistema com um fluxo de alimentação de 200 toneladas úmidas por hora. O licor preto concentrado deixa o sistema com 65% de sólidos. Admitindo que não ocorram perdas de sólidos no processo, calcular:

- Fluxo de licor preto concentrado;
- Fluxo de condensados evaporados;
- Fator de economia ou de eficiência evaporativa, expresso em toneladas de água evaporada por tonelada de vapor vivo adicionado ao sistema.

Solução:

Base referencial: Uma hora de operações

Dados do problema:
Fluxo de vapor vivo: 28 t/hora
Fluxo de licor preto fraco: 200 t/hora
Concentração em sólidos do licor preto fraco: 15%
Concentração em sólidos do licor preto concentrado: 65%

Cálculo do fluxo de sólidos secos entrando e saindo do sistema:

Fluxo Sólidos Secos = (Fluxo úmido) . (%Sólidos Secos) =

Fluxo Sólidos Secos = (200 t/h) . 0,15 = **30 t SS/hora**

Cálculo do fluxo de licor preto concentrado saindo do sistema:

Fluxo licor concentrado = (Fluxo Sólidos Secos) : (%Sólidos Secos) =
Fluxo licor concentrado = (30 t SS/hora) : (0,65) =
46,15 toneladas úmidas de licor preto concentrado

Cálculo do fluxo de condensados saindo do sistema:

Fluxo condensados = (Fluxo licor fraco) – (Fluxo licor concentrado) =

Fluxo condensados = (200 t/h) – (46,15 t/h) =
153,85 t/h de condensados removidos pelo sistema de evaporação

Cálculo do fator de economia do sistema de evaporação:

Fator de economia = (Água evaporada) : (Vapor vivo adicionado)

Fator economia = (153,85 t condensados /h) : (28 t vapor vivo/hora)

Fator de economia = **5,49 t água evaporada/t vapor vivo**

Problema 26:

Um sistema de evaporação de licor preto kraft apresenta os seguintes dados operacionais:

- Fluxo de alimentação: 600 t licor preto fraco/hora;
- %Sólidos Secos do licor fraco alimentado: 14%
- Água evaporada: 480 t/hora

Calcular:

- Quantidade total de sólidos secos encaminhados para a caldeira de recuperação, admitindo-se 3% de perdas de sólidos secos com os condensados;
- Concentração final do licor preto concentrado.

Solução:

Base referencial: Uma hora de operações

Cálculo do fluxo de alimentação de sólidos secos ao sistema evaporativo:

Fluxo Alimentação Sólidos Secos = (Fluxo úmido) . (%Sólidos Secos) =
Fluxo Alimentação Sólidos Secos = 600 . 0,14 =
84 toneladas sólidos secos entrando no sistema

Cálculo do fluxo de saída de sólidos secos do sistema evaporativo:

Admitir perda de 3% dos sólidos (2,52 toneladas de sólidos secos perdidos)

Fluxo Saída Sólidos Secos = 84 . 0,97 =
81,48 toneladas de sólidos secos saindo do sistema

Cálculo do fluxo úmido de saída do sistema:

Fluxo úmido saída = (Fluxo entrada) – (Água evaporada) – (Perda de sólidos secos) =

Fluxo úmido saída = 600 – 480 – 2,52 =
117,48 toneladas úmidas saindo do sistema

Cálculo da concentração do licor preto concentrado:

% Sólidos Secos = 100 . {(Quantidade sólidos secos) : (Peso Úmido)}
% Sólidos Secos = 100 . {(81,48 t secas): (117,48 t úmidas)} =

% Sólidos Secos do licor preto concentrado = **69,35%**

Problema 27:

Um processo de evaporação de licor preto do processo kraft de fabricação de celulose apresenta os seguintes dados operacionais:

- Vazão do vapor vivo: 75 t/hora
- Pressão do vapor vivo: 500 kPa;
- Temperatura do vapor vivo: 152ºC;
- Teor de sólidos do licor preto alimentado à evaporação: 15,4%;
- Vazão do licor preto alimentado ao sistema de evaporação: 500 t úmidas/hora;
- Teor de sólidos secos do licor após evaporação: 70%;
- Temperatura do licor preto alimentado ao processo: 87ºC.

Solicita-se calcular:

- Consumo de vapor vivo efetivo por tonelada de água evaporada;
- Fator de economia do sistema de evaporação;
- Consumo de energia efetiva em GJ/tonelada de água evaporada;
- Consumo de energia efetiva em GJ/tonelada de sólidos secos alimentado ao sistema.

Dados do vapor e água:

+ Entalpia do vapor a 152ºC e 500 kPa = 2,7 MJ/kg
+ Entalpia da água condensada = 0,649 MJ/kg

Solução:

Base referencial: Uma hora de operações

Dados do problema:
Vazão do licor preto fraco alimentado: 500 t/hora
%Sólidos Secos do licor preto fraco alimentado: 15,4%

Cálculo da alimentação do sistema em base de sólidos secos:

Fluxo de sólidos secos (SS) = (Fluxo úmido) . (% Sólidos Secos)
Fluxo de sólidos secos (SS) = (500 t/hora) . (0,154) =
Fluxo de sólidos secos (SS) = **77 t SS/hora**

Cálculo do fluxo de licor preto concentrado a 70% de SS:

Fluxo de licor concentrado = (Fluxo Sólidos Secos) : (Consistência)=
Fluxo de licor concentrado = (77 t SS/hora) : 0,70 =
Fluxo de licor concentrado = **110 t licor preto concentrado/hora**

Cálculo da água evaporada por hora:

Água evaporada = (Fluxo de alimentação de licor fraco) – (Fluxo de saída de licor concentrado)
Água evaporada = 500 – 110 =
Água evaporada = **390 t água evaporada/hora**

Cálculo do consumo específico de vapor vivo por tonelada de água evaporada:

Consumo específico vapor = (Quantidade de vapor vivo) : (Quantidade de água evaporada)
Consumo específico vapor = (75 t vapor vivo/hora) : (390 t água evaporada/hora)

Consumo específico de vapor = **0,1923 t vapor vivo/t água evaporada**

Cálculo do fator de economia do sistema de evaporação:

O fator de economia é definido como a relação entre a quantidade de água evaporada de um sistema de evaporação pela quantidade de vapor vivo que é fornecida ao mesmo. Trata-se de uma relação inversa àquela que foi calculada no item anterior desse problema.

Fator de economia = (Quantidade de água evaporada) : (Quantidade de vapor vivo)
Fator de economia = (390 t água evaporada/hora) : (75 t vapor vivo/hora)

Fator de economia = **5,2 t água evaporada/t vapor vivo**

Cálculo da energia oferecida por kg de vapor vivo para evaporação da água:

Entalpia líquida = (Entalpia do vapor) – (Entalpia do condensado)

Entalpia líquida = (2,7 MJ/kg) – (0,649 MJ/kg) = 2,051 MJ/kg de vapor
Entalpia líquida = 2,051 GJ/t vapor vivo

Cálculo da energia total oferecida por hora pelo vapor vivo para evaporação da água:

Energia do vapor vivo = (Fluxo de vapor vivo) . (Entalpia líquida unitária)

Energia do vapor vivo = (75 t vapor vivo/hora) . (2,051 GJ/t vapor vivo) =

Energia do vapor vivo = **153,825 GJ/hora**

Cálculo do consumo de energia efetiva em GJ/tonelada de água evaporada:

Dados:
Água evaporada = 390 t água evaporada/hora
Energia do vapor vivo = 153,825 GJ/hora

Consumo de energia específica =
(Energia oferecida pelo vapor vivo) : (Água evaporada) =
(153,825 GJ/hora) : (390 t água evaporada/hora) =
0,394 GJ/t água evaporada

Essa é definitivamente a grande vantagem dos sistemas de evaporação em múltiplo efeito, que permitem grandes reduções nas quantidades específicas de vapor e de calor por tonelada de água a evaporar. Assim sendo, justificam-se técnica e cientificamente os excepcionais fatores de economia desses sistemas de evaporação.

Cálculo do consumo de energia efetiva em GJ/tonelada de sólidos secos alimentado ao sistema:

Dados:
Sólidos secos alimentados ao sistema = 77 t SS/hora
Energia do vapor vivo = 153,825 GJ/hora

Consumo de energia específica =
(Energia oferecida pelo vapor vivo) : (Fluxo de sólidos secos) =
(153,825 GJ/hora) : (77 t SS/hora) =
1,998 GJ/t SS alimentados ao sistema

Problema 28:

A densidade de um licor preto foi determinada como obedecendo a seguinte equação:

$$D = (A + B.X) \cdot E^{C.Z}$$

Sabendo-se que D está expresso em gf/m², X em m, E é um número puro e Z em ºK/atmosfera, quais devem ser as unidades dos coeficientes A, B e C para se manter a consistência da equação?

Solução:

A solução implica em avaliar os diversos termos dessa equação de forma que ao final tenhamos as mesmas unidades nas quais se expressa D, ou seja gf/m².

Portanto:

A deve ser também expresso em **gf/m²**

B.X também deve estar em gf/m², porém como **X** está em **m**, **B** deverá estar em **gf/m³**

E é um número puro e também deve estar elevado a um número puro.

Logo,
C.Z deve ser igualmente um número puro, sem unidades – para que isso possa acontecer as unidades de C devem anular as de Z, ou melhor, serem inversas a elas – logo **C = atmosfera/ºK**

Problema 29:

Uma fábrica de celulose kraft gera 10.000 toneladas por dia de licor preto fraco com 15% de sólidos secos. A relação entre a matéria orgânica e inorgânica é de 1,5 na constituição da base seca desse licor.

Após uma bateria de evaporadores de múltiplo efeito, o licor atinge uma concentração de 70%. Pergunta-se:

- Quanto de água se remove pela evaporação por dia de operação?
- Qual a relação entre material orgânico e inorgânico no licor preto concentrado, admitindo-se que as perdas de sólidos foram desprezíveis ao longo do sistema evaporativo?
- Calcular as quantidades de matéria orgânica e inorgânica no licor preto fraco.
- Na queima desse licor na caldeira de recuperação, admitindo-se que 0,15% da matéria orgânica não sofre combustão e que 0,25% dos minerais se perdem como cinzas volantes, qual a quantidade diária de fundido ("smelt") que é encaminhada ao tanque de dissolução?

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Dados iniciais do problema:
Volume de licor/dia: 10.000 toneladas
% Sólidos Secos do licor preto fraco: 15%
% Sólidos Secos do licor preto concentrado: 70%
Relação Orgânicos/Inorgânicos: 1,5:1

Cálculo do peso absolutamente seco de sólidos por dia de operação:

Peso a.s. = (Peso úmido) . (%Sólidos Secos) =
Peso a.s. = (10.000 t úmidas) . {(15 t a.s.)/(100 t úmidas)} =
Peso a.s. = 1.500 t a.s./dia = **1.500 toneladas de (SS) Sólidos Secos por dia**

Cálculo dos pesos secos das matérias orgânica e inorgânica nos Sólidos Secos (SS):

Seja
P1 = Peso a.s. matéria orgânica
P2 = Peso a.s. matéria inorgânica

E ainda:

$$P1 = 1.5 \cdot P2$$

e

$$P1 + P2 = 1.500$$

Relacionando as duas equações, fica:

$$1,5 \cdot P2 + P2 = 1.500$$

Logo:
P2 = 600 t a.s. de sólidos inorgânicos
P1 = 900 t a.s. de sólidos orgânicos

Cálculo da água removida pela evaporação:

Água no licor preto fraco = 10.000 t úmidas – 1.500 t a.s. =

Água no licor preto fraco = 8.500 t água entrando na evaporação

Água no licor preto forte = (Peso úmido a 70% SS) – (Peso SS)

Água no licor preto forte = (1.500 : 0,7) – (1.500) =

Água no licor preto forte = 642,86 t água saindo da evaporação

Água evaporada = 8.500 – 642,86 = **7.857,14 t água removida como condensados da evaporação por dia de operação**

Cálculo da relação entre materiais orgânicos e inorgânicos no licor preto forte:
Como não são relatadas perdas de matéria seca dos sólidos do licor, a relação entre orgânicos e inorgânicos se mantém a mesma original, ou seja, 1.5:1

Cálculo do peso do fundido ou "smelt":

O "smelt" é o resíduo que sobra da queima da matéria orgânica na fornalha da caldeira de recuperação. Deveriam sobrar apenas os materiais inorgânicos (minerais) caso a combustão fosse completa e sem perdas, mas não foi o caso desse problema.

Se a combustão fosse completa e não ocorressem perdas de inorgânicos pela chaminé como arraste pelos gases de exaustão, a geração de "smelt" seria de 600 toneladas de peso seco diário.

Porém tivemos:
0,25% de perdas de materiais inorgânicos como cinzas volantes =
0,0025 . (600 t a.s. inorgânicos) =
1,5 t a.s. de perdas inorgânicas pela chaminé

0,15% de material orgânico que não foi completamente queimado e permaneceu no resíduo =
0,0015 . (900 t a.s. de materiais orgânicos) =
1,35 t a.s. de material orgânico não queimado

Peso a.s. do fundido = (600 t a.s. inorgânicos) – (1,5 t a.s. perdas minerais) + (1,35 t a.s. de orgânicos não queimados) =

Peso a.s. do fundido = **599,85 t a.s./dia de fundido enviado ao tanque de dissolução**

Problema 30:

Em um sistema de evaporação com 5 efeitos tem-se uma entrada de 600 m³/hora de licor preto fraco com 15,5% de sólidos, Durante o processo de evaporação existem perdas de sólidos secos com os

condensados dos efeitos e volatilizações de gases, num valor que corresponde a 1% da entrada de sólidos secos. O licor preto sai do último efeito com 65% de sólidos. A fábrica de celulose produz 1.600 toneladas absolutamente secas de celulose não branqueada por dia. Sabe-se que a densidade do licor preto fraco é 1,07 t/m³.
Pergunta-se:

- Qual a quantidade de água removida ao longo do processo?
- Qual o fluxo horário de licor forte produzido e gerado pelo sistema?
- Quais as perdas de sólidos secos em toneladas/dia do sistema?
- Qual a relação de SST (Sólidos Secos Totais gerados no sistema de polpação) por tonelada a.s. de celulose não branqueada?

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Dados iniciais do problema:
Fluxo de licor preto fraco: 600 m³/hora
% Sólidos Secos do licor preto fraco: 15,5%
Densidade do licor preto fraco: 1,07 t/m³
Perda de sólidos secos na evaporação: 1 % dos sólidos secos
% Sólidos Secos do licor preto concentrado: 65%
Produção diária da fábrica: 1.600 t a.s. de polpa kraft não branqueada na linha de polpa marrom

Cálculo do peso diário de Sólidos Secos disponibilizados no licor preto fraco:

Peso SS no licor preto fraco =
(Fluxo, m³/h) . (24 h/d) . (Densidade licor, t/m³) . (% Sólidos Secos) =

(600 m³/h) . (24 h/d) . (1,07 t/m³) . (15,5 t a.s./100 t úmidas) =
2.388,24 t sólidos secos gerados por dia para evaporação
Ou ainda
15.408 t úmidas de licor preto fraco/dia

Cálculo da relação SS por tonelada de celulose a.s.:

(2.388,24 t sólidos secos gerados por dia) : (1.600 t a.s. polpa/dia) =

1,4926 t SS/t a.s. polpa

Cálculo das perdas de sólidos secos por dia de operação:

Perdas = 1% de 2.388,24 t sólidos secos gerados por dia
Perdas = 0,01 . (2.388,24 t sólidos secos gerados por dia) =
Perdas = **23,88 t a.s. de perdas de sólidos do licor por dia**

Cálculo da quantidade final de sólidos secos saindo da evaporação:

Produção de SS da evaporação/dia = 99% de 2.388,24 t sólidos secos gerados por dia

Produção de SS da evaporação/dia = **2.364,36 t SS/dia**

Cálculo da produção diária e do fluxo de licor preto forte a 65% de sólidos secos:

Peso diário de licor preto forte = (2.364,36 t SS/dia) : 0,65 =
Peso diário de licor preto forte = 3.637,47 t de licor preto forte/dia
Ou ainda:
151,56 t licor preto forte/hora

Cálculo da quantidade de água evaporada por dia:

Água evaporada = (Peso úmido entrando na evaporação) – (Peso úmido saindo da evaporação) = (15.408 t licor preto fraco) – (3.637,47 t licor preto forte) =

Água evaporada/dia = 11.770,53 t água evaporada/dia de operação

---

Problema 31:

Uma fábrica de celulose apresenta os seguintes dados técnicos em seu sistema de recuperação de licor preto:

- ✓ Geração de sólidos secos por tonelada absolutamente seca de celulose não branqueada: 1,4
- ✓ Concentração em sólidos secos do licor preto fraco: 14%
- ✓ Concentração em sólidos secos do licor preto concentrado: 70%

Calcular a quantidade de água evaporada e consequente geração de condensado por tonelada de sólidos secos e por tonelada de celulose não branqueada.

Solução:

Base referencial: Uma tonelada absolutamente seca de Sólidos Secos

Cálculo da água presente no licor preto fraco por tonelada de sólidos secos (SS):

Peso úmido de 1 tonelada de sólidos secos a 14% SS =
(Peso seco) : (Consistência) = 1 : 0,14 = 7,14 t úmidas

Peso de água para 1 t SS = (Peso úmido) – (Peso seco) =
7,14 – 1 = 6,14 t água por tonelada de sólidos secos a 14% de SS

Cálculo da água presente no licor preto concentrado por tonelada de sólidos secos (SS):

Peso úmido de 1 tonelada de sólidos secos a 70% SS =
(Peso seco) : (Consistência) = 1 : 0,70 = 1,43 t úmidas

Peso de água para 1 t SS = (Peso úmido) – (Peso seco) =
1,43 – 1 = 0,43 t água por tonelada de sólidos secos a 70% de SS

Cálculo da quantidade de água evaporada por tonelada de sólidos secos:

(Água licor a 14% sólidos) – (Água licor a 70% sólidos) = 6,14 – 0,43 =
5,71 t água evaporada por tonelada de sólidos secos

Cálculo da quantidade de água evaporada por tonelada a.s. de celulose não branqueada:

1 tonelada a.s. de celulose ≅ 1,4 t SS

Água evaporada por tonelada a.s. de celulose =

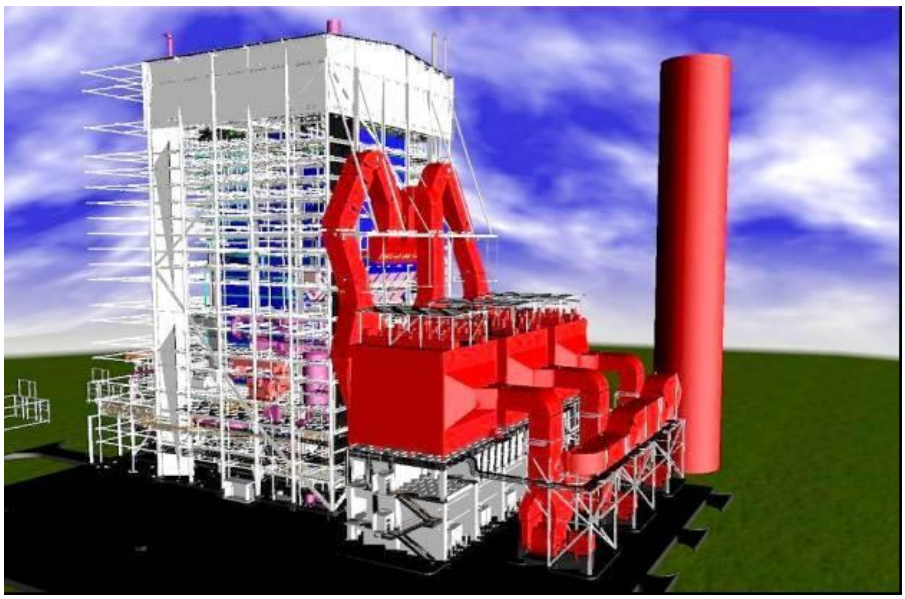
(5,71 t água/t SS) . (1,4 t SS/t a.s. celulose) =

7,99 t água/t a.s. celulose

==========

==========

SEÇÃO 05: CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO DO LICOR KRAFT



Problema 32:

Na recuperação do licor preto do processo sulfato ou kraft o sulfato de sódio é utilizado como fonte de sulfeto de sódio. Durante a queima na caldeira em uma baixa atmosfera de oxigênio, ocorre a seguinte reação:

$$Na_2SO_4 + 2\,C \text{ ----------> } Na_2S + 2\,CO_2$$

Calcular o rendimento da reação sabendo-se que um kg de sulfato de sódio com 90% de pureza produz 450 gramas de sulfeto de sódio. Dados: Na: 23; S: 32; O: 16; C: 12

Solução:

Base referencial: Um kg de sulfato de sódio com 90% pureza

Cálculo do peso disponibilizado de sulfato de sódio puro:

Peso sulfato sódio puro = 0,9 . 1.000 gramas = 900 gramas

Cálculo da quantidade estequiométrica de Na_2S a ser produzida:

$$Na_2SO_4 \equiv Na_2S$$

142 gramas ------ 78 gramas
900 gramas -------- X

X = 494 gramas estequiométricas

Cálculo do rendimento do processo em questão:

Valor obtido = 450 gramas
Valor teórico = 494 gramas

Rendimento = (450/494) . 100 = **91,1% de rendimento da reação**

Usualmente associado à Eficiência de Redução do processo (relativa às relações entre enxofre no fundido (Sulfeto) e no licor (Sulfeto+Sulfato).

Problema 33:

Calcular o rendimento energético (eficiência térmica) aproximado de uma caldeira de recuperação que queima 2.000 toneladas de sólidos secos diariamente através da combustão um licor preto com 70% de consistência como combustível primário. A caldeira produz 3,3 toneladas de vapor superaquecido (95 Bar e 490ºC) por tonelada de sólidos secos, sendo que o poder calorífico inferior do licor preto foi determinado como sendo 9,1 GJ/tonelada úmida a 70% de sólidos secos e a entalpia específica do vapor superaquecido é relatada como sendo de 3,35 GJ/tonelada. Qual a produção desse vapor por dia de operações?

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Cálculo da quantidade de licor preto a 70% de sólidos queimados por dia:

Peso combustível úmido = (Peso SS) : (% Sólidos Secos) =
Peso combustível úmido = 2.000 : 0,7 =
2.857,14 t licor a 70% sólidos secos queimados por dia

Cálculo da energia primária alimentada à caldeira através do licor preto forte:

Energia do combustível entrando na caldeira = (2.857,14 t licor forte/dia) . (9,1 GJ/t licor forte a 70% SS) = **26.000 GJ/dia**

Cálculo da energia liberada pela caldeira através do vapor superaquecido:

Produção diária de vapor = (3,3 t vapor/t SS) . (2.000 t SS/dia)

Produção diária de vapor = **6.600 t vapor/dia**

Energia do vapor = (6.600 t vapor/dia) . (3,35 GJ/t vapor)

Energia do vapor = **22.110 GJ/dia**

Cálculo do rendimento energético da caldeira de recuperação:

Rendimento energético = 100 . {(Energia sendo liberada) : (Energia primária do combustível)}
Rendimento energético = 100 . {(22.110 GJ/dia) : (26.000 GJ/dia)} =

Rendimento energético ou eficiência térmica = **85,04%**

Problema 34:

Uma caldeira de recuperação gera 4.000 Gcal/dia de energia térmica através da formação de vapor superaquecido, sendo que sua eficiência térmica é de 75%. Qual o poder calorífico do licor preto (base úmida), sabendo-se que a caldeira queima 1.600 toneladas de Sólidos Secos por dia e que a consistência do licor é de 65%?

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Dados do problema:
Alimentação de combustível na caldeira: 1.600 t Sólidos Secos/dia
Consistência do licor preto forte: 65% Sólidos Secos
Eficiência térmica da caldeira: 75%
Geração e liberação de calor na forma de vapor: 4.000 Gcal/dia

Cálculo da quantidade de energia alimentada à caldeira por dia:

Energia liberada = (Energia alimentada através licor) . (Eficiência térmica)

4.000 Gcal = (Energia alimentada através licor) . 0,75

Energia alimentada através licor = **5.333 Gcal/dia**

Cálculo do peso úmido de licor preto alimentado à caldeira por dia:

Peso úmido licor forte = (Peso sólidos secos) : (% Sólidos Secos)
Peso úmido licor forte = (1.600 t SS) : 0,65

Peso úmido licor forte = **2.461,5 t úmidas de licor preto a 65% de SS/dia**

Cálculo do poder calorífico inferior do licor preto forte a 65% de sólidos secos:

Poder calorífico inferior = (Energia primária alimentada através licor) : (Peso úmido do licor a 65% SS)

Poder calorífico inferior = (5.333 Gcal/dia) : (2.461,5 t licor forte/dia)

Poder calorífico inferior = **2,17 Gcal/t úmida de licor a 65% SS**

Ou ainda em GJ/t – multiplicar por 4,1868 GJ/Gcal

9,08 GJ/t licor preto a 65% de sólidos secos

Problema 35:

Uma caldeira de recuperação de uma fábrica de celulose solúvel que opera pelo processo pré-hidrólise kraft queima diariamente 2.000 toneladas de licor preto a 65% de sólidos secos e que contém em base dos seus sólidos secos (orgânicos+inorgânicos) os seguintes elementos constituintes:

- 4% enxofre
- 32% carbono orgânico
- 25% oxigênio
- 6% hidrogênio
- 0,5% nitrogênio orgânico
- 32,5% cinzas minerais

Admitindo-se um excesso de ar de 25% (base mássica):

- Calcular a quantidade diária dos gases de combustão formados e saindo pela chaminé dessa caldeira em termos de CO_2, SO_2, NO_2, N_2 e O_2 (somente para os gases referidos sem água, inclusive sem a água formada pelo hidrogênio).
- Calcular a proporção percentual molar de oxigênio nesses gases secos residuais da combustão (Oxigênio residual base gases secos, sem nenhum tipo de água).

Admitir que não se formaram NO, CO e SO_3.

Considerar também que do total de enxofre presente na composição do licor preto sendo queimado, apenas 3% do peso seco se perde como SO_2 para a atmosfera através dos gases de exaustão da caldeira e o restante é convertido em sulfeto de sódio, que é reciclado no processo kraft.
São dados: N: 14; O: 16; S: 32.
Composição do ar de combustão: 21% Oxigênio + 79% Nitrogênio em base volumétrica molar, o que corresponde a 3,2917 kg N_2/kg O_2 em base de massa seca (Provar como se chega a essa relação).

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

PROVANDO: Cálculo da proporção entre nitrogênio e oxigênio no ar de combustão em base de peso ao invés de volume ou moles-grama

Relação base volume: 79% N_2/21% O_2
Fator de relação = 79/21 = 3,7619 Nm^3 N_2/Nm^3 O_2

Relação base molar: 79 moles-grama N_2 / 21 moles-grama O_2
Relação base molar: 79 . 22,4 litros N_2 / 21 . 22,4 litros O_2
Fator de relação: 3,7619 litros N_2/litro O_2

Relação base peso: 79 moles-grama N_2 / 21 moles-grama O_2
Relação base peso: 79 . 28 g N_2 / 21 . 32 g O_2
Fator de relação: **3,2916 g N_2/g O_2**

Cálculo do peso seco diário de licor queimado como combustível:

Peso sólidos secos = (Peso úmido) . (% Sólidos Secos/100) =
Peso sólidos secos = (2.000 t úmidas) . 0,65 = 1.300 t SS/dia

Pesos secos diários dos constituintes do licor preto a queimar e oxidar:

- 4% enxofre

Peso seco diário de enxofre = 1.300 . 0,04 = 52 t S/dia
Perda de enxofre oxidado pela combustão através dos gases de exaustão: 3% de 52 t S/dia =

0,03 . 52 t = **1,56 t S /dia**

- 32% carbono orgânico

Peso seco diário de carbono = 1.300 . 0,32 = **416 t C /dia**

- 0,5% nitrogênio orgânico

Peso seco diário nitrogênio = 1.300 . 0,005 = **6,5 t $N_{base.orgânico}$/dia**

- 6% hidrogênio

Peso seco diário de carbono = 1.300 . 0,06 = **78 t H /dia**

Reações de combustão simplificadas:

$$S + O_2 \text{ ----------> } SO_2$$

$$C + O_2 \text{ ----------> } CO_2$$

$$H_2 + ½\ O_2 \text{ ----------> } H_2O$$

$$N_2 + 2\ O_2 \text{ ----------> } 2\ NO_2$$

Cálculos para a combustão e geração de compostos oxidados de enxofre:

$$S + O_2 \text{ ----------> } SO_2$$

32 gramas S + 32 gramas O_2 = 64 gramas SO_2

Com 25% de excesso de ar, teremos:

$$32\ g\ S + (1{,}25 \cdot 32\ g\ O_2) = 64\ g\ SO_2 + (0{,}25 \cdot 32\ g\ O_2)$$

E ainda o equivalente a nitrogênio do ar de combustão, que pode ser calculado como:

Nitrogênio do ar de combustão introduzido =
$(1{,}25 \cdot 32\ g\ O_2) \cdot (3{,}2917\ g\ N_2/\ g\ O_2) = 131{,}67$ gramas de N_2

Voltando à reação de combustão do S para 25% de excesso de ar

$$32\ g\ S + (40\ g\ O_2) = 64\ g\ SO_2 + (8\ g\ O_2) + 131{,}67\ g\ N_2$$

1,56 t S ---------- **X** -------- Y1 --------- Z1

X = 3,12 t SO_2 nos gases devido ao S/dia

Y1 = 0,39 t O_2 residual nos gases devido ao S/dia

Z1 = 6,42 t N_2 residual nos gases devido ao S/dia

Cálculos para a combustão e geração de compostos oxidados de carbono orgânico:

$$C + O_2 \text{ ----------> } CO_2$$

$$12\ \text{gramas C} + 32\ \text{gramas } O_2 = 44\ \text{gramas } CO_2$$

Com 25% de excesso de ar, teremos:

$$12\ g\ C + (1{,}25 \cdot 32\ g\ O_2) = 44\ g\ CO_2 + (0{,}25 \cdot 32\ g\ O_2)$$

E ainda o equivalente a nitrogênio do ar de combustão, que pode ser calculado como:

Nitrogênio do ar de combustão introduzido =
$(1{,}25 \cdot 32\ g\ O_2) \cdot (3{,}2917\ g\ N_2/\ g\ O_2) = 131{,}67$ gramas de N_2

Voltando à reação de combustão do C para 25% de excesso de ar

$$12\ g\ C + (40\ g\ O_2) = 44\ g\ CO_2 + (8\ g\ O_2) + 131{,}67\ g\ N_2$$

$$416\ t\ C \text{ ---------- } \mathbf{W} \text{ -------- } Y2 \text{ --------- } Z2$$

W = 1.525,3 t CO_2 residual nos gases devido ao C orgânico/dia

Y2 = 277,3 t O_2 residual nos gases devido ao C orgânico/dia

Z2 = 4.564,56 t N_2 residual nos gases devido ao C orgânico/dia

Cálculos para a combustão e geração de compostos oxidados de nitrogênio:

$$N_2 + 2O_2 \text{ ----------> } 2\ NO_2$$

$$28\ \text{gramas}\ N_2 + 64\ \text{gramas}\ O_2 = 92\ \text{gramas}\ NO_2$$

Com 25% de excesso de ar, teremos:

$$28\ g\ N_2 + (1{,}25 \cdot 64\ g\ O_2) = 92\ g\ NO_2 + (0{,}25 \cdot 64\ g\ O_2)$$

E ainda o equivalente a nitrogênio do ar de combustão, que pode ser calculado como:

Nitrogênio do ar de combustão introduzido =
$(1{,}25 \cdot 64\ g\ O_2) \cdot (3{,}2917\ g\ N_2/\ g\ O_2) = 263{,}33$ gramas de N_2

Voltando à reação de combustão do $N_{orgânico}$ para 25% de excesso de ar:

$$28\ g\ N_2 + (80\ g\ O_2) = 92\ g\ NO_2 + (16\ g\ O_2) + 263{,}33\ g\ N_2$$

$$6{,}5\ t\ N_{orgânico} \text{ --------- } \mathbf{Q} \text{ -------- } Y3 \text{ --------- } Z3$$

Q = 21,36 t NO_2 nos gases devido ao $N_{orgânico}$/dia

Y3 = 3,71 t O_2 residual nos gases devido ao $N_{orgânico}$/dia

Z3 = 61,13 t N_2 residual nos gases devido ao $N_{orgânico}$/dia

Cálculos para a combustão e geração de compostos oxidados de hidrogênio:

$$H_2 + ½\ O_2 \text{ ----------} > H_2O$$

2 gramas H + 16 gramas O_2 = 18 gramas H_2O

Com 25% de excesso de ar, teremos:

$$2\ g\ H + (1{,}25 \cdot 16\ g\ O_2) = 18\ g\ H_2O + (0{,}25 \cdot 16\ g\ O_2)$$

E ainda o equivalente a nitrogênio do ar de combustão, que pode ser calculado como:

Nitrogênio do ar de combustão introduzido =
$(1{,}25 \cdot 16\ g\ O_2) \cdot (3{,}2917\ g\ N_2/\ g\ O_2) = 65{,}83$ gramas de N_2

Voltando à reação de combustão do H para 25% de excesso de ar

$$2\ g\ H + (20\ g\ O_2) = 18\ g\ H_2O + (4\ g\ O_2) + 65{,}83\ g\ N_2$$

78 t H ---------- **R** -------- Y4 --------- Z4

R = 702 t H_2O residual nos gases devido ao H/dia

Y4 = 156 t O_2 residual nos gases devido ao H/dia

Z4 = 2.567,37 t N_2 residual nos gases devido ao H/dia

Cálculo dos pesos totais e teóricos de gases secos presentes nos gases de exaustão da caldeira:

Os gases de exaustão teórica e estequiometricamente emitidos por dia com 25% de excesso de ar seriam em quantidades equivalentes a:

X = 3,12 t SO_2 nos gases devido ao S/dia

W = 1.525,3 t CO_2 residual nos gases devido ao C orgânico/dia

Q = 21,36 t NO_2 nos gases devido ao $N_{orgânico}$/dia

R = 702 t H_2O residual nos gases devido ao H/dia

E mais:

Y1 + Y2 + Y3 + Y4= (0,39 t O_2 residual nos gases devido ao S/dia) + (277,3 t O_2 residual nos gases devido ao C orgânico/dia) + (3,71 t O_2 residual nos gases devido ao $N_{orgânico}$/dia) + (156 t O_2 residual nos gases devido ao H/dia)

Y1 + Y2 + Y3 + Y4= **437,4 t O_2 residual estequiométrico e com 25% de ar em excesso nos gases /dia**

Bem como:

Z1 + Z2 + Z3 + Z4 = (6,42 t N_2 residual nos gases devido ao S/dia) + (4.564,56 t N_2 residual nos gases devido ao C orgânico/dia) + (61,13 t N_2 residual nos gases devido ao $N_{orgânico}$/dia) + (2.567,37 t N_2 residual nos gases devido ao H/dia)

Z1 + Z2 + Z3 + Z4 = **7.199,48 t N_2 residual estequiométrico nos gases/dia**

Entretanto, as quantidades de oxigênio e de nitrogênio que seriam emitidas pelos gases de exaustão (calculadas estequiometricamente) precisam ser corrigidas pelo desconto da quantidade do oxigênio presente na constituição do licor preto que é igual a 25% do peso de sólidos secos. Esse desconto de oxigênio deve então resultar em

concomitante desconto da quantidade correspondente de nitrogênio em função de ter sido requerida menor quantidade de ar atmosférico.

Lembrar que as quantidades residuais de oxigênio presentes nos gases de exaustão correspondem a apenas uma pequena parte do total de oxigênio que foi consumido durante a combustão, pois a maior parte do oxigênio se incorporou aos produtos oxidados da combustão (gás carbônico, vapor de água, óxido de enxofre, óxido de nitrogênio, etc.)

Cálculo da quantidade de oxigênio presente no combustível licor preto:

0,25 . 1.300 = 325 toneladas O_2/dia

Correção da quantidade residual de oxigênio em função da quantidade de oxigênio presente nos sólidos do licor preto, que ajudará a reduzir a quantidade de ar necessário

Q efetiva de oxigênio = 437,4 t O_2 calculado por estequiometria - 325 t O_2 de constituição do licor=
112,4 toneladas efetivas de O_2/dia nos gases de exaustão

Correção da quantidade de nitrogênio em função da quantidade de oxigênio presente no licor preto

Q efetiva de nitrogênio = (7.199,48 t N_2 residual estequiométrico nos gases/dia) – [(325 t O_2 constituição) . (3,2917 g N_2/ g O_2)]

6.129,68 toneladas/dia de nitrogênio nos gases de exaustão

Cálculo dos pesos ou massas das toneladas-moles ou moléculas-toneladas emitidas de cada gás:

Pesos ou massas das toneladas-moles de cada gás:

CO_2 = 44 toneladas

SO_2 = 64 toneladas

NO_2 = 46 toneladas

O_2 = 32 toneladas

N_2 = 28 toneladas

Quantidades em números de toneladas-moles ou moléculas-toneladas perdidas por dia pelos gases de exaustão, a exceção da água, mesmo da água formada na combustão:

- 1.525,3 t CO_2 residual nos gases/dia equivalem a:

(1.525,3 t CO_2) : (44 toneladas/tonelada-mole CO_2)=

34,666 toneladas-moles de CO_2/dia

- 21,36 t NO_2 residual nos gases/dia equivalem a:

(21,36 t NO_2) : (46 toneladas/tonelada-mole NO_2) =

0,46 toneladas-moles de NO_2/dia

- 3,12 t SO_2 nos gases/dia

(3,12 t SO_2) : (64 toneladas/tonelada-mole SO_2) =

0,0488 toneladas-moles de SO_2/dia

- 112,4 t O_2 residual nos gases/dia equivalem a:

(112,4 t O_2) : (32 toneladas/tonelada-mole O_2) =

3,51 toneladas-moles de O_2/dia

- 6.129,68 t N_2 residual nos gases/dia equivalem a:

(6.129,68 t N_2) : (28 toneladas/tonelada-mole N_2) =

218,92 toneladas-moles de N_2/dia

Quantidade em número total de toneladas-moles ou mole-toneladas por dia nos gases de exaustão expressos como isentos de água:

Q = (34,666 toneladas-moles de CO_2) + (0,46 toneladas-moles de NO_2) + (0,0488 toneladas-moles de SO_2) + (3,51 toneladas-moles de O_2) + (218,92 toneladas-moles de N_2)

Q = **257,60 toneladas-moles de gases referidos como isentos de água**

Cálculo do percentual residual de oxigênio nos gases secos de exaustão:

% Oxigênio residual =
100 . {(Nº Toneladas-Moles Oxigênio) : (Nº Toneladas-Moles Totais)}

% Oxigênio residual = 100 . {(3,51) : (257,60)}

% Oxigênio residual = **1,36% base molar ou base volumétrica**, já que cada molécula-tonelada de qualquer um desses cinco gases tem o mesmo volume pela lei dos gases)

Cálculo da relação em base peso do oxigênio no ar:

Relação base peso = 100 . {[21 . 32g] / [(21 . 32g) + (79 . 28g)]} =

23,3% de oxigênio no ar com base em peso seco (ou 0,233)
+
76,7% de nitrogênio no ar base peso (ou 0,767)

Cálculo da relação ar total aplicado para queima/tonelada de sólidos secos:

- Ar teórico total necessário por dia para oxidar enxofre:

{[1,56 t S] . [40 g O_2 / 32 g S]} : 0,233 = 8,37 t ar / dia

- Ar teórico total necessário por dia para oxidar carbono orgânico:

{[416 t C] . [40 g O_2 / 12 g C]} : 0,233 = 5.951,4 t ar / dia

- Ar teórico total necessário por dia para oxidar Norgânico:

{[6,5 t Norgânico] . [80 g O_2 / 28 Norgânico]} : 0,233 = 79,71 t ar / dia

- Ar teórico total necessário por dia para oxidar hidrogênio:

{[78 t H_2] . [20 g O_2 / 2 g H_2]} : 0,233 = 3.347,6 t ar / dia

- Total de ar teórico estequiométrico para 25% de excesso de ar/dia = Somatório dos valores calculados = **9.387,08 toneladas/dia**

- <u>Desconto do ar que corresponderia ao oxigênio presente na constituição do licor preto</u>

(325 t oxigênio) : 0,233 = **1.394,9 t ar a descontar devido ao oxigênio da constituição licor preto/dia**

- Total de ar efetivamente aplicado para manter 25% de excesso de ar/dia

9.387,08 t/dia – 1.394,9 t/dia = **7.992,18 t ar aplicado/dia**

Total de sólidos secos/dia = **1.300 toneladas/dia**

Relação ar aplicado/combustível sólido **= 6,14 t ar/t licor preto base sólidos secos**

Problema 36:

Licor preto kraft está sendo queimado em uma caldeira de recuperação de acordo com as seguintes condições:

Calcular as quantidades em kmoles de água perdida com os gases de exaustão da combustão por hora de operação, considerando as frações: água gerada devido à sua presença no combustível como umidade e água gerada devido à combustão da matéria orgânica do combustível.

Solução:

Base referencial: Uma hora de operações

Cálculo da alimentação de água e de sólidos secos à caldeira por hora:

Peso sólidos secos/hora = (Peso úmido) . (% Sólidos Secos) =

Peso sólidos secos/hora = (100 t úmidas) . 0,70 = **70 t SS/hora**

Peso água do combustível = (100 t úmidas) – (70 t SS) =

Peso água do combustível perdida pela chaminé =
30 t água da umidade combustível/hora

Cálculo da água gerada na combustão do material orgânico do licor preto:

Peso de Carbono alimentado e queimado por hora = 0,30 . (70 t SS/h)
Peso de Carbono alimentado e queimado por hora = **21 t C/hora**

21 : 12 = **1,75 átomos-tonelada de Carbono (ou Mega-átomos)**

Peso de Oxigênio alimentado por hora = 0,286 . (70 t SS/h)
Peso de Oxigênio alimentado por hora = **20 t O/hora**

20 : 16 = **1,25 átomos-tonelada de Oxigênio (ou Mega-átomos)**

Peso de hidrogênio alimentado por hora = 0,04 . (70 t SS/h)
Peso de hidrogênio alimentado por hora = **2,8 t H/hora**

2,8 : 1 = **2,8 átomos-tonelada de Hidrogênio (ou Mega-átomos)**

Peso matéria orgânica presente em SS representada pela soma carbono+hidrogênio+oxigênio =

43,8 toneladas de Sólidos Orgânicos/hora

Fórmula molecular aproximada da fração orgânica do combustível e que será convertida em gás carbônico e água pela combustão:

($C_{1,75}H_{2,8}O_{1,25}$)

E a reação de combustão desse produto orgânico modelo poderá ser assim representada:

$$(C_{1,75}H_{2,8}O_{1,25}) + 1,825 \cdot O_2 \text{ -------> } 1,75 \cdot CO_2 + 1,4 \cdot H_2O$$

43,8 ---------- 25,2
43,8 toneladas de Sólidos Orgânicos ---------- Y t água

Y = **25,2 t água gerada pela queima da fração orgânica do licor preto/hora**

Cálculo da água total perdida nos gases de exaustão por hora:

(30 t água do combustível /hora) + (25,2 t água gerada pela queima da fração orgânica do licor preto) =

55,2 t água por hora = **55.200 kg de água total/hora**

Peso de um kmole de água = 18 kg

Número de kmoles água nos gases de exaustão = (55.200 kg): (18 kg)

3.066.7 kmoles de água por hora

Problema 37:

O fluxo de gases secos (isentos de vapor d'água nos cálculos de medição) de uma chaminé de caldeira de recuperação é de 600.000 m³/hora. A área da boca do tubo da chaminé é de 5 m². Qual a velocidade de saída dos gases pela chaminé? Esses gases de exaustão estão a 145ºC de temperatura e 780 mm de pressão. Expressar o fluxo de gases dessa em condições normais de temperatura e pressão (CNTP).

Solução:

Base referencial: Uma hora de operações

Fluxo de gases secos = 600.000 m³/hora
Área da chaminé no ponto de saída dos gases = 5 m²

Cálculo da velocidade dos gases:

Velocidade dos gases = (Fluxo em m³/h) : (Área em m²)

Velocidade dos gases = (600.000 m³/hora) : (5 m²) = 120.000 m/h =
Velocidade dos gases = **2.000 m/minuto**
Velocidade dos gases = **2 km/min**

Cálculo dos gases a CNTP (273 ºK e 760 mm de Hg)

$$(P1 \cdot V1) / T1 = (P2 \cdot V2) / T2$$

Vamos considerar que as condições referidas como 1 sejam as condições a CNTP, ou seja para as unidades do problema:

CNTP: Temperatura = 273ºK ou 0ºC ; Pressão = 760 mm Hg e V1 = ?

Dados na condição 2:
Temperatura: 145ºC ou 418ºK
Pressão: 780 mm Hg
V2 = Fluxo de gases = 600.000 m³/hora

$$(P1 \cdot V1) / T1 = (P2 \cdot V2) / T2$$

$$(760 \cdot V1)/273 = (780 \cdot 600.000)/418$$
$$2{,}78388\ V1 = 1.119.617$$

V1 = Fluxo dos gases secos a CNTP = **402.179 Nm³/hora**

Problema 38:

Uma fábrica de celulose opera sua caldeira de recuperação de acordo com os seguintes dados técnicos:

- Proporção de fundido inorgânico ("smelt") produzido por tonelada de sólidos secos do licor sendo queimado: 44%;
- Relação dos sólidos secos queimados na caldeira por tonelada absolutamente seca de celulose não-branqueada: 1,45 tSS/t a.s. polpa;
- Teor de cloretos nos sólidos secos do fundido da caldeira: 0,7%;
- Teor de potássio nos sólidos secos do fundido da caldeira: 2,5%.

Calcular a quantidade de cloretos e de potássio que estão circulando nesse sistema de recuperação sabendo que a fábrica produz 2.500 toneladas de celulose absolutamente seca no digestor.

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Cálculo da quantidade de sólidos secos queimados pela caldeira por dia:

SSTotais = (Produção do digestor) . (1,45 tSS/t a.s. polpa)
SSTotais = (2.500 t a.s./dia) . 1,45 t SS/t a.s. polpa =
SSTotais =**3.625 t SS/dia**

Cálculo da quantidade de sólidos secos inorgânicos (cinzas) queimados pela caldeira por dia:

SSInorgânicos = 0,44 . (3.625 t SS/dia) =
SSInorgânicos = **1.595 t SS inorgânicos/dia**

Cálculo da quantidade de cloretos circulando como inertes pela caldeira por dia:

Cloretos no fundido = (Teor de cloretos) . (SSInorgânicos/dia)

Cloretos no fundido = (0,7:100) . (1.595 t SS Inorgânicos/dia)
Cloretos no fundido = **11,165 toneladas de cloretos/dia**

Cálculo da quantidade de potássio circulando como inertes pela caldeira por dia:

Potássio no fundido = (Teor de potássio) . (SSInorgânicos/dia)

Potássio no fundido = (2,5:100) . (1.595 t SS Inorgânicos/dia)
Potássio no fundido = **39,875 toneladas de potássio/dia**

Problema 39:

Um fundido ou "smelt" apresenta a seguinte composição em termos de valores percentuais em peso para cada constituinte químico:

- Na_2CO_3 = 45%
- Na_2SO_4 = 5%
- K_2CO_3 = 15%
- Na_2S = 22%
- NaCl = 12%
- Inertes = 1%

Todos os constituintes químicos estão expressos base tal qual. Sabe-se que o carbonato de potássio tem comportamento similar ao carbonato de sódio e participa nas reações de caustificação do licor verde resultando também em álcali ativo no licor.

Calcular:

- Eficiência de redução do sistema;
- Potencial de geração de álcali ativo no licor com base nos teores de Na_2CO_3, K_2CO_3 e Na_2S

Solução:

Base referencial: 100 toneladas do fundido

Recalculando os teores de todos os constituintes em NaOH:

- Na_2CO_3

$$2\ NaOH = Na_2CO_3$$
$$80\ \text{--------}\ 106$$
$$X\ \text{--------}\ 45$$

X = 33,96 toneladas Na_2CO_3 expresso como NaOH

- Na_2SO_4

$$2\ NaOH = Na_2SO_4$$
$$80\ \text{--------}\ 142$$
$$Y\ \text{----------}\ 5$$

Y= 2,82 toneladas Na_2SO_4 expresso como NaOH

- K_2CO_3

$$K_2CO_3 \cong 2\ NaOH$$
$$138\ ----\ 80$$
$$15\ ------\ Z$$

Z = 8,7 toneladas de K_2CO_3 expresso como NaOH

- Na_2S = 22%

$$Na_2S \cong 2\ NaOH$$
$$62\ ----\ 80$$
$$22\ ------\ T$$

T = 28,39 toneladas de Na_2S expresso como NaOH

- NaCl = 12%

$$NaCl \cong NaOH$$
$$58,5\ ----\ 40$$
$$12\ ------\ W$$

W = 8,20 toneladas de NaCl expresso como NaOH

- Total de químicos = (33.96 + 2,82 + 8,7 + 28.39 + 8,20) = **82,07 toneladas expressas como NaOH**

Cálculo da eficiência de redução:

$$ER = 100 \cdot \left\{ \frac{(Na_2S, \text{expresso como NaOH})}{(Na_2S + Na_2SO_4, \text{expressos como NaOH})} \right\}$$

$$ER = 100 \cdot \left\{ \frac{(28{,}39 \text{ t } Na_2S, \text{expresso como NaOH})}{(28{,}39\ Na_2S + 2{,}82\ Na_2SO_4, \text{expressos como NaOH})} \right\}$$

ER = **90,96% de eficiência de redução**

Cálculo do potencial de geração de álcali ativo desse fundido:

Cada 100 toneladas do fundido possui:

33,96 toneladas Na_2CO_3 expresso como NaOH
28,39 toneladas de Na_2S expresso como NaOH
8,7 toneladas de K_2CO_3 expresso como NaOH

Cujo somatório dará em termos de equivalência a NaOH o seguinte valor:

71,05 toneladas de NaOH ativo equivalente/100 toneladas do fundido

==========

SEÇÃO 06: FORNO DE CAL

Problema 40:

Um antigo forno de cal recebe uma lama previamente lavada e filtrada com 55% de consistência com a finalidade de completar a secagem da água da lama e a calciná-la para obtenção de cal virgem. Sabendo-se que o fluxo de lama ao forno é de 0,8 toneladas úmidas/minuto e que o teor de carbonato de cálcio base lama seca é de 95%, calcular:

- Provável produção de cal virgem (CaO) ao se operar com uma reação de calcinação com 90% de rendimento de decomposição;
- Possível pureza da cal virgem, admitindo-se que os inertes não perdem peso na calcinação.

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Cálculo do fluxo diário de lama de cal ao forno:

Fluxo úmido = 0,8 t úmidas/minuto =
Fluxo úmido = (0,8 t/min) . (60 min/hora) . (24 horas/dia) =

Fluxo úmido = 1.152 t úmidas/dia

Fluxo seco = (Fluxo úmido) . (Consistência) =
Fluxo seco = (1.152 t úmidas/dia) . 0,55 =
Fluxo seco = **633,6 t a.s./dia de lama de cal**

Cálculo do fluxo diário de inertes da lama de cal ao forno:

Inertes = 5% do peso seco da lama de cal
Inertes = 0,05 . 633,6 =
31,68 toneladas secas de inertes não-calcários que nada sofrem no forno de cal aquecido

Cálculo do fluxo diário de $CaCO_3$ da lama de cal ao forno:

Fluxo diário de $CaCO_3$ = 633,6 – 31,68 = **601,92 toneladas**

Cálculo da produção teórica de cal virgem:

$$CaCO_3 \cong CaO$$

100 t ≅ 56 t
601,92------- X

X = **337,97 toneladas teóricas de cal virgem**

Cálculo da produção diária de cal virgem com um rendimento de calcinação de 90%:

Produção de CaO ativa ou viva ou virgem = 337,97 . 0,9 =
303,37 toneladas de CaO ativa ou pura

Cálculo da pureza da cal virgem produzida:

Inertes não-calcários presentes na lama de cal e direcionados para a cal = 31,68 toneladas/dia

Carbonato de cálcio não calcinado devido insuficiente calcinação = (601,92 t $CaCO_3$ inicial) – {(303,37 t CaO ativa) . (100 $CaCO_3$/56 CaO) = (601,92 t $CaCO_3$ inicial) – (541,72 t $CaCO_3$ efetivamente calcinado até cal útil) =
60,2 t $CaCO_3$ que não reagiu ou não se decompôs

Total de impurezas na cal virgem = (31,69 t inertes) + (60,2 t $CaCO_3$ não calcinado) =

91,89 toneladas impurezas/dia

Peso total cal impura = 303,37 + 91,89 = **395,26 t dia de CaO impura**

Percentual de pureza da cal virgem:

%Pureza = 100 . {(Peso de cal virgem pura):(Peso total de cal impura)}

%Pureza = 100 . {(303,37):(395,26 t)} = **76,75% pureza**

O que reflete uma péssima ação do forno e da própria qualidade da lama de cal.

Problema 41:

Uma fábrica que produz 1.500 toneladas absolutamente secas de celulose kraft não branqueada por dia por dia de efetiva produção tem como requisitos uma quantidade de cal virgem pura e ativa (CaO) correspondente a 350 toneladas/dia.
Admitindo-se que:

- O forno de cal consegue calcinar 95% do carbonato oferecido;
- O teor de inertes na lama corresponde a 12% do peso seco;
- A reposição ("make-up") de calcário corresponde a 3% do peso de carbonato de cálcio que é alimentado para calcinação;
- A consistência da lama na entrada do forno é em média de 70%.

Determinar o fluxo de lama úmida (toneladas úmidas/hora) e o peso diário de calcário de "make-up" que entram ao forno por dia de operação.

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Dados do problema:

Produção diária da fábrica: 1.500 t a.s./dia
Consumo de cal virgem: 350 t CaO ativa e pura/dia
Teor de inertes na lama de cal: 12%
Rendimento da calcinação do forno: 95% do carbonato oferecido
Reposição ou "make-up" de calcário: 3%
Consistência da lama de cal: 70%

Cálculo das necessidades estequiométricas de carbonato de cálcio ao forno:

$$CaCO_3 \text{ ----------} > CaO + CO_2$$
$$100 \text{ ----------} 56$$
$$X \text{ ----------} 350 \text{ t/dia}$$

X = **625 t estequiométricas de $CaCO_3$**

Cálculo do $CaCO_3$ considerando 95% de rendimento na calcinação:

$CaCO_3$ efetivamente requerido =
(Quantidade estequiométrica) : (Rendimento) =

(625 t) : 0,95 = **657,9 t $CaCO_3$ devido ao rendimento de 95%**

Cálculo do "make-up" de calcário a ser adicionado:

3% do valor de carbonato total requerido = 0,03 . 657,9 t/dia =

19,7 t calcário de "make-up" entrando no forno por dia

Esse "make-up" está contido na quantidade de lama de cal (657,9 t/dia) que entra diariamente no forno.

Cálculo da lama de cal absolutamente seca e com 12% de inertes (88% efetiva):

Peso requerido de lama de cal impura = (657,9 t $CaCO_3$) : 0,88 =

747,61 t $CaCO_3$ de lama de cal seca e contendo 12% de inertes

Cálculo do peso úmido diário da lama de cal com 12% de inertes e a 70% de sólidos secos ou consistência:

Peso úmido = (Peso seco) : (Consistência)

Peso úmido = (747,61 t $CaCO_3$ de lama de cal seca e impura) : 0,7 =

1.068 t lama de cal impura e contendo 12% de inertes e 70% de consistência por dia

Ou então:

44,5 t lama de cal/hora

Problema 42:

Calcular o rendimento térmico de um forno de cal expresso pela seguinte relação:

$$R = \left\{ \frac{\text{(Calor para decomposição do carbonato de cálcio)}}{\text{(Calor total ao forno)}} \right\} . 100$$

O forno em questão tem um consumo de óleo combustível total de 180 kg de óleo por tonelada de cal produzida. Sabe-se que a energia de dissociação do carbonato de cálcio para essa lama em particular foi medida como sendo de 3,5 GJ/t de cal virgem gerada. O poder calorífico do óleo combustível é de 10.000 kcal/kg.

Solução:

Base referencial: Uma tonelada de cal virgem

Dados do problema:
Calor para dissociação do $CaCO_3$: 3,5 GJ/t cal virgem
Consumo de combustível total do forno: 180 kg óleo/t cal virgem
Poder calorífico óleo: 10.000 kcal/kg = 41.900 kJ/kg = 41,9 GJ/t óleo

Cálculo do consumo de calor pelo forno:

180 kg ≅ 0,180 t óleo/t cal virgem

(0,180 t óleo/t cal virgem) . (41,9 GJ/t óleo) = 7,54 GJ/t cal virgem

Cálculo do rendimento térmico do forno:

$$R = \left\{\frac{\text{(Calor para decomposição do carbonato de cálcio)}}{\text{(Calor total ao forno)}}\right\} . 100$$

$$R = \left\{\frac{3{,}5 \text{ GJ/t cal virgem}}{7{,}54 \text{ GJ/t cal virgem}}\right\} . 100$$

Rendimento = **46,4%**

O restante do calor se perde para evaporar água, aquecer gases de exaustão, irradiar pela carcaça do forno, aquecer a lama de cal, etc.

Problema 43:

Uma lama de cal entra em um forno de calcinação com 60% de consistência e em um fluxo diário de 1.000 t absolutamente secas. Calcular a quantidade de gás natural que se demandará para secar, evaporar e aquecer a água de lama por dia operacional. Sabe-se que:

- Poder calorífico inferior do gás natural: 40 MJ/Nm³
- Temperatura da lama ingressando no forno: 65ºC
- Temperatura de exaustão dos gases úmidos pela chaminé do forno de cal: 145ºC
- Calor latente de evaporação da água: 540 kcal/kg água
- Calor específico da água: 1 kcal/kg.ºC
- Conversão de unidade de energia: 1 kcal = 4,19 kJ

Solução:

Base referencial: Um dia de operações do forno

Cálculo da quantidade de água que entra no forno por dia:

Peso absolutamente seco de lama de cal: 1.000 t a.s./dia

Peso úmido de lama de cal = (Peso seco) : Consistência =

1.000 : 0,60 = 1.667 t úmidas por dia

Peso de água por dia = (1.667 t úmidas) – (1.000 t a.s.) =

Peso de água por dia = **667 t água/dia**

Cálculo da quantidade de calor necessária para aquecer a água de 65ºC para 100 ºC:

$$QC^1 = M \cdot C. \Delta T$$

onde:

M = Massa ou peso de água em kg
C = Calor específico da água em kcal/kg.ºC = 1
ΔT = Diferencial de temperatura para aquecimento até 100ºC em °C

QC^1 = (667.000 kg) . 1 . (100 – 65) = 23.345.000 kcal =
QC^1 = 23,345 GCal/dia

Cálculo da quantidade de calor necessária para evaporar a água:

QC^2 = M . (Calor latente específico)

QC^2 = (667.000 kg) . (540 kcal/kg) = 360.180.000 kcal =
QC^2 = 360,18 Gcal/dia

Cálculo da quantidade de calor necessária para aquecer a água de 100ºC para 145ºC:

QC^3 = M . C. ΔT

QC^3 = (667.000 kg) . 1 . (145 – 100) = 30.015.000 kcal =
QC^3 = 30,015 GCal/dia

Cálculo da quantidade de calor total consumido pela água da lama de cal:

QC_{Total} = QC^1 + QC^2 + QC^3 = 23,345 + 360,18 + 30,015 =

QC_{Total} = **413,54 Gcal/dia**

Ou

QC_{Total} = (413,54 Gcal/dia) . (4,19 GJ/Gcal) = **1.732,7 GJ/dia**

Cálculo da demanda de gás natural pela água da lama de cal:

Lembrando que:
Poder calorífico inferior do gás natural = 40 MJ/Nm³ = 0,040 GJ/Nm³

Volume gás natural = (Calor requerido) : (Poder calorífico gás natural)

Volume gás natural = (1.732,7 GJ/dia) : (0,040 GJ/Nm³) =

43.320 Nm³ de gás natural/dia para secar, evaporar e aquecer a lama de cal

Nesse enunciado não se mencionou acerca da eficiência de queima do gás natural – foi então admitida 100%, o que não é a realidade prática dos processos de combustão, onde sempre existe uma certa perda da energia primária do combustível na forma de combustão incompleta, etc.

Problema 44:

A reação de decomposição do calcário ou carbonato de cálcio para cal virgem consome cerca de 3.000 kJ/kg de cal virgem produzida. Considerando que um forno de cal esteja produzindo 350 toneladas de cal virgem por dia, calcular o consumo de energia por dia apenas para essa reação de decomposição. Calcular também o calor específico de decomposição do calcário em MJ/t $CaCO_3$.

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Dados do problema:
Calor de decomposição do $CaCO_3$ = 3.000 kJ/kg = 3 MJ/kg = 3 GJ/t cal
Produção diária do forno = 350 toneladas de cal virgem

Cálculo da quantidade diária de calor necessário para decompor o $CaCO_3$:

Qcalor = (350 t cal/dia) . (3 GJ/t cal) = **1.050 GJ/dia**

Cálculo do consumo específico de calor com base no $CaCO_3$:

$$CaCO_3 \cong CaO$$

100 g ≅ 56 g
X ----- 1 t

X = 100 : 56 = 1,786 t $CaCO_3$

Logo:
1 tonelada cal virgem equivale estequiometricamente a 1,786 t $CaCO_3$

É dado:
Calor de decomposição do $CaCO_3$ = 3.000 kJ/kg = 3 MJ/kg = 3 GJ/t cal virgem

Para expressar por t $CaCO_3$:

(3 GJ/1 t cal) >>> (3 GJ/1,786 t $CaCO_3$) = **1,68 GJ/t $CaCO_3$**

Problema 45:

Qual a quantidade de lama de cal a 60% de sólidos que é alimentada a um forno de cal que produz 300 t/dia de cal virgem com 20% de inertes?

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Dados do problema:

Produção de cal virgem impura e com 20% de inertes: 300 t/dia
Cal efetiva ou útil: 80% do peso da cal impura
Consistência da lama de cal: 60%

Cálculo da quantidade de cal virgem útil e efetiva requerida:

(300 t cal impura) . 0,8 = 240 t CaO útil

Peso de inertes na cal (originados da má calcinação e de calcário não calcinado) = 300 – 240 = 60 t secas/dia

Cálculo da quantidade de $CaCO_3$ efetivamente requerido ao forno para produção das 240 t CaO útil/dia:

$$CaCO_3 \cong CaO$$

$$100 \cong 56$$
$$X \text{ ----- } 240 \text{ t/dia}$$

X = 428,6 t $CaCO_3$ efetivamente requerido

A esse carbonato de cálcio deve-se adicionar o peso de inertes que passam incólumes pelo forno de cal e se acumulam na cal virgem, tornando impura e menos efetiva.

Cálculo da quantidade total ao forno de $CaCO_3$:

Peso total = (428,6 t $CaCO_3$ efetivamente requerido) + (60 t inertes)

Peso total = **488,6 t CaCO3 impuro/dia**

Cálculo da quantidade de lama de cal ao forno com 60% de Sólidos Secos:

Peso úmido de lama de cal = (Peso seco) : (% Sólidos Secos)
Peso úmido de lama de cal = (488,6 t/dia) : 0,60 =
Peso úmido de lama de cal =

814,3 t lama de cal a 60% de sólidos por dia

Problema 46:

Em um forno de produção de cal virgem praticou-se a decomposição térmica de 200 toneladas de calcário com 90% de pureza em carbonato de cálcio e 100% de rendimento de calcinação do carbonato. Pede-se calcular:

→ O peso de cal virgem obtida;
→ O volume de gás carbônio correspondente a CNTP.

Dados: Ca: 40; C: 12; O: 16

Solução:

Base referencial: 200 toneladas de calcário impuro

Reação de formação da cal virgem:

$$CaCO_3 \text{ ----------> } CaO + CO_2$$

Cálculo da quantidade de $CaCO_3$ puro existente no calcário comercial impuro

100 toneladas impuras ---------- 90 toneladas puras
200 ---------- X

X = 180 toneladas de $CaCO_3$ puro e calcinável (acompanham 20 t/dia de inertes no mesmo)

Cálculo do peso de cal viva ou virgem obtida com pureza estequiométrica e 100% rendimento de calcinação:

$$CaCO_3 \equiv CaO$$

100 gramas ≡ 56 gramas
180 t -------- Y

Y = **100,8 toneladas de cal virgem pura**

Cálculo do peso de cal viva ou virgem obtida com as impurezas do processo:

Z = (100,8 toneladas de cal virgem pura) + (20 t inertes do processo de calcinação)
Z = **128,8 toneladas de cal virgem impura**

Cálculo do volume de CO_2 a CNTP

$$CaCO_3 \equiv CO_2$$

100 gramas ≡ 22,4 litros (um mol grama)
180.000.000 gramas ---------- W

W= 40.320.000 litros de CO_2 = **40.320 Nm³ de gás carbônico/dia**

Problema 47:

Qual a quantidade de cal virgem (pura e impura) que se pode obter a partir de uma tonelada de lama de cal contendo 40% de umidade e com 10% de inertes não reativos com base em seu peso seco. Admitir rendimento da reação de calcinação como sendo de 96%. Dados: Ca: 40; O: 16; C: 12

Solução:

Base referencial: Uma tonelada de lama de cal com 40% de umidade

Cálculo do peso absolutamente seco da tonelada úmida de lama de cal:

100 úmidas ---------- 40 água ------- 60 absolutamente secas
1 tonelada úmida ---------- X

X = (Peso úmido) . (Consistência) = 1 . (60 / 100) =
X = **0,6 toneladas sólidos secos/t lama úmida**

Cálculo do peso de inertes nessa quantidade de lama de cal:

Y = Peso inertes = (0,6 t a.s.) . (% Inertes) = 0,6 . 0,1 =
Y = **0,06 t a.s. inertes não reativos**

Cálculo do peso de carbonato de cálcio nessa quantidade de lama de cal:

Z = (Peso seco total) – (Peso inertes não reativos) =
Z = 0,6 - 0,06 =
Z = **0,54 t a.s. carbonato de cálcio**

Cálculo da quantidade que efetivamente será convertida em cal virgem do carbonato de cálcio disponibilizado:

A decomposição do carbonato de cálcio não é total – o rendimento da reação foi definido no enunciado como 96%, ou seja, 4% do carbonato de cálcio não se decompõe e com isso não será convertido em cal virgem. Ou seja, do total de carbonato de cálcio da lama de cal, apenas 96% serão efetivamente calcinados.

Portanto:

Q = (0, 54 t $CaCO_3$) . 0,96 =
Q = 0,5184 t $CaCO_3$ serão efetivamente calcinados

A diferença:
D = (0,54 - 0,5184) = 0,0216 t a.s. acabará sobrando na cal virgem como carbonato de cálcio não decomposto e se agregará ao restante dos inertes que não se decompõem na calcinação.

Total de inertes na cal virgem:

Y = 0,06 t a.s. inertes não reativos iniciais
D = 0,0216 t a.s. de carbonato de cálcio não calcinado

Total de inertes na cal virgem = Y + D= 0,06 + 0,0216 =
Total de inertes na cal virgem =
0,0816 t a.s. de material sem reatividade presente como resíduo na cal virgem

Cálculo da quantidade de cal virgem formada na calcinação do carbonato de cálcio efetivamente disponível na lama de cal:

$$CaCO_3 \text{ ----------> } CaO + CO_2$$

$$CaCO3 \cong CaO$$

100 t a.s. --------- 56 t a.s.
0,5184 t a.s. ---------- W

W = **0,2903 t a.s. CaO pura**

Cálculo da quantidade total de cal virgem impura que resultará dessa calcinação:

Cal impura = (0,2903 t a.s. CaO pura) + (0,0816 t a.s. de material sem reatividade presente na cal virgem) =
Cal impura = **0,3719 t a.s. de cal virgem impura**

Cálculo da pureza da cal virgem:

% Pureza = 100 . { (Cal pura) / (Cal impura)} =
% Pureza = 100 . (0,2903 t a.s. / 0,3719 t a.s.) =
% Pureza Cal Virgem = **78,06%**

Problema 48:

Um moderno forno de cal necessita produzir 220 kg de cal virgem por tonelada de celulose seca ao ar para poder atender às demandas do setor de caustificação do licor verde kraft. O forno é alimentado com gás natural como fonte de combustível, sendo que o consumo desse energético é de 160 Nm^3 por tonelada de cal virgem. Considerando que o gás natural tem as seguintes características: peso molecular = 18 g/molécula-grama; densidade = 0,63 kg/Nm^3 e poder calorífico inferior = 36 MJ/Nm^3, determinar:

- ✓ Consumo específico de gás natural por tonelada seca ao ar de celulose;
- ✓ Consumo específico de energia fóssil no forno de cal em GJ/tonelada seca ao ar de celulose.

Solução:

Base referencial: Uma tonelada de celulose seca ao ar

Dados do problema:

Consumo específico cal virgem: 220 kg cal virgem/t celulose seca ao ar
Consumo específico cal virgem: 0,22 t cal virgem/t celulose seca ao ar
Consumo gás natural no forno: 160 Nm^3/t cal virgem
Peso molecular gás natural: 18 gramas/mole-grama
Peso molecular gás natural: 18 kg/kmole
Densidade do gás natural: 0,63 kg/Nm^3
Poder calorífico inferior: 36 MJ/Nm^3

Cálculo do consumo específico (em volume) do gás natural por tonelada de celulose seca ao ar:

Consumo gás natural = (160 Nm^3/t cal virgem) . (0,220 t cal virgem/t seca ar polpa) =
35,2 Nm^3 gás natural/t seca ao ar polpa celulósica

Consumo específico em energia fóssil no forno de cal:

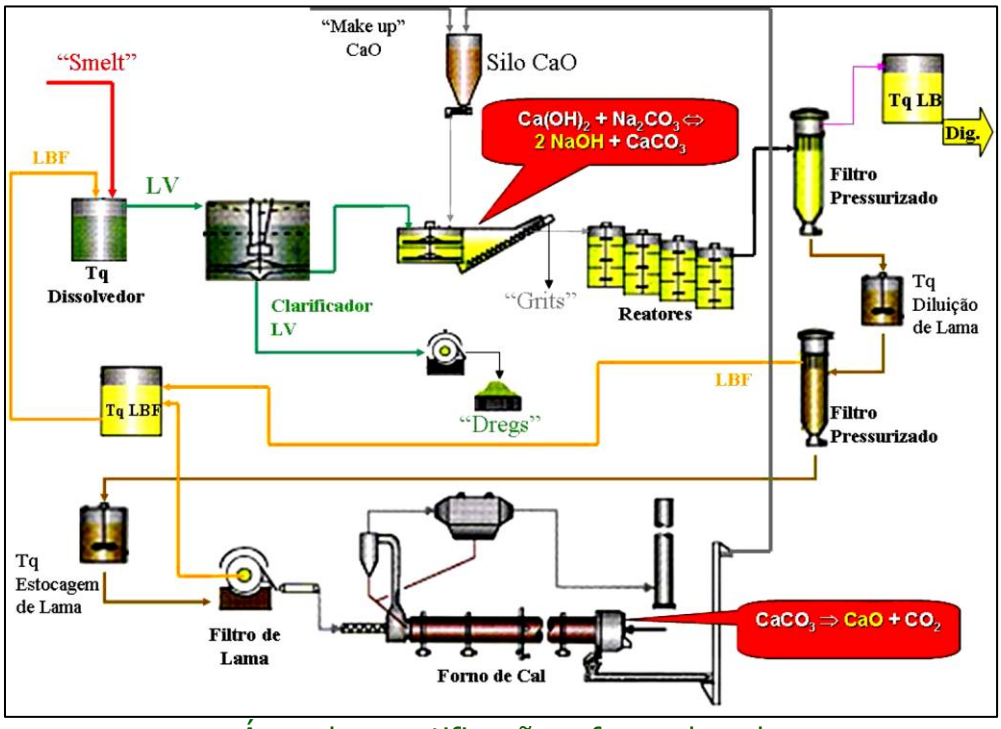
Consumo específico de energia fóssil para calcinação e fabricação da cal virgem no forno, em função do gás natural ser um combustível de origem fóssil:

Consumo energético = (35,2 Nm^3 gás natural/t seca ao ar polpa) . (36 MJ/Nm^3 de gás natural) =
Consumo energético =1.267,2 MJ/t seca ao ar celulose =

Consumo energético forno de cal = **1,267 GJ/t seca ao ar celulose**

==========

SEÇÃO 07: CAUSTIFICAÇÃO DO LICOR



Área de caustificação e forno de cal
Fonte da figura: Agostini, 2009

Problema 49:

Calcular a quantidade de cal virgem (CaO) com 90% de pureza necessária para caustificar 100 m³ de licor verde com uma concentração em Na_2CO_3 na ordem de 100 g/litro. Admitir que a reação tenha um rendimento de 95%. Dados: Ca; 40; C: 12; O: 16; Na: 23

Solução:

Base referencial: 100 m³ de licor verde

Reações já balanceadas:

$$CaO + H_2O \text{ ----------> } Ca(OH)_2$$

$$Ca(OH)_2 + Na_2CO_3 \text{ ----------> } 2NaOH + CaCO_3$$

Cálculo do peso de Na_2CO_3 presente em 100 m³ do licor verde:

1 litro ---------- 100 gramas
1 m³ ---------- 100 kg
100 m³ ---------- X

X = 10.000 kg = **10 toneladas de Na_2CO_3 para 100% de rendimento**

Cálculo do peso requerido de CaO (cal virgem) com 100% pureza e 100% de rendimento de reação:

$$CaO \equiv Na_2CO_3$$

56 toneladas ---------- 106 toneladas
Y ---------- 10 toneladas

Y = **5,28 toneladas de CaO puro e com 100% de rendimento da reação**

Correções do peso requerido de cal virgem para 90% de pureza e 95% de rendimento da reação de caustificação:

Peso de CaO puro para 95% de rendimento de reação = 5,28 . 0,95 = **5,01 toneladas CaO puro e 95% rendimento** (nem todo carbonato de sódio reage ou consome cal virgem)

Peso de CaO 90% puro com rendimento reação de 95% = 5,01 : 0,90 = **5,57toneladas requeridas de cal virgem com 90% de pureza**

Problema 50:

A reação que rege a caustificação do licor verde é a seguinte:

$$Na_2CO_3 + Ca(OH)_2 \text{ ----------> } 2\ NaOH + CaCO_3$$

No caso de se ter que caustificar 2.500 toneladas por dia de Na_2CO_3 em solução aquosa a 15% desse composto (base peso) e o rendimento da reação for de 96%, calcular:

- ♣ Quantidade de soda cáustica produzida;
- ♣ Quantidade de cal hidratada requerida;
- ♣ Quantidade de pura lama de cal (carbonato de cálcio) precipitada base seca;
- ♣ Quantidade de lama de cal contendo 10% de seu peso seco em inertes.

Dados: Ca: 40; Na: 23; C: 12; O: 16; H: 1

Solução:

Base referencial: Um dia de operações – ou melhor - 2.500 toneladas por dia de solução aquosa de Na_2CO_3 a 15% de concentração

Cálculo da quantidade base absolutamente seca de Na_2CO_3 por dia operacional:

Peso a.s. de Na_2CO_3 = (Peso úmido da solução) . 0,15 =
Peso a.s. de Na_2CO_3 = (2.500 t) . 0,15 =

Peso a.s. de Na_2CO_3 = **375 t a.s. Na_2CO_3 / dia**

Cálculo do peso de Na_2CO_3 que efetivamente será caustificado levando em conta rendimento da reação de 96%:

Peso reagido de Na_2CO_3/dia = 375 . 0,96 = 360 t a.s./dia

Reação de caustificação:

$$Na_2CO_3 + Ca(OH)_2 \text{ ----------> } 2\ NaOH + CaCO_3$$

Cálculo da quantidade de soda cáustica formada no licor branco por dia de operações:

Na_2CO_3 ---------- 2 NaOH

106 ---------- 80
360 t a.s ---------- X

X = **271,7 t a.s. de soda cáustica produzidas diariamente na caustificação do licor verde**

Cálculo da quantidade requerida de cal hidratada (hidróxido de cálcio) por dia de operações:

Na_2CO_3 ---------- $Ca(OH)_2$

106 ---------- 74
360 t a.s ---------- X

X = **251,3 t a.s. de cal hidratada requeridas diariamente na caustificação do licor verde**

Cálculo da quantidade de lama de cal (carbonato de cálcio base seca e puro) formado por dia de operações:

Na_2CO_3 ---------- $CaCO_3$

106 ---------- 100
360 t a.s ---------- Y

Y = **339,6 t a.s. de lama de cal seca e pura produzidas diariamente na caustificação do licor verde**

Cálculo da quantidade diária de lama de cal contendo 10% de seu peso seco como impurezas:

Lama de cal impura ---------- Inertes ---------- Lama de cal pura
100 ---------- 10 ---------- 90
Z ---------- 339,6 t a.s. de lama de cal seca e pura

Z = **377,33 t a.s. diárias de lama de cal seca e com 10% de inertes não reativos**

Problema 51:

Fez-se a decomposição térmica do carbonato de cálcio, resultando cal virgem (óxido de cálcio) com desprendimento de gás carbônico. A cal virgem foi a seguir apagada com água resultando cal hidratada. Finalmente, essa cal hidratada foi posta a reagir com carbonato de sódio produzindo um precipitado de carbonato de cálcio e soda cáustica. Qual a quantidade que se deve calcinar de carbonato de cálcio para se produzir 1 tonelada a.s. de soda cáustica? Qual o consumo estequiométrico de cal virgem por tonelada a.s. de soda produzida?

Solução:

Reações já balanceadas:

CALCINAÇÃO DO CARBONATO DE CÁLCIO

$$CaCO_3 \text{ ----------> } CaO + CO_2$$

HIDRATAÇÃO DA CAL VIRGEM

$$CaO + H_2O \text{ ----------} > Ca(OH)_2$$

CAUSTIFICAÇÃO DO LICOR VERDE

$$Ca(OH)_2 + Na_2CO_3 \text{ ----------} > 2NaOH + CaCO_3$$

Cálculo da quantidade de carbonato de cálcio para produção de uma tonelada de soda cáustica:

$$CaCO_3 \cong 2\ NaOH$$
100 --------- 80
X ---------- 1

X = **1,25 t a.s. de carbonato de cálcio puro requeridas para produção de 1 tonelada seca de soda cáustica pura**

Cálculo do consumo estequiométrico da cal virgem por tonelada seca de soda cáustica:

$$CaO \cong 2\ NaOH$$

56 --------- 80
Y ---------- 1

Y = **0,7 t a.s. de cal virgem requeridas por tonelada a.s. de soda cáustica**

Problema 52:

Um calcário dolomítico ao ser analisado acusou a seguinte composição em peso seco:
$CaCO_3$ = 85% ; $MgCO_3$ = 13% ; Inertes = 2%
Qual o peso e o volume de gás carbônico que pode ser obtido pela calcinação de 1.000 toneladas desse calcário com 10% de umidade?
Dados: $MgCO_3$: 84; $CaCO_3$: 100; CO_2: 44

Solução:

Base referencial: 1.000 toneladas de calcário dolomítico com 10% de umidade (ou 90% de consistência)

Cálculo do peso seco de calcário:

Peso seco = (Peso úmido) . Consistência = 1.000 . 0,9 = 900 t a.s.

Reações:

$$CaCO_3 \text{ ----------> } CaO + CO_2$$

$$MgCO_3 \text{ ----------> } MgO + CO_2$$

Pesos secos de carbonatos de cálcio e de magnésio em 900 toneladas secas de calcário:

$CaCO_3$ = 900 . 0,85 = 765 toneladas secas

$MgCO_3$ = 900 . 0,13 = 117 toneladas secas

Produção de CO_2 a partir do carbonato de cálcio:

$$CaCO_3 \equiv CO_2$$

100 ---------- 44
765 t ---------- X

X = **336,6 toneladas de gás carbônico devido à decomposição do $CaCO_3$**

Produção de CO_2 a partir do carbonato de magnésio:

$$MgCO_3 \equiv CO_2$$

84 ------- 44
117 t ------- Y

Y = **61,3 toneladas de gás carbônico devido à decomposição do $MgCO_3$**

Produção total de gás carbônico = 336,6 + 61.3 =

397,9 toneladas CO_2 a CNTP

Volume de CO_2 gerado a CNTP:

1 mole-grama ≡ 44 gramas ≡ 22,4 litros ≡ 0,0224 Nm^3
397,9 toneladas ≡≡≡≡≡≡≡≡≡≡≡≡ W

W = {(397.900.000 gramas) . (0,0224 m^3)} / 44 =

202.567 Nm^3 de gás carbônico a CNTP

Problema 53:

Um licor branco recém produzido pela caustificação apresenta a seguinte composição em base de seu peso úmido:

- 30% NaOH
- 15% Na_2S
- 10% $CaCO_3$
- 45% H_2O

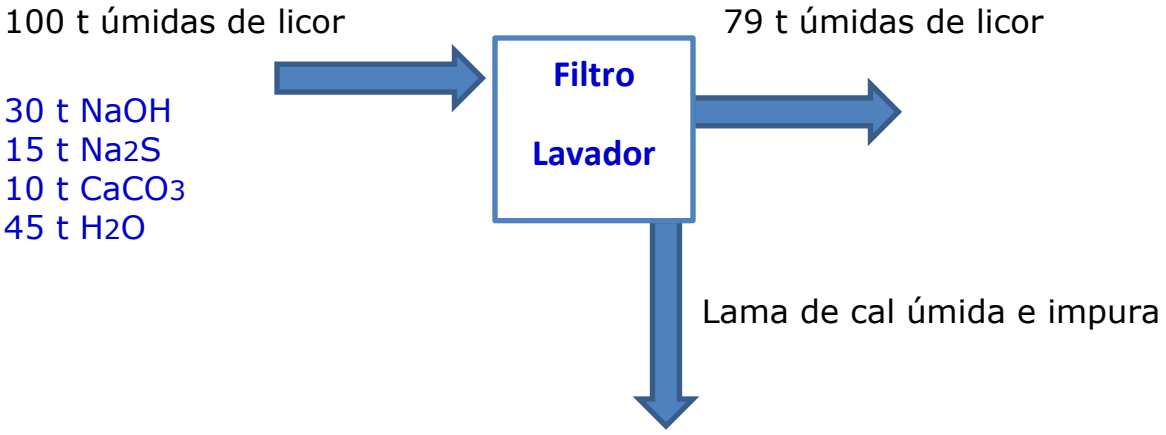
Esse licor é filtrado sem lavagem para separação do carbonato de cálcio precipitado durante a caustificação. O filtrado deixa o filtro com um fluxo que corresponde a 79% de fluxo original e sua composição passa a ser:

- 37% NaOH
- 18% Na_2S
- 01% $CaCO_3$
- 44% H_2O

Quais o peso e a composição do fluxo de lama de cal úmida e impura removida pelo filtro?

Solução:

Base referencial: 100 toneladas úmidas de licor branco sendo filtrado



Cálculo do peso extraído de lama de cal:

Entradas no filtro = Saídas do filtro

100 t = 79 t + (Lama de cal úmida e impura)

(Lama de cal úmida e impura) = **21 toneladas**

Cálculo das quantidades presentes dos componentes originais do licor branco após filtração para remoção da lama de cal úmida:

Peso total licor já filtrado = 79 toneladas úmidas

Composição dessas 79 toneladas:

- 37% NaOH
- 18% Na_2S
- 1% $CaCO_3$
- 44% H_2O

Individualmente se teriam:

NaOH = 79 . 0,37 = 29,23 t NaOH

Na_2S = 79 . 0,18 = 14,22 t Na_2S

$CaCO_3$ = 79 . 0,01 = 0,79 t $CaCO_3$

H_2O = 79 . 0,44 = 34,76 t H_2O

Peso total de licor filtrado = 29,23 + 14,22 + 0,79 + 34,76 =

Peso total de licor filtrado = **79 toneladas**

Cálculo dos componentes da lama de cal úmida e impura:

Basta se realizarem balanços de massa para cada um dos componentes, ou seja:

Entradas do componente no filtro = Saídas do componente do filtro

NaOH:

30 = 29,23 + (Soda cáustica na lama de cal)

(Soda cáustica na lama de cal) = 0,77 t NaOH

Na_2S:

15 = 14,22 + (Sulfeto de sódio na lama de cal)
(Sulfeto de sódio na lama de cal) = 0,78 t Na_2S

$CaCO_3$:

10 = 0,79 + (Carbonato de cálcio na lama de cal)
(Carbonato de cálcio na lama de cal) = 9,21 t $CaCO_3$

H_2O:

45 = 34,76 + (Água na lama de cal)

(Água na lama de cal) = 10,24 t H_2O

Peso total lama de cal úmida e impura = 0,77 + 0,78 + 9,21 + 10,24 =

Peso total lama de cal úmida e impura = **21 toneladas**

Alguns cálculos adicionais:

Consistência da lama de cal extraída = 100.{(Peso seco)/(Peso úmido)}

Peso úmido = 21 toneladas
Peso seco = 21 – (Peso de água) = 21 – 10,24 = 10,76 t secas

Consistência da lama de cal extraída = 100 . (10,76/21) = **51,23%**

Pureza em sólidos secos do carbonato de cálcio extraído como lama de cal:

Pureza $CaCO_3$ extraído = 100 . {(Peso seco $CaCO_3$)/(Peso seco total)}

Peso seco total = 10,76 t secas
Peso seco $CaCO_3$ = 9,21 t secas

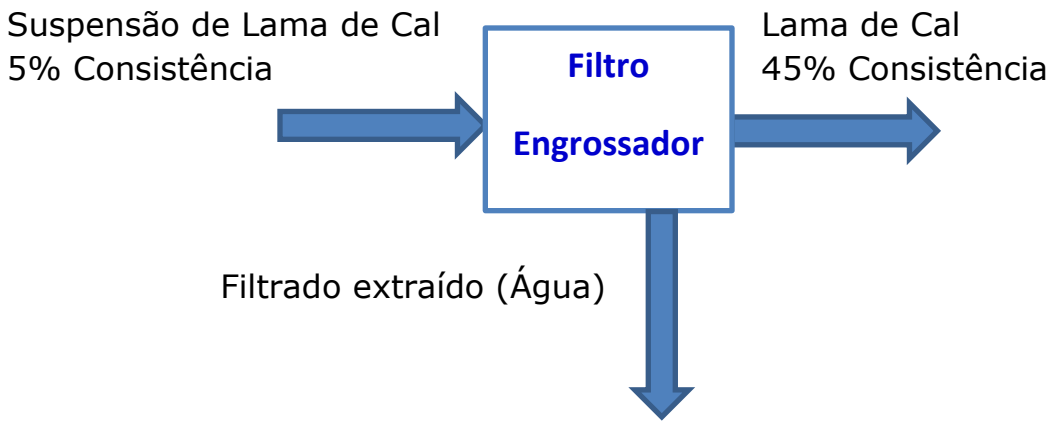
Pureza $CaCO_3$ extraído = 100 . {(9,21)/(10,76)} =

Pureza $CaCO_3$ extraído = **85,6% base sólidos secos**

Problema 54:

Uma suspensão de lama de cal (carbonato de cálcio precipitado) apresenta uma consistência de 5% e é encaminhada a um engrossador de lama que consegue engrossar essa lama para 45% de consistência antes da alimentação ao forno de cal. Determinar a quantidade de água que é extraída pelo filtro base uma tonelada de lama absolutamente seca.

Solução:



Base referencial: Uma tonelada absolutamente seca de lama de cal

Cálculo do peso úmido de 1 t a.s. de lama de cal a 5% de consistência entrando no filtro:

Peso úmido = (Peso seco) : {(5 kg a.s.) : (100 kg úmidos)} =
Peso úmido = (Peso seco) : (Consistência) = (1 t a.s.) : (0,05) =

Peso úmido = **20 t úmidas**

Nas quais temos 19 toneladas de água e 1 t seca de lama de cal.

Cálculo do peso úmido de 1 t a.s. de lama de cal a 45% de consistência saindo do filtro:

Peso úmido = (Peso seco) : {(45 kg lama a.s.) : (100 kg úmidos)} =
Peso úmido = (Peso seco) : (Consistência) = (1 t a.s.) : (0,45) =

Peso úmido = **2,22 t úmidas**

Nas quais temos 1,22 toneladas de água e 1 t seca de lama de cal.

Cálculo do peso de água extraído pelo filtro:

Balanço de água no filtro:

Entradas de água = Saídas de água
Entradas de água = (Água saindo com a lama) + (Água extraída)

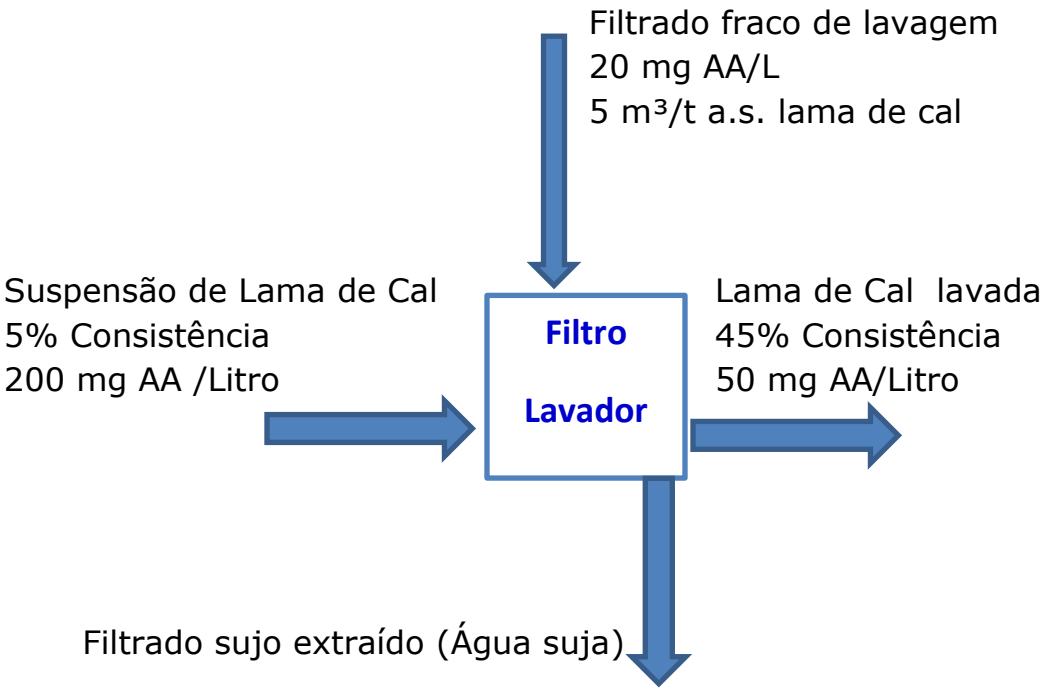
19 = 1,22 + (Água extraída)

(Água extraída) = **17,78 t água extraída pelo filtro por tonelada a.s. de lama de cal**

Problema 55:

No problema anterior, caso a borra diluída de lama de cal contivesse no filtrado uma concentração de álcali ativo (AA) de 200 mg/litro e fosse lavada com um filtrado fraco com 20 mg/litro de álcali ativo (AA), numa taxa de aplicação de 5 m³ de filtrado por tonelada absolutamente seca de lama, qual seria e eficiência de remoção de álcali ativo da lama se a concentração de álcali ativo na lama lavada fosse de 50 mg AA/litro? Qual a possível concentração do filtrado extraído pelo filtro lavador? Admitir as densidades dos filtrados como sendo igual à densidade da água (1 g/cm³ ou 1 t/m³)

Solução:



Base referencial: Uma tonelada absolutamente seca de lama de cal

Dados obtidos no problema anterior:

Peso de água entrando no filtro com a lama: 19 t = 19 m³ água/t a.s. de lama de cal

Peso de água saindo do filtro com a lama = 1,22 t água = 1,22 m³ água/t a.s. de lama de cal

Balanços de águas e filtrados por tonelada a.s. de lama de cal:

Entradas no filtro = Saídas do filtro

Entradas = (Água com a lama) + (Filtrado lavagem ingressando filtro)

Entradas = 19 + 5 = **24 t água/t a.s. de lama de cal**

Saídas = (Água com a lama) + (Filtrado sujo extraído)

Saídas = 1,22 + (Filtrado sujo extraído)

Entradas no filtro = Saídas do filtro

24 = 1,22 + (Filtrado sujo extraído)

(Filtrado sujo extraído) = 22,78 t filtrado sujo extraído por tonelada de lama de cal a.s.
Ou

22,78 m³ de filtrado sujo extraído/t a.s. de lama de cal

Balanços de álcali ativo (AA) por tonelada a.s. de lama de cal:

Dados:

Concentração AA filtrado que acompanha suspensão de lama = 200 mg/L = 200 g/m³

Concentração AA filtrado de lavagem = 20 mg/L = 20 g/m³

Concentração AA filtrado que acompanha a lama lavada = 50 mg/L = 50 g/m³

Entradas de álcali ativo (AA) no filtro:

AA com a suspensão de lama a 5% Consistência =
(19 m³/t a.s.) . (200 g/m³) = 3.800 g/t a.s. lama de cal

AA com filtrado de lavagem =
(5 m³/t a.s.) . (20 g/m³) = 100 g/t a.s. lama de cal

Saídas de álcali ativo (AA) do filtro:

AA com a lama saindo do filtro a 45% Consistência =
(1,22 m³/t a.s.) . (50 g/m³) = 61 g/t a.s. lama de cal

(AA saindo no filtrado sujo extraído) = ???

Balanço de AA no filtro lavador:

Entradas de AA no filtro = Saídas de AA do filtro

3.800 + 100 = 61 + (AA saindo no filtrado sujo extraído)

(AA saindo no filtrado sujo extraído) = **3.838 gramas/t a.s. de lama de cal**

Cálculo da concentração em AA do filtrado sujo saindo do filtro lavador:

Peso seco de AA saindo no filtrado sujo = 3.838 gramas

Volume de filtrado sujo = 22,78 m³ (conforme anteriormente determinado)

Concentração AA = (3.838 g) : (22,78 m³) =

Concentração AA no filtrado sujo extraído = **168,48 g/m³ ou 168,48 mg/Litro**

Problema 56:

Calcular o peso da cal necessária para a completa caustificação estequiométrica de 2.000 m³ de um licor verde na preparação de licor branco kraft. São dados:

- Teor de cal útil na cal: 95%;
- Composição do licor verde (reagentes expressos como NaOH: 16 g NaOH/L; 30 g Na_2S/L; 114 g Na_2CO_3/L; Álcali Total Titulável = 160 g NaOH/L.

Solução:

Base referencial: 2.000 m³ de licor verde

Cálculo da quantidade de carbonato de sódio que será o reagente químico a ser efetivamente caustificado:

É dada a concentração do licor verde em termos de Na_2CO_3 expresso como NaOH= 114 g/L = **114 kg NaOH/m³**

Que necessita ser convertida em concentração como efetivo Na_2CO_3:

$$Na_2CO_3 \cong 2\ NaOH$$

106 ---------- 80
X ---------- 114 kg NaOH/L

X = **151,05 kg Na_2CO_3/Litro**

Logo:

Peso Na_2CO_3 disponível para caustificação = 2.000 m³ . (151,05 kg/m³) =
302.100 kg de Na_2CO_3

Reações na caustificação:

HIDRATAÇÃO DA CAL VIRGEM

$$CaO + H_2O \text{ ----------> } Ca(OH)_2$$

CAUSTIFICAÇÃO DO LICOR VERDE

$$Ca(OH)_2 + Na_2CO_3 \text{ ----------> } 2NaOH + CaCO_3$$

Cálculo da quantidade estequiométrica requerida de cal virgem:

$$CaO \cong Na_2CO_3$$

56 ---------- 106
X ---------- 302.100 kg

X = **159.600 kg de CaO virgem pura e em reação estequiométrica**

Cálculo da cal virgem necessária com 95% de cal útil:

Somente 95% de cal disponível é útil, ou seja, reage efetivamente – os demais 5% são inertes ou carbonato de cálcio não calcinado

Portanto:

Peso de cal virgem com 95% de cal útil = (159.600 kg) : 0,95 =

168.000 kg de cal virgem com 95% de cal útil

Problema 57:

No problema anterior, caso o volume de licor branco resultante tenha sido de 2.100 m³ em função da necessidade de um consumo de água para se apagar a cal virgem usada na caustificação, determinar qual será o valor de atividade do licor branco produzido, calculando também a concentração de álcali ativo desse licor branco, expressa em gramas de NaOH/Litro. Calcular também a sulfidez ou sulfididade do licor branco.

Solução:

Base referencial: 2.000 m³ de licor verde original

O licor verde original continha também concentrações de Na_2S e de NaOH que passam incólumes pela reação de caustificação e aparecerão com os mesmos pesos iniciais no licor branco produzido.

No enunciado do problema anterior admitiu-se a completa caustificação do Na_2CO_3, algo que não costuma acontecer na realidade das fábricas. Entretanto, como se trata de um problema teórico para fixação de conceitos químicos, vamos admitir que isso tenha acontecido e que no licor branco não será encontrada qualquer concentração de Na_2CO_3.

Inicialmente, devemos buscar saber os pesos de NaOH, Na_2S e Na_2CO_3 que estarão disponibilizados nos 2.100 m³ de licor branco.

Cálculo dos pesos iniciais de NaOH e Na_2S, expressos como NaOH, que ocorriam disponíveis no licor verde que foi caustificado:

Concentração de NaOH = 16 gramas NaOH/Litro = 16 kg NaOH/m³

Concentração de Na_2S (como NaOH) = 30 g/L = 30 kg Na_2S como NaOH/m³

Cálculo dos pesos de NaOH e Na_2S originais no licor verde:

Peso de NaOH = (2.000 m³) . (16 kg/m³) =
Peso de NaOH = **32.000 kg NaOH**

Peso de Na_2S = (2.000 m^3) . (30 kg/m^3) =
Peso de Na_2S = **60.000 kg Na_2S**

A seguir, faz-se necessário determinar o peso de soda cáustica formada pela completa caustificação do carbonato de sódio que estava presente no licor verde. Isso pode ser obtido a partir de uma das reações e dos dados do problema anterior:

CAUSTIFICAÇÃO DO LICOR VERDE

$$Ca(OH)_2 + Na_2CO_3 \text{ ----------> } 2NaOH + CaCO_3$$

Cálculo do peso formado de NaOH pela caustificação completa e estequiométrica do carbonato de sódio do licor verde:

$$Na_2CO_3 \cong 2\ NaOH$$

106 ---------- 80
302.100 kg de Na_2CO_3 ---------- X

X = **228.000 kg de NaOH formados pela completa caustificação do licor verde**

Cálculo dos constituintes químicos de álcali presentes no novo e recém formado licor branco:

NaOH (Soda cáustica) = 32.000 + 228.000 = **260.000 kg NaOH**

Na_2S (Sulfeto de sódio) = **60.000 kg de Na_2S como NaOH**

Na_2CO_3 (Carbonato de sódio) = Zero (totalmente caustificado)

Peso de Álcali Ativo (AA) = 260.000 + 60.000 = **320.000 kg AA expresso como NaOH**

Cálculo da concentração em AA do licor branco, expressa como NaOH:

São 320.000 kg de AA em 2.100 m³ de licor branco, ou seja:

Concentração de AA = (320.000 kg) : (2.100 m³) = 152,38 kg/m³ = **152,38 g/Litro**

Cálculo da atividade do licor branco fabricado:

% Atividade = 100 . {(Álcali Ativo) : (Álcali Total Titulável)}

Por outro lado:

AAT = Álcali Total Titulável = (NaOH + Na_2S + Na_2CO_3) – todos expressos como NaOH

Como carbonato de sódio é igual a zero devido à completa caustificação, as concentrações de ATT e de AA serão as mesmas e iguais a 152,38 g NaOH/Litro

Dessa maneira:

% Atividade = 100 . (152,38 : 152,38) = **100% de atividade no licor branco**

Cálculo da sulfidez ou sulfididade do licor branco fabricado:

Concentração de AA = **152,38 g NaOH/Litro**

Concentração de Na_2S = (60.000 kg de Na_2S como NaOH) : (2.100 m³)
Concentração de Na_2S = 28,57 kg Na_2S/m³ = **28,57 g Na_2S expresso como NaOH/Litro**

Sulfidez = 100 . {{Na_2S) : (AA)} = 100 . {28,57 : 152,38} =
Sulfidez = **18,75% de sulfidez ou sulfididade**

Problema 58:

Uma fábrica de celulose kraft produz 6.000 m³ de licor branco por dia com uma concentração de álcali ativo de 130 g/L de NaOH e sulfidez de 20%. A concentração do Na_2CO_3 titulada foi de 25 g/Litro, expressa como NaOH. Calcular a partir desses dados:

- Concentração de ATT – Álcali Total Titulável do licor branco;
- Concentração de NaOH do licor branco, expressa como NaOH;
- Atividade do licor branco;
- Peso total de álcali ativo produzido por dia nessa operação.

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Cálculo da concentração de ATT – Álcali Total Titulável:

ATT = Álcali Total Titulável = (NaOH + Na_2S + Na_2CO_3) – todos expressos como NaOH

Lembrando que:
AA = (NaOH + Na_2S)

ATT = (Álcali Ativo) + Na_2CO_3 = 130 + 25 = **155 g ATT/Litro**

Cálculo das concentrações de NaOH e de Na_2S expressas como NaOH:

Sulfidez = 20%, ou seja, 20% do AA será Na_2S, portanto:

Na_2S = 0,2 . (130 g AA/L) = **26 g Na_2S/L, expresso como NaOH**

NaOH = (AA) – (Na_2S) = 130 – 26 = **104 g NaOH/Litro**

Cálculo da Atividade desse licor branco:

% Atividade = 100 . {(Álcali Ativo) : (Álcali Total Titulável)}

% Atividade = 100 .{(130) : (155)} = **83,87% de Atividade**

Cálculo do peso diário de Álcali Ativo produzido:

Dados:
Concentração do AA no licor branco = 130 g NaOH/Litro = 130 kg/m³
Volume de licor branco produzido por dia = 6.000 m³

Peso diário de AA produzido = (6.000 m³) . (130 kg/m³) =

Peso diário de AA produzido = 780.000 kg de AA como NaOH/dia
Peso diário de AA produzido = **780 t de AA/dia**

Problema 59:

Em uma experiência laboratorial, dispomos de 2 litros de licor verde com 145 gramas de carbonato de sódio por litro, expresso como Na_2CO_3. O teor de Na_2S nesse licor verde é de 20 g/L e o de NaOH de 10 g/L, ambos expressos como os respectivos compostos. Após a caustificação, o licor branco ainda contém 15 g Na_2CO_3 por litro de licor, mas dessa vez expresso como NaOH. Qual foi a quantidade de CaO (pureza absoluta) que foi consumida para caustificar esse licor verde, sem sobrar excesso de cal e tampouco residuais de inertes? Qual o álcali ativo, a sulfidez, a atividade e o álcali total titulável do licor branco formado, admitindo-se que não ocorreu variação significativa em volume ao longo da experiência?

Solução:

Base referencial: 2 litros de licor verde

Dados do licor verde:

145 g Na_2CO_3/Litro (expresso como Na_2CO_3)
20 g Na_2S/Litro (expresso como Na_2S)
10 g NaOH/Litro (expresso como NaOH)

Expressões dos componentes do álcali do licor verde como equivalente a NaOH:

- 10 g NaOH/Litro (expresso como NaOH)

- 145 g Na_2CO_3/Litro (expressos como Na_2CO_3)

$$Na_2CO_3 \cong 2\ NaOH$$
$$106 \text{ ---------- } 80$$
$$145 \text{ ---------- } X$$

X = 109,4 g Na_2CO_3 expresso como NaOH/Litro

- 20 g Na_2S/Litro (expresso como Na_2S)

$$Na_2S \cong 2\ NaOH$$
$$78 \text{ ---------- } 80$$
$$20 \text{ ---------- } Y$$

Y = 20,5 g Na_2S expresso como NaOH/Litro

Pesos dos constituintes do licor verde expressos como equivalentes a NaOH para a amostra de 2 litros desse licor:

NaOH:
(2 litros) . (10 g NaOH/Litro) = 20 gramas NaOH

Na_2S:
(2 litros) . (20,5 g Na_2S expresso como NaOH/Litro) = 41 gramas como NaOH

Na_2CO_3:
(2 litros) . (109,4 g Na_2CO_3 expresso como NaOH/Litro) =
218,8 gramas como NaOH

Durante a caustificação do licor verde, as quantidades originais de sulfeto de sódio e de soda cáustica desse licor verde permanecem no licor branco, sem alterações.

Já o carbonato de sódio será em parte convertido em NaOH e parte permanecerá sem ser caustificado.

O problema enuncia que 15 gramas de Na_2CO_3 por litro (expressos como NaOH) permanecerão sem reagir e estarão presentes como Na_2CO_3 no licor branco.

Como se tratam de 2 litros de licor, a quantidade de Na_2CO_3 que não reagirá será de 30 gramas de Na_2CO_3 na amostra do licor em reação.

Cálculo do peso de carbonato de sódio que será efetivamente caustificado:

(218,8 gramas iniciais no licor verde) – (30 gramas residuais) = **188,8 gramas de Na_2CO_3 expresso como NaOH**

Ou então:

$$Na_2CO_3 \cong 2\ NaOH$$

$$106 \text{ ---------- } 80$$
$$Z \text{ -------- } 188,8\ g$$

Z = **250,16 gramas de Na_2CO_3** como tal para serem completamente caustificadas obedecendo à estequiometria

Reações para a caustificação do licor verde:

HIDRATAÇÃO DA CAL VIRGEM

$$CaO + H_2O \text{ ----------> } Ca(OH)_2$$

CAUSTIFICAÇÃO DO LICOR VERDE

$$Ca(OH)_2 + Na_2CO_3 \text{ ----------> } 2NaOH + CaCO_3$$

Cálculo da quantidade estequiométrica requerida de cal virgem para caustificar 250,16 gramas de Na_2CO_3:

$$CaO \cong Na_2CO_3$$

56 ---------- 106
W ---------- 250,16

W = **132,16 gramas estequiométricas de cal virgem pura e requerida para a caustificação**

Cálculo da produção estequiométrica de NaOH pela caustificação de 250,16 gramas de Na_2CO_3:

$Na_2CO_3 \cong 2NaOH$
106 ---------- 80
250,16 ---------- K

K = **188,8 gramas de NaOH resultantes da caustificação das 250,16 gramas de Na_2CO_3**

Pesos dos constituintes do licor branco produzido:

NaOH = 188,8 gramas formadas + 20 gramas originais = 208,8 g NaOH

Na_2S = 41 gramas Na_2S expresso como NaOH
Na_2CO_3 = 30 gramas de Na_2CO_3 expresso como NaOH

Concentrações desses constituintes em 2 litros de licor branco:

NaOH = (208,8 g NaOH) : (2 litros) = 104,4 g NaOH/Litro

Na_2S = (41 gramas Na_2S) : (2 litros) = 20,5 g Na_2S como NaOH/Litro

Na_2CO_3 = (30 gramas Na_2CO_3) : (2 litros) = 15 g Na_2CO_3 como NaOH/L

Álcali Ativo do licor branco formado:

AA = Na_2S + NaOH = 104,4 + 20,5 = **124,9 g AA/Litro**

% Sulfidez do licor branco formado:

% Sulfidez = 100 . {(Na_2S) : (AA)}
% Sulfidez = 100 . {(20,5) : (124,9)} = **16,41% Sulfidez**

ATT do licor branco formado:

Álcali Total Titulável = NaOH + Na_2S + Na_2CO_3

Álcali Total Titulável = 104,4 + 20,5 + 15 = **139,9 g ATT/Litro**

% Atividade do licor branco formado:

% Atividade = 100 . {(Álcali Ativo) : (Álcali Total Titulável)}

% Atividade = 100 .{(124,9) : (139,9)} = **89,28% de Atividade**

Problema 60:

Um tanque de licor branco tem 2.000 m³ de licor a 130 g de álcali ativo por litro, 35% de sulfidez e 150 g/L de álcali total titulável, todos expressos como NaOH. O operador decide fazer o "make up" de sódio pela adição de 50 metros cúbicos de soda cáustica com 50% de concentração em peso nesse tanque. Qual passará a ser a sulfidez e a atividade do licor branco após ter sido completada a mistura da soda no mesmo? A densidade da solução de soda cáustica a 50% é de 1,52 g/cm³.

Solução:

Base referencial: 2.000 m³ de licor branco

Concentrações dadas para o problema:
ATT = Álcali Total Titulável = 150 g NaOH/Litro = 150 kg/m³
AA = 130 g NaOH/Litro = 130 kg/m³
35% de Sulfidez

E delas se podem calcular:

Na_2CO_3 = ATT – AA = 150 – 130 = 20 g NaOH/Litro = 20 kg/m³

Na_2S = 35% do AA = 0,35 . 130 = 45,5 g/Litro = 45,5 kg/m³

NaOH = AA - Na_2S = 130 – 45,5 = 84,5 g NaOH/Litro = 84,5 kg/m³

% Atividade = 100 . {(Álcali Ativo) : (Álcali Total Titulável)}
% Atividade = 100 . {(130) : (150)} = 86,67%

Cálculo dos pesos disponíveis dos constituintes do álcali nos 2.000 m³ de licor branco (todos expressos como NaOH):

Peso = (Volume) . (Concentração)

Peso ATT = (2.000 m³) . 150 kg/m³ = 300.000 kg ATT

Peso Na_2CO_3 = (2.000 m³) . (20 kg/m³) = 40.000 kg Na_2CO_3

Peso Na_2S = (2.000 m³) . 45,5 kg/m³ = 91.000 kg Na_2S

Peso NaOH = (2.000 m³) . 84,5 kg/m³ = 169.000 kg NOH

Peso AA = (169.000 kg NOH) + (91.000 kg Na_2S) = 260.000 kg AA

Dados adicionais do problema:

50 m³ de solução de soda cáustica a 50% são adicionados
Densidade dessa solução = 1,52 g/cm³ = 1,52 t/m³

Cálculo da quantidade de soda cáustica a 100% de concentração sendo adicionada como "make-up):

Peso da solução = (Volume) . (Densidade) = (50 m³) . (1,52 t/m³) =

Peso da solução = 76 toneladas úmidas da solução de soda cáustica

Peso da soda cáustica a 100% = (76 t úmidas) . (Concentração base peso) = 76 . 0,5 = 38 toneladas de soda cáustica a 100%

Peso da soda cáustica a 100% = **38.000 kg de NaOH adicionada como "make-up"**

Cálculo do novo volume do licor branco após a adição de 50 m³ de solução de soda cáustica a 50%:

Novo volume = (Volume inicial) + (Volume soda cáustica adicionada) =
Novo volume = (2.000 m³) + (50 m³) =
2.050 m³ de licor branco após "make-up"

Novos pesos dos constituintes do álcali titulável no tanque de licor branco após adição da soda cáustica de "make-up" no agora volume total de 2.050 m^3:

Novo Peso ATT = 300.000 kg + 38.000 kg = 338.000 kg de ATT

Novo Peso AA = 260.000 kg + 38.000 kg = 298.000 kg de AA

Peso Na_2CO_3 = 40.000 kg Na_2CO_3

Peso Na_2S = 91.000 kg Na_2S

Novo Peso NaOH = 169.000 kg + 38.000

Cálculos dos novos valores de Sulfidez e Atividade:

% Sulfidez = 100 . {(Na_2S) : (AA)}
% Sulfidez = 100 . {(91.000) : (298.000)}

% Sulfidez = **30,53% de nova sulfidez**

% Atividade = 100 . {(Álcali Ativo) : (Álcali Total Titulável)}
% Atividade = 100 . {(298.000) : (338.000)}

% Atividade = **88,16% de novo valor de atividade do licor branco**

Problema 61:

Calcular a quantidade de íon sódio que é perdido diariamente em um ciclo de cozimento e recuperação de uma fábrica de celulose kraft, sabendo-se que a reposição de sódio é feita pela adição de Na_2SO_4 na razão de 20 kg por tonelada de celulose absolutamente seca. A produção da fábrica é de 1.400 toneladas a.s. de celulose não branqueada por dia. Por onde devem ocorrer essas perdas de sódio? Adotar: Na: 23; S: 32; H: 1; O: 16; C: 12.

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Dados do problema:
Produção diária de polpa não branqueada = 1.400 t a.s.
"Make-up" de sódio através adição de $Na_2(SO_4)$ = 20 kg/t a.s.

Cálculo da reposição diária de sódio através a adição de $Na_2(SO_4)$ ao sistema de recuperação do licor preto:

Peso diário de $Na_2(SO_4)$ adicionado = (Produção diária) . (20 kg/t a.s.)
Peso diário de $Na_2(SO_4)$ adicionado = (1.400 t a.s.) . (20 kg/t a.s.) =

Peso diário de $Na_2(SO_4)$ adicionado = **28.000 kg $Na_2(SO_4)$/dia**

Correspondência em íon sódio do $Na_2(SO_4)$:

$$Na_2(SO_4) \cong 2\ Na$$

142 ---------- 46
28.000 kg --------- X

X = **9.070,42 kg íon sódio por dia de operações**

Pontos de perdas de íon sódio no sistema de polpação kraft:

- Lavagem da polpa não branqueada;
- "Carry-over" ao branqueamento;

- Perdas em resíduos como “dregs”, “grits”, lama de cal e cal virgem;
- Particulados perdidos pelas chaminés da caldeira de recuperação, forno de cal, tanque de dissolução, etc.;
- Condensados da evaporação do licor preto;
- Lavagens da evaporação e da caldeira de recuperação;
- Derrames, transbordos, vazamentos, etc.
- Efluentes, etc.

Problema 62:

Um licor branco kraft apresenta a seguinte composição química de compostos sódicos expressos como NaOH:

- NaOH = 80 g NaOH/Litro
- Na_2S = 40 g NaOH/Litro
- Na_2CO_3 = 25 g NaOH/Litro
- Na_2SO_4 = 8 g NaOH/Litro

Calcular o valor de eficiência de caustificação e a sua atividade.

Solução:

Base referencial: Um litro de licor branco

Cálculo da eficiência de caustificação:

$$EC = 100 \cdot \left\{ \frac{\text{(NaOH, expresso como NaOH)}}{\text{(NaOH+ } Na_2CO_3\text{, expressos como NaOH)}} \right\}$$

$$EC = 100 \cdot \left\{ \frac{\text{(80 g NaOH/Litro)}}{\text{(80 NaOH + 25 } Na_2CO_3\text{, expressos como g NaOH/L)}} \right\}$$

Eficiência de Caustificação = **76,19%**

Cálculo da atividade do licor branco:

$$\text{Atividade} = 100 \cdot \left\{ \frac{\text{(Álcali Ativo, em g NaOH/L)}}{\text{(Álcali Total Titulável, em g NaOH/L)}} \right\}$$

Álcali Ativo = $NaOH + Na_2S = 80 + 40 =$
Álcali Ativo = 120 g NaOH/Litro

Álcali Total Titulável = $NaOH + Na_2S + Na_2CO_3 = 80 + 40 + 25 =$
Álcali Total Titulável = 145 g NaOH/Litro

$$\text{Atividade} = 100 \cdot \left\{ \frac{\text{(120 g NaOH/L)}}{\text{(145 g NaOH/L)}} \right\} =$$

Atividade = **82,76%**

Problema 63:

Uma fábrica de celulose kraft tem uma perda diária de 5% de seus compostos tituláveis de sódio presentes em seu circuito de recuperação do licor. O consumo de álcali ativo (AA) por tonelada produzida de celulose corresponde a 400 kg de compostos expressos como NaOH; a sulfidez é de 35% e a atividade do licor é de 85%. A fábrica produz diariamente 3.000 toneladas absolutamente secas de celulose em seu digestor. Em quantos dias haverá troca completa de seus compostos de álcali total titulável. Se a perda de sulfeto de sódio for maior do que a de (soda cáustica + carbonato de sódio) numa relação de 1,5:1, em quantos dias ocorreria a perda completa da sulfidez do licor branco caso não houvesse reposição de enxofre ao sistema? Quantas toneladas de sulfeto de sódio se perdem por dia de operação?

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Cálculo do consumo diário de álcali ativo pela fábrica:

AA aplicado base celulose = 400 kg base NaOH/t a.s. = 0,4 t AA/t a.s.

Consumo diário de AA = (Produção em t a.s./dia) . (0,4 t AA/t a.s.)
Consumo diário de AA = (3.000 t a.s./dia) . (0,4 t AA/t a.s.)

Consumo diário de AA = 1.200 t AA como NaOH/dia

Cálculo do consumo de ATT – Álcali Total Titulável por dia de operações:

% Atividade = 100 . {(Álcali Ativo) : (Álcali Total Titulável)}

85 = 100 . {(1.200 t AA/dia) : (Álcali Total Titulável/dia)}

Álcali Total Titulável/dia = 1.411,8 t ATT como NaOH/dia

Perda de ATT pela fábrica por dia de operações:

A perda é de 5% do total de ATT por dia operacional

Perda = 0,05 . (1.411,8 t AA/dia) = **70,6 t ATT perdido/dia**

Cálculo da quantidade de sulfeto de sódio (expresso como NaOH) presente no consumo diário de ATT da fábrica:

Sulfidez = 35%

AA/dia = 1.200 t AA/dia

Na_2S consumido por dia = 0,35 . (1.200 t AA/dia) = **420 t Na_2S/dia**

As 420 t Na2S por dia estão contidas no total de ATT, que corresponde a 1.411,8 t ATT como NaOH/dia. A diferença entre ambos (991,8 t) corresponde à soda cáustica e ao carbonato de sódio.

Perdas diárias de ATT e de Na_2S:

Perdas de ATT = **70,6 t ATT perdido/dia**

Relação entre perdas de sulfeto e de soda mais carbonato = 1,5:1

Seja P1 a perda de soda cáustica mais carbonato de sódio por dia de operações e P2 a perda de sulfeto de sódio – todos expressos em termos de NaOH:

$$P2 = 1,5 . P1$$

Por outro lado:

P1 + P2 = 70,6 t

Substituindo P2 por 1,5 . P1:

P1 + 1,5 . P1 = 70,6

P1 = **28,24 t ($NaOH+Na_2CO_3$) perdidos expressos como NaOH/dia**

P2 = **42,36 t Na_2S perdido expresso como NaOH /dia**

Cálculo do número de dias para completa perda do Na_2S (rotação do sulfeto de sódio):

Perda diária = 42,36 t Na_2S/dia

Total de Na_2S no sistema = 420 t

Número dias para perda completa Na_2S = (420 t) : (42,36 t Na_2S/dia)

Número dias para perda completa Na_2S = **9,91 dias é o tempo de reciclagem do Na_2S no sistema da fábrica em questão**

A perda do sulfeto de sódio é bem maior do que a perda de soda cáustica e de carbonato de sódio, estimando-se o número de dias para perda total desses dois compostos como sendo de:

Total (NaOH + Na_2CO_3) no sistema/dia = 1411,8 – 420 = **991,8 t**

Perda diária de (NaOH + Na_2CO_3) = **28,24 t/dia**

Número dias para completa rotação de NaOH + Na_2CO_3 = **35,12 dias**

==========

==========

SEÇÃO 08: PLANTA QUÍMICA

Problema 64:

Calcular a concentração em gramas de puro H_2SO_4/Litro de uma solução de ácido sulfúrico com 96% de H_2SO_4 e densidade de 1,84 g/cm³.

Solução:

Base referencial: Um litro de solução a 96% em peso de ácido sulfúrico

Cálculo do peso de um litro de H_2SO_4 96%:

Cálculo do peso de 1 litro = (1.000 cm³/Litro) . (1,84 g/cm³) =

Cálculo do peso de 1 litro = 1.840 gramas/Litro de H_2SO_4 96%

Cálculo do peso de puro H_2SO_4 em um litro:

96% em peso significa:

100 gramas solução ≡ 96 gramas H_2SO_4 puro
1.840 gramas ---------- X

X = **1.766,4 gramas de puro H_2SO_4/Litro**

Problema 65:

Para se determinar a pureza de uma soda cáustica comercial comprada na forma de pastilhas, foi coletada uma amostra de 2 gramas da mesma e dissolvida para 100 ml com água destilada. Uma alíquota de 25 ml consumiu 18 ml de HCl 0,5N para neutralização. Calcular a percentagem de pureza dessa soda cáustica.

Solução:

Base referencial: Amostra de 2 gramas de pastilhas de soda cáustica

Sequencial de preparação da amostra de análise:

2 gramas ---- 100 ml ------ Alíquota de 25 ml (1/4 de 100 ml)

Essa alíquota correspondia ao peso de ¼ de 2 gramas = 0,5 gramas de NaOH

Titulação da soda cáustica por volumetria ácido/base (Volumes e normalidades das soluções):

$$V1 \cdot N1 = V2 \cdot N2$$

Sendo:
V1 = 25 ml de solução de soda cáustica
N1 = a ser determinada
V2 = Volume de consumo de ácido de titulação = 18 ml
V2 = Normalidade do ácido de titulação = 0,5 N

Logo:

$$V1 . N1 = V2 . N2$$

$$25. N1 = 18 . 0,5$$

N1 = 0,36 N é a normalidade da alíquota de soda cáustica (ou o número de equivalentes-grama de NaOH/Litro)

Equivalente-grama da soda cáustica ou NaOH = 40 gramas

Cálculo do peso de soda cáustica na alíquota:

Normalidade = Nº Equivalentes-grama por litro

Concentração da alíquota titulada = (Nº Equivalentes-grama/Litro) . (Equivalente-grama da NaOH) = 0,36 . 40 =

Concentração da alíquota de 25 ml que foi titulada = 14,4 gramas NaOH/Litro

14,4 gramas ---------- 1.000 ml
X ---------- 25 ml

X = 0,36 gramas de soda cáustica em 0,5 gramas de pastilhas comerciais de soda

Cálculo da pureza da soda comercial em pastilhas:

Pureza = 100 . {(Soda pura como NaOH titulado): (Soda comercial)}

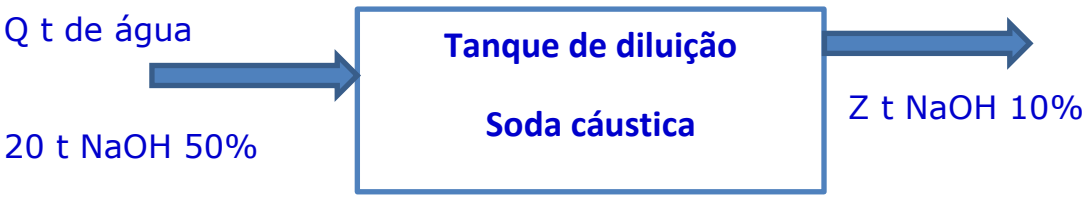
Pureza = 100 . {(0,36): (0,5)} =

72% de pureza

Problema 66:

Quantos metros cúbicos de água devem ser adicionados em 20 toneladas de uma solução de soda cáustica a 50% base peso para se converter a concentração a 10% em soda? A densidade da solução de NaOH a 50% é de 1,53 g/cm³.

Solução:



Balanço de massa em pesos totais:

Entradas = Q + 20 t NaOH 50% = Z t de NaOH 10%

$$Q + 20 = Z$$

Balanço de massa de soda cáustica:

20 toneladas de NaOH a 50% correspondem a 10 toneladas de NaOH puro entrando e também saindo do tanque de diluição.

Logo, o peso de 10 toneladas de NaOH deverá estar contido pelo peso Q +20 toneladas após a diluição, dessa forma:

$(Q + 20) \cdot 0{,}10 = 10$

$0{,}1 \cdot Q + 2 = 10$

Q = 80 t de água ou 80 m³ de água pura adicionada

Peso final saindo do sistema = Z = 80 + 20 = 100 toneladas totais, sendo 10 delas de pura NaOH e 90 de água

Problema 67:

Qual o volume de ácido sulfúrico a 10% de concentração que deve ser adicionado a um litro de ácido sulfúrico a 98,3% de concentração para transformar a mistura em uma solução desse ácido a 40% de concentração? São dadas as densidades desse ácido nas diversas concentrações do problema:

- A 10% de concentração: 1,066 g/cm³ = 1,066 kg/Litro
- A 40% de concentração: 1,303 g/cm³ = 1,303 kg/Litro
- A 98,3% de concentração: 1,8302 g/cm³ = 1,8302 kg/Litro

Solução:

Base referencial: Um litro de H_2SO_4 98,3% entrando no tanque de mistura

Cálculo do peso de um litro de H_2SO_4 98,3%:

Peso = (Volume) . (Densidade) = (1 Litro) . (1,8302 kg/L) =

Peso = **1,8302 kg de H_2SO_4 98,3%**

Balanço de massa total (em kg):

Entradas = X + 1,8302 = Saídas = Z kg H_2SO_4 40%

$$Z = X + 1{,}8302 \quad \text{(Equação 1)}$$

Balanço em puro H_2SO_4:

Pesos de Ácido Sulfúrico puro = (Peso solução) . (Concentração em %)

$$\text{Entradas} = (1{,}8302\ \text{kg}) \cdot 0{,}983 + 0{,}10 \cdot X$$

Saídas = 0,40 . Z

Entradas = Saídas

1,799 + 0,10 . X = 0,40 . Z (Equação 2)

Substituindo-se o valor de Z da equação 1 na equação 2:

1,799 + 0,1 . X = 0,4 . (X + 1,8302)
1,799 + 0,1 . X = 0,4 . X + 0,732
0,3 . X = 1,069

X = **3,563 kg de solução H_2SO_4 a 10%**

Ou em litros:

Volume = (Peso) : (Densidade) = (3,563 kg H_2SO_4 10%) : (1,066 kg/L)

Volume = **3,342 Litros de solução H_2SO_4 a 10%**

Checando os resultados do balanço para confirmação do acerto dos cálculos:

Entradas totais = Saída total = (1,8302 kg de H_2SO_4 98,3%) + (3,563 kg de solução de H_2SO_4 10%)= **5,3932 kg H_2SO_4 a 40%**

Entradas de puro H_2SO_4: (1,8302 . 0,983) + (3,563 . 0,10) =
2,155 kg de puro H_2SO_4

Saídas de puro H_2SO_4: (5,3932 . 0,40) = **2,156 kg de puro H_2SO_4**

CQD –Como se Queria Demonstrar

Problema 68:

Qual a quantidade em peso de sulfato de sódio anidro que existe em 350 toneladas de sulfato de sódio decahidratado (ou sal de Glauber), ou seja, com 10 moléculas de água em sua fórmula molecular? Qual a percentagem de água de constituição dessa molécula hidratada?
Dados: Na: 23; S: 32; O: 16; H: 1

Solução:

Base referencial: 350 toneladas de $Na_2(SO_4)_3 \cdot 10\ H_2O$

Fórmula do sal de Glauber: $Na_2(SO_4)_3 \cdot 10\ H_2O$

Cálculo do peso de sulfato de sódio anidro em 350 toneladas de sal de Glauber:

$$Na_2(SO_4)_3 \cdot 10\ H_2O \equiv Na_2(SO_4)_3$$

322 gramas ---------- 142 gramas
350 toneladas ---------- X

X = **154,35 toneladas de sulfato de sódio anidro**

Cálculo da percentagem de água no sal de Glauber:

$$Na_2(SO_4)_3 \cdot 10\ H_2O \equiv 10\ H_2O$$

322 gramas ---------- 180 gramas
100 ---------- Y

Y = **55,9% de água de constituição no sal de Glauber**

Problema 69:

Em um tanque de mistura se colocam dois fluxos de solução salina de NaCl com a finalidade de se produzir uma solução de NaCl com 20% de concentração. Apenas um dos fluxos é medido: 100 kg por minuto de solução a 60% de NaCl. Qual deverá ser o fluxo da solução a 10% de concentração também ingressante no misturador e qual o fluxo resultante de sal na concentração de 20% que sai pronta desse equipamento?

Solução:

Balanços de massa totais:

Entradas = (X kg NaCl 10%/min) + (100 kg NaCl 60%/min)

Entradas = X + 100

Saídas = Z kg NaCl 20%/min

Portanto:

$$X + 100 = Z \quad \text{(Equação 1)}$$

Balanços de massa para NaCl puro:

Entradas:

(X kg NaCl 10%/min) equivale em NaCl a: 0,10 . X
(100 kg NaCl 60%/min) equivale em NaCl a: 0,60 . 100 = 60

Saídas

(Z kg NaCl 20%/min) equivale a: 0,2 . Z

Entradas = Saídas

$$0{,}10.X + 60 = 0{,}2 \cdot Z \text{ (Equação 2)}$$

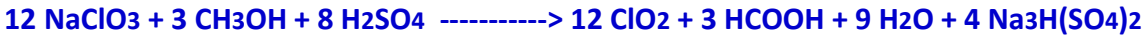
Substituindo o valor de Z da equação 1 na equação 2:

$$0{,}10.X + 60 = 0{,}2 \cdot (X + 100)$$
$$0{,}10.X + 60 = 0{,}2 \cdot X + 20$$
$$0{,}1 \cdot X = 40$$

X = **400 kg NaCl 10%/minuto**

Problema 70:

O dióxido de cloro é usualmente gerado nas fábricas de celulose pela redução do clorato de sódio em meio de ácido forte. Uma das formas de produção de dióxido de cloro sem geração simultânea de cloro é pela redução do clorato de sódio na presença de ácido sulfúrico e metanol, conforme a seguinte reação:



Calcular qual a quantidade diária de sulfato de sódio que se gera como subproduto em uma fábrica de celulose que necessita de uma produção de 25 toneladas por dia de dióxido de cloro, expresso como cloro ativo.
Dados: C:12; O: 16; H: 1; Na: 23; S: 32; Cl: 35,5.

Solução:

Base referencial: 25 toneladas diárias de dióxido de cloro, expresso como cloro ativo

Cálculo das toneladas equivalentes de dióxido de cloro como tal em relação às 25 toneladas de cloro ativo:

Equivalente grama do ClO_2 = 13,5 gramas

Equivalente-grama do cloro ativo = 35,5 gramas

$$ClO_2 \cong Cl_2 \text{ ativo}$$

13,5 ---------- 35,5
X ---------- 25

X = **9,51 t de puro ClO_2 por dia**

Cálculo da geração diária de residual de $Na_3H(SO_4)_2$ em base na estequiometria da reação de produção do dióxido de cloro:

$$12 \cdot ClO_2 \text{ ---------- } 4 \cdot Na_3H(SO_4)_2$$

12 x 67,5 gramas de ClO_2 = 810g

4 x 262 gramas de $Na_3H(SO_4)_2$ = 1.048 gramas

$$12 \cdot ClO_2 \text{ ---------- } 4 \cdot Na_3H(SO_4)_2$$

810 gramas ---------- 1.048 gramas
9,51 toneladas ---------- Y

Y = **12,3 toneladas diárias do sal hidratado de sulfato de sódio**

Problema 71:

Durante o processo de produção de SO_3 a partir do enxofre são obedecidas duas reações em sequência, a saber:

$$S + O_2 \text{ ----------> } SO_2$$

$$SO_2 + ½\ O_2 \text{ ----------> } SO_3$$

Nas condições dessa industrialização, o rendimento da primeira reação foi de 80% e o da segunda 70%. Qual a quantidade de enxofre a 95% de pureza que deve ser utilizado para a produção de 44.800 m³ de trióxido de enxofre a CNTP? São dados: S: 32; O:16

Solução:

Base referencial: 44.800 m³ de trióxido de enxofre a CNTP

Cálculo do rendimento total do processo:

$$S + O_2 \text{ ----------> } SO_2 \text{ (80\% rendimento)}$$

e

$$SO_2 + ½\ O_2 \text{ ----------> } SO_3 \text{ (70\% rendimento)}$$

Rendimento total: 0,8 x 0,7 = 0,56 = **56% de rendimento total**

Cálculo da quantidade estequiométrica de enxofre puro e elementar para produção de 44.800 m³ de SO_3 a CNTP:

$$S \equiv SO_3$$

32 gramas ≡ 22,4 litros ≡ 0,0224 Nm³

X ---------- 44.800 Nm³

X = 64.000.000 gramas = **64 toneladas de puro enxofre elementar**

Cálculo da quantidade prática de enxofre puro e elementar para produção de 44.800 m³ de SO_3 a CNTP com base nos 56% de rendimento:

100 iniciais ---------- 56 úteis (Rendimento)
Y ---------- 64 toneladas

Y = **114,29 toneladas de enxofre puro requeridos**

Cálculo da quantidade de enxofre com 95% de pureza para as operações:

100 impuro ----- 95 puro
Z --------- 114,29 t puros

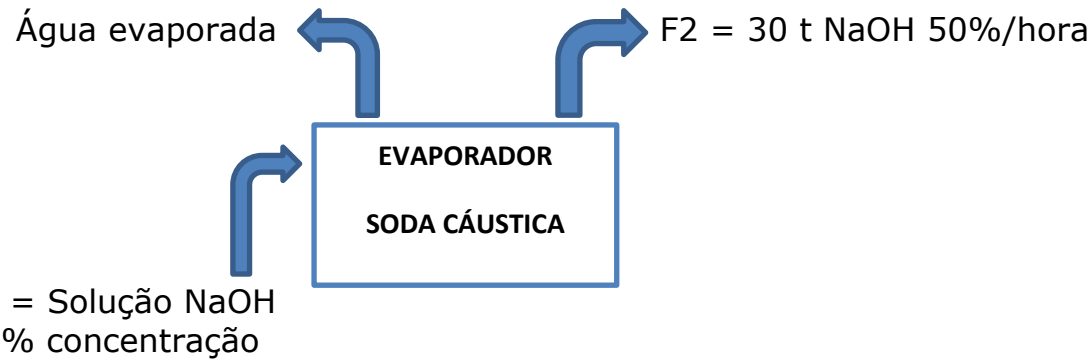
Z = **120,3 toneladas de enxofre a 95% de pureza**

Problema 72:

Um evaporador usado para concentrar soda cáustica é alimentado com uma solução de soda a 10% de concentração. O objetivo é produzir 30 toneladas de soda cáustica a 50% de concentração por hora. Qual deverá ser a alimentação do evaporador em termos de solução de soda a 10% de concentração? Qual o volume de água evaporada nessas condições?

Solução:

Base referencial: Uma hora de operação



Decomposição do fluxo produzido de soda cáustica concentrada a 50%:

30 t NaOH 50%/hora

Correspondem a:

15 t de água por hora
+
15 toneladas de pura NaOH/hora

Cálculo do fluxo de solução de NaOH a 10% para oferecer 15 toneladas secas de pura NaOH na solução concentrada:

100 toneladas de NaOH 10% ≅ 90 t água ≅ 10 toneladas de NaOH
F1 ---------- Y ----------15 toneladas

F1 = **150 toneladas de solução a 10%/hora**

Y = 135 toneladas de água na solução a 10%/hora

Cálculo do fluxo de água evaporada por hora:

Água entrando por hora na solução a 10% = 135 toneladas/hora
Água saindo por hora na solução a 50% = 15 toneladas/hora

Água evaporada por hora = 135 – 15 = 120 toneladas/hora =

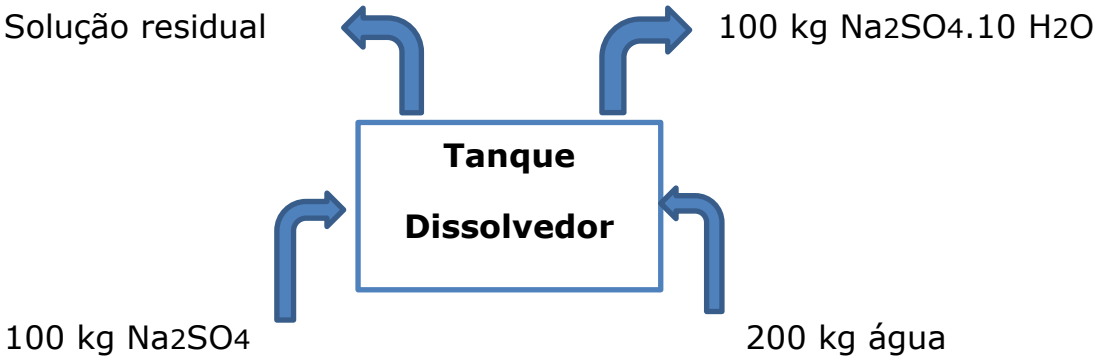
Água evaporada por hora = **120 m³/hora**

Problema 73:

Se 100 quilogramas de Na_2SO_4 são dissolvidos em 200 kg de água e a solução é resfriada até que cerca de 100 kg de sulfato de sódio deca-hidratado se precipitem, calcular:

- A composição da solução residual ("licor mãe") em gramas de Na_2SO_4 por litro;
- A percentagem de Na_2SO_4 presente no licor residual em relação ao inicialmente adicionado para formar a solução enviada ao cristalizador. Esse sulfato residual poder ser recuperado em novas etapas de cristalização desse processo

Solução:



Base referencial: 100 kg de $Na_2SO_4.10\ H_2O$ precipitado

$$Na_2SO_4.10\ H_2O \cong 10\ H_2O \cong Na_2SO_4$$

A molécula-grama do Sulfato de Sódio Decahidratado possui 322 gramas de peso molecular.
Ela é constituída de:

180 gramas de água e 142 gramas de Na_2SO_4

Toda a água presente nessa molécula provém dos 200 kg de água introduzidos

Todo o sulfato de sódio dessa molécula hidratada também provém da adição dos 100 kg sulfato de sódio anidro.

Cálculo das necessidades de água e sulfato de sódio anidro para se produzirem 100 gramas de sulfato de sódio decahidratado:

$$Na_2SO_4.10\ H_2O \cong 10\ H_2O \cong Na_2SO_4$$

322 kg -------- 180 kg --- 142 kg
100 kg ------- X ---------- Y

Consumos:

X = (100 . 180) : 322 = **55,90 kg de água**

Y = (100 . 142) : 322 = **44,10 kg de sulfato de sódio anidro**

Cálculo da composição da solução residual ("licor mãe"):

Correspondem às sobras de água e de sulfato de sódio anidro:

Água = 200 – 55,90 = **144,1 kg de água**
+
Sulfato de sódio anidro = 100 – 44,10 = **55,9 kg de sulfato de sódio anidro**

Cálculo da fração percentual de sulfato de sódio que poderá ser reciclado posteriormente em novas cristalizações:

Adicionados: 100 kg anidros
Consumidos e precipitados = 44,10
Residuais: 100 – 44,10 = 55,90 kg em 100 kg = **55.9%**

Problema 74:

Cloro gasoso contendo 2,4% de oxigênio circula por uma tubulação sem se conhecer seu fluxo. Um especialista em medições decide injetar nesse tubo um fluxo conhecido de ar numa taxa de 115 m³ por hora e mais adiante, após a completa mistura desse ar no gás cloro do tubo, ele amostra o gás misturado para analisar o oxigênio. Caso o gás agora mostrar 10,85% de oxigênio, qual seria o fluxo do gás originalmente circulando pelo tubo?

Solução:

Composição do ar injetado:

21% oxigênio e 79% nitrogênio (em base volumétrica)

Sejam:

- F1 o fluxo de gás cloro inicial contendo 2,4% de oxigênio em base volumétrica
- F2 o fluxo de 115 m³/hora de ar injetado contendo 21% de oxigênio em base volumétrica
- F3 o fluxo da mistura de cloro e ar e que apresenta 10,85% de oxigênio em base volumétrica

Balanço de massa para o oxigênio:

$$0{,}21 \cdot 115 + 0{,}024 \cdot F1 = 0{,}1085 \cdot F3$$

Porém:

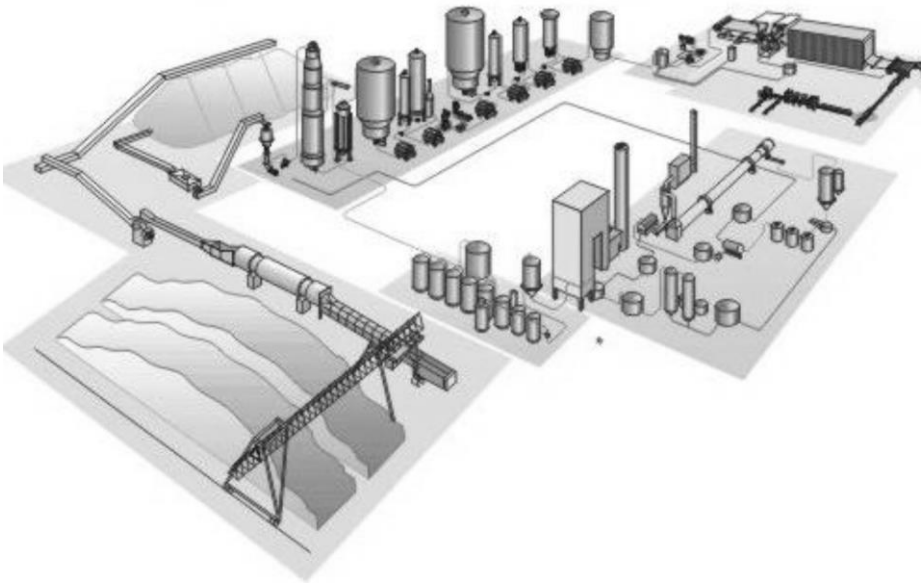
$F3 = F1 + 115$

Logo:

$0{,}21 \cdot 115 + 0{,}024 \cdot F1 = 0{,}1085 \cdot (F1 + 115)$

F1 = **138 m³ de cloro gasoso/hora**

==========



Uma fantástica fábrica de celulose kraft estilizada na forma de maquete

SEÇÃO 09: GERAÇÃO E TRATAMENTO DE RESÍDUOS

Problema 75:

Uma residência de 4 pessoas consome em média 600 litros de água por dia. Uma fábrica de celulose, produzindo 2.500 toneladas secas ao ar por dia desse produto para venda ao mercado internacional tem um consumo específico de 30 m³ de água por tonelada de celulose seca ao ar. Em termos de consumo de água, essa fábrica equivale a uma cidade com que nível de população ou de habitantes, sem considerar outras atividades industriais consumidoras de água?

Solução:

Cálculo do consumo unitário diário de água por pessoa da cidade:

É dado o dado: 4 pessoas = 600 litros/dia

1 pessoa consome então = 150 litros/dia

Cálculo do consumo de água diário de uma fábrica de celulose produzindo 2.500 t celulose seca ao ar por dia:

É dado o dado: 30 m³ de água por tonelada de celulose seca ao ar

Consumo diário total de água da fábrica =
(2.500 t celulose/dia) . (30 m³ água/t celulose) =

75.000 m³ de água por dia

Cálculo da população equivalente a esse consumo de água pela fábrica:

1 pessoa = 150 Litros/dia = 0,15 m³/pessoa.dia

Número de pessoas =
(75.000 m³ água/dia) : (0,15 m³ água/pessoa.dia) =

Número de pessoas = **500.000 pessoas**

Problema 76:

Uma fábrica de celulose produz diariamente 2.000 toneladas secas ao ar de celulose de mercado e descarta ao curso de água local uma quantidade de efluentes de 45.000 metros cúbicos e com as seguintes características qualitativas:
DQO – Demanda Química de Oxigênio = 180 ppm
AOX – Halogenados totais adsorvíveis em carvão ativo = 0,005 kg/m³
Sólidos Suspensos Totais = 15 gramas/1.000 litros de efluente
Quais as cargas específicas ou unitárias de poluentes expressas em quilogramas de cada poluente por tonelada de celulose seca ao ar?

Solução:

Base referencial: Uma tonelada seca ao ar de celulose

Equalização dos dados das concentrações dos poluentes no efluente:

DQO – Demanda Química de Oxigênio = 180 ppm
180 ppm = 180 mg/L = 180 g/m³

AOX – Halogenados totais adsorvíveis em carvão ativo = 0,005 kg/m³
0,005 kg/m³ = 5 g/m³

Sólidos Suspensos Totais = 15 gramas/1.000 litros
15 gramas/1.000 litros = 15 g/m³

Dados adicionais do problema:
Produção diária da fábrica: 2.000 t celulose seca ao ar/dia
Geração diária de efluente: 45.000 m³/dia

Cálculo das perdas diária de poluentes pela fábrica:

- DQO – Demanda Química de Oxigênio = 180 g DQO/m³

(45.000 m³/dia) . (180 g/m³) = 8.100.000 gramas DQO/dia =
8.100 kg DQO/dia

- AOX – Halogenados totais adsorvíveis = 5 g AOX/m³

(45.000 m³/dia) . (5 g/m³) = 225.000 gramas AOX/dia
225 kg AOX/dia

- Sólidos Suspensos Totais = 15 g SST/m³

(45.000 m³/dia) . (15 g/m³) = 675.000 gramas SST/dia
675 kg SST/dia

Cálculo dos poluentes expressos base tonelada de celulose seca ao ar:

- DQO – Demanda Química de Oxigênio

(8.100 kg DQO/dia) : (2.000 t celulose/dia) =

4,05 kg DQO/tonelada celulose seca ao ar

- AOX – Halogenados totais adsorvíveis

(225 kg AOX/dia) : (2.000 t celulose/dia) =

0,1125 kg AOX/tonelada de celulose seca ao ar

- Sólidos Suspensos Totais = 15 g SST/m³

(675 kg SST/dia) : (2.000 t celulose/dia) =

0,3375 kg SST/tonelada de celulose seca ao ar

Problema 77:

Uma fábrica de celulose e papel dispõe de um tratamento de efluentes cujo clarificador secundário está sobrecarregado e está deixando passar uma quantidade excessiva de microflocos orgânicos que seriam corpos de microrganismos (correspondentes a 15 ppm para o efluente tratado). Retiraram-se amostras desses microflocos que foram avaliados e os resultados encontrados foram os seguintes:

- Teor de inorgânicos inertes e não reativos com oxidantes: 10%
- Teor de matéria orgânica: 90%
- Fórmula molecular mínima calculada em função dos teores de carbono, hidrogênio, nitrogênio e oxigênio na fração orgânica dos microflocos: $C_5H_8NO_2$

Calcular o potencial de geração de DQO – Demanda Química de Oxigênio que esses flocos trazem ao efluente não filtrado devido à sua constituição orgânica, prejudicando dessa forma a qualidade do efluente nesse parâmetro de restrição legal (além de outros como turbidez e sólidos suspensos). Dados: C: 12; N: 14; O: 16; H: 1.

Solução:

Base referencial: Um metro cúbico de efluente contendo os microflocos

Cálculo das perdas de material na forma de microflocos por metro cúbico de efluente:

15 ppm = 15 mg/L = 15 gramas/m³

Dessas 15 gramas temos de acordo com os dados do problema:

10% de inorgânicos = 1,5 gramas
90% de orgânicos = 13,5 gramas

Cálculo do consumo teórico de oxigênio pelas 13,5 gramas do material orgânico que tem fórmula molecular $C_5H_8NO_2$:

$$C_5H_8NO_2 + 7\ O_2 \text{ ----------> } 5\ CO_2 + NO_2 + 4\ H_2O$$

Estequiometricamente:

$$C_5H_8NO_2 \cong 7\ O_2$$

114 gramas ---------- 224 gramas
13,5 gramas ---------- X

X = **26,5 gramas de oxigênio a cada m³ de efluente não filtrado**

Ou ainda:

26,5 ppm de DQO no efluente não filtrado

Ou então:

26,5 gramas oxigênio/13,5 gramas de material orgânico =

1,96 gramas oxigênio consumido/grama de material orgânico oxidado

1,96 gramas DQO/grama de material orgânico

Problema 78:

Uma fábrica de celulose trata seu efluente através um sistema terciário, sendo que na última etapa de tratamento se procede a uma clarifloculação com sulfato de alumínio com 18 moléculas de água de hidratação. Esse sulfato é comprado em uma solução aquosa a 50% de concentração, base peso por peso. A dosagem usual de aplicação do sulfato de alumínio é expressa em termos de $Al_2(SO_4)_3$ anidro e ela é de 200 ppm. Qual a quantidade de solução comprada a 50% de sulfato de alumínio hidratado que se utiliza para se tratar 20.000 metros cúbicos diários de efluente? Dados: Al: 27; O: 16; H: 1; S: 32.

Solução:

Base referencial: Um dia de operação

Dados do problema:
Volume de efluente tratado: 20.000 m³/dia
Carga de sulfato de alumínio anidro = 200 ppm = 200 mg/L = 200 g/m³
Solução comprada de sulfato de alumínio hidratado = 50% concentração

Cálculo das necessidades diárias de solução de sulfato de alumínio anidro:

(20.000 m³ efluente/dia) . (200 g sulfato alumínio anidro/m³ efluente) =4.000.000 gramas/dia =

4.000 kg sulfato alumínio anidro/dia

Equivalência do sulfato anidro ao sulfato com 18 moléculas de água de hidratação:

$$Al_2(SO_4)_3 \cong Al_2(SO_4)_3.18\ H_2O$$
342 gramas ---------- 666 gramas
4.000 kg/dia ----------X

X = **7.789,5 kg de sulfato de alumínio hidratado**

Cálculo da demanda diária de solução de sulfato de alumínio hidratado a 50% de concentração:

100 kg solução ≅ 50 kg de sulfato de alumínio hidratado
Y ----------7.789,5 kg sulfato de alumínio hidratado

Y = **15.579 kg de solução a 50% de sulfato de alumínio com 18 moléculas de água de hidratação por dia de operação**

Problema 79:

Uma fábrica de celulose tem uma produção diária de 4.000 toneladas a.s. enfardadas de polpa de mercado. Em suas operações, existem perdas de fibras que foram quantificadas como sendo de 0,4% da produção total da linha de fibras. Praticamente toda essa perda de fibras sai através da sedimentação no clarificador primário, cujo lodo é descartado com 25% de consistência. Qual a geração diária de lodo correspondente apenas às perdas de fibras ao longo do processo produtivo?

Solução:

Base referencial: Um dia de operação

Dados do problema:
Consistência do lodo primário: 25%
Perda de fibras: 0,4% da produção total de polpa celulósica expressa em termos absolutamente secos

Cálculo da perda diária de fibras absolutamente secas:

(0,4 toneladas de fibras perdidas/100 toneladas a.s.) . (4.000 t a.s. de polpa produzida/dia) =

16 toneladas a.s. de fibras perdidas por dia de operação

Cálculo do lodo primário gerado em função das fibras perdidas e de sua consistência de 25%:

Peso úmido lodo = (Peso seco) : (Consistência) = (16 t a.s.) : 0,25 =

64 toneladas úmidas de lodo primário fibroso/dia

Problema 80:

A emissão de particulados em uma caldeira de recuperação kraft é especificada pela entidade licenciadora como devendo ser menor que 850 kg de perdas diárias. Em um teste de amostragem isocinética realizada nessa caldeira foram obtidos os seguintes dados:

- Concentração de particulados nos gases secos: 60 mg/Nm³
- Umidade dos gases de exaustão: 20% base peso dos gases
- Peso molecular dos gases úmidos: 27,5 gramas/molécula-grama
- Densidade dos gases úmidos: 1,32 kg/m³
- Fluxo horário de gases úmidos de exaustão: 500.000 m³/hora

Deseja-se saber se as emissões da fábrica estão conformes com as especificações legais nesse momento de medição.

Solução:

Base referencial: Uma hora de operações

Cálculo do peso de gases emitidos por hora:

Peso gases úmidos = (Volume) . (Densidade) =
(500.000 m³) . (1,32 kg/m³) =

660.000 kg de gases úmidos/hora

Cálculo do peso de gases secos emitidos por hora:

(660.000 kg de gases úmidos/hora) . 0,8 =
528.000 kg de gases secos/hora

Cálculo do peso molecular dos gases secos:

(27,5 gramas úmidas/molécula-grama) . 0,80 =

22 gramas gases secos/molécula-grama

Cálculo do número de moles-grama de gases secos emitidos por hora:

528.000 kg = 528.000.000 gramas

(528.000.000 gramas) : (22 gramas/molécula-grama de gases secos)

24.000.000 moléculas-grama de gases secos/hora

Cálculo do volume horário a CNTP dos gases secos emitidos por hora:

(24.000.000 moléculas-grama). (22,4 litros/molécula-grama) =
537.000.000 litros
537.600 Nm³ de gases secos emitidos /hora

Cálculo das perdas de particulados por dia:

(60 mg particulados/Nm³ gases secos) . (537.600 Nm³ de gases secos/hora) . (24 horas/dia) =

774.144.000 mg particulados/dia = **774,14 kg particulados/dia**

Como a restrição legal era para perdas de 850 kg por dia, a fábrica estava enquadrada na legislação na data da amostragem isocinética dos gases de exaustão da caldeira.

Problema 81:

Uma fábrica de celulose e papel tem determinado pelo órgão licenciador que ela pode trabalhar de acordo com as seguintes limitações de DQO – Demanda Química de Oxigênio: Concentração máxima de 15 ppm e carga diária de no máximo 300 kg de descarga de DQO ao corpo receptor. A empresa está operando com um fluxo diário de efluentes de 40.000 m³ e com a concentração de DQO de 10 ppm. Verificar se ela estaria atendendo às restrições legais a ela especificadas.

Solução:

Dados do problema:

Concentração limite legislada DQO = 15 ppm = 15 mg/L = 15 g/m³
Carga limite de lançamento legislada para DQO = 300 kg DQO/dia
Fluxo efluente da fábrica = 40.000 m³/dia
Concentração do efluente em DQO = 10 ppm = 10 mg/L = 10 g/m³

Em relação à concentração, a empresa está conforme a legislação, pois está operando com 10 ppm de DQO, que é menor do que os 15 ppm impostos pela licença de operação. Entretanto, os órgãos licenciadores

sabem que uma empresa pode se valer do artifício de diluir os seus efluentes para reduzir a concentração dos poluentes. Dessa maneira, a maioria das entidades licenciadoras colocam restrições tanto para concentrações como carga despejada por dia ao corpo receptor do efluente.

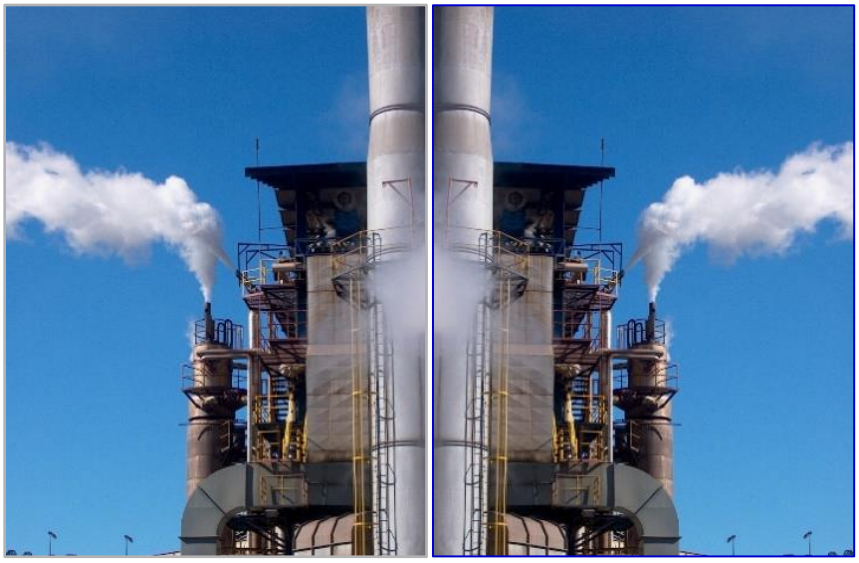
Cálculo da carga diária de DQO lançada ao corpo receptor pela empresa:

Carga DQO = (Volume ou fluxo diário) . (Concentração) =
(40.000 m^3 efluente/dia) . (10 g/m^3) =
400.000 g DQO/dia =

400 kg DQO/dia

Como a restrição é para 300 kg DQO/dia, a empresa não se enquadrou no valor limite de carga, devendo por isso ser multada ou advertida e receber um termo de ajuste de conduta para se enquadrar nesse quesito.

==========



==========

SEÇÃO 10: PROBLEMAS ENVOLVENDO FLUXOS, DILUIÇÕES E CONSISTÊNCIAS

Problema 82:

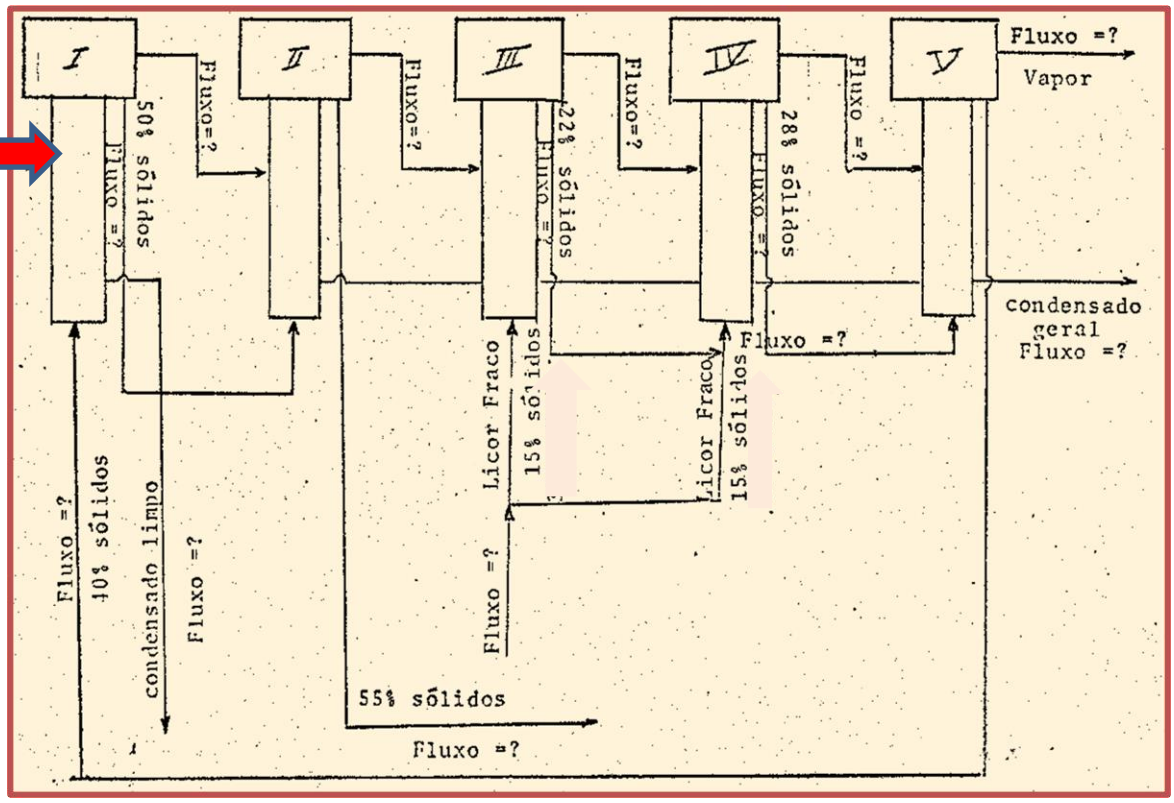
No seguinte fluxograma simplificado de uma evaporação em múltiplo efeito, calcular os fluxos mostrados por interrogações, admitindo que não existam perdas de materiais.
Calcular ainda o Fator de Economia desse sistema de evaporação, considerando que a alimentação de vapor vivo foi toda feita no I Efeito na razão de 95 t/hora com vapor a 3,5 kgf/cm².
São dados ainda:

- Teor de SS no licor saindo do V Efeito = 40%
- Entradas de licor preto fraco a 15% Sólidos Secos sendo bipartida em: 520 t/hora no III Efeito e 80 t/hora no IV Efeito

Vapor

Vivo

95 t/hora



Solução:

Cálculo das entradas de licor preto fraco no sistema evaporativo:

O licor fraco entra nos efeitos III e IV com 15% de sólidos secos, conforme os fluxos a seguir:

Entrada licor preto fraco no III Efeito = 520 t úmidas/hora com 15% sólidos secos

Entrada licor preto fraco no III Efeito = (520 t úmidas/h) . 0,15 =
Entrada licor preto fraco no III Efeito = **78 t SS/hora**

Entrada licor preto fraco no IV Efeito = 80 t úmidas/hora com 15% sólidos secos

Entrada licor preto fraco no IV Efeito = (80 t úmidas/h) . 0,15 =
Entrada licor preto fraco no IV Efeito = **12 t SS/hora**

Entradas totais de licor preto na Evaporação = 78 t SS + 12 t SS =
Entradas totais de licor preto na Evaporação = **90 t SS/hora**

Entradas de água na evaporação = (520 t úmidas – 78 t SS no III Efeito) + (80 t úmidas – 12 t SS no IV Efeito) = **510 t água/hora**

Cálculo dos Sólidos Secos e condensados saindo do III Efeito:

Admitindo que não ocorreram perdas de SS para os condensados, o licor preto após o III Efeito sai com 22% de Sólidos secos.

Logo:
Fluxo de licor preto a 22% SS saindo do III Efeito =
(Peso Seco) : Consistência ou Teor de SS) = (78 t SS) : 0,22 =
354,54 t úmidas a 22% SS

Condensados ou água evaporada saindo do III Efeito = (520 t úmidas entrando) – (353,54 t úmidas saindo) =
165,45 t condensados saindo III Efeito

Balanço de massa no IV Efeito:

Admitindo que não ocorreram perdas de SS para os condensados, o licor preto após o IV Efeito sai com 28% de Sólidos secos.

Entradas de licor preto no IV Efeito =
(Licor alimentado com 15% de SS) + (Licor que sai do III Efeito com 22% SS)

Entradas de licor preto úmido no IV Efeito = (80 t úmidas a 15% de SS entrando no sistema) + (354,54 t úmidas a 22% SS saindo do III Efeito)

Entradas de licor preto úmido no IV Efeito = **434,54 t úmidas**

Entradas de Sólidos Secos com o licor preto no IV Efeito = (12 t SS) + (78 t SS) =
90 t SS totais

Saídas de licor preto úmido a 28% SS do IV Efeito = (90 t SS) : 0,28 =
321,43 t úmidas a 28% SS saindo do IV efeito

Condensados ou água evaporada saindo do IV Efeito = (434,54 t úmidas entrando) – (321,43 t úmidas saindo) =
113,11 t condensados saindo IV Efeito

Balanço de massa no V Efeito:

Entrada de sólidos secos = 90 t SS
Fluxo úmido alimentado ao V Efeito = 321,43 t úmidas a 28% SS

Teor de SS no licor saindo do V efeito = 40%

Peso úmido de licor a 40% saindo do V Efeito = (90 t SS) : 0,4 =
225 t úmidas saindo do V efeito a 40% de SS

Peso de água evaporada saindo V Efeito = (321,43 t úmidas entrando) – (225 t úmidas saindo) =
96,43 t água evaporada no V Efeito saindo como vapor e possivelmente sendo direcionado ao condensador de superfície

Balanço de massa no I Efeito:

O licor preto entra no I Efeito com 40% SS e sai com 50%, porém o peso de SS que entra e sai é exatamente o mesmo, ou seja, 90 t SS.

Entrada de licor úmido a 40% SS = 225 t úmidas entrando no I Efeito a 40% de SS

Saída de licor úmido a 50% SS = 180 t úmidas saindo do I Efeito

Peso de água evaporada saindo I Efeito = (225 t úmidas entrando) – (180 t úmidas saindo) =
45 t água evaporada no I Efeito

Balanço de massa no II Efeito:

O licor preto entra no II Efeito com 50% SS e sai com 55%, porém o peso de SS que entra e sai é exatamente o mesmo, ou seja, 90 t SS.

Entrada de licor úmido a 50% SS = 180 t úmidas entrando no II Efeito a 50% de SS

Saída de licor úmido a 55% SS = (90 t SS) : (0,55) = **163,64 t úmidas de licor preto concentrado a 55% SS saindo do II Efeito e consequentemente do sistema de evaporação**

Peso de água evaporada saindo II Efeito = (180 t úmidas entrando) – (163,64 t úmidas saindo) =
16,36 t água evaporada no II Efeito

Peso de água saindo com o licor concentrado a 55% de SS = (Peso úmido) – (Peso seco) = (163,64 t úmidas) – (90 t SS) =
73,65 t água acompanhando o licor concentrado

Balanço de águas e condensados no sistema todo de evaporação:

Água entrando no sistema = ***510 t água entrando no sistema/hora***

Água saindo com o licor concentrado a 55% SS = 73,65 t água

Águas evaporadas saindo como vapor ou condensado:

Efeito I = 45,00 t água/hora
Efeito II = 16,36 t água/hora
Efeito III = 165,45 t água/hora
Efeito IV = 113,11 t água/hora
Efeito V = 96,43 t água/hora

Total de água evaporada = **436,35 t água evaporada/hora**

Saídas totais de águas do sistema = (436,35 t água evaporada/hora) + (73,65 t água deixando o sistema com o licor concentrado a 55% SS) = ***510 t água total saindo do sistema/hora***

Logo, as entradas de água são iguais às saídas – ou seja, o balanço demonstra excelente fechamento e deve estar correto em seus cálculos.

O mesmo ocorre com as entradas e saídas de Sólidos Secos, ou seja, 90 t SS/hora.

Cálculo do fator de economia da evaporação:

Fator Economia = (Água evaporada) : (Vapor Vivo alimentado)

Fator Economia = (436,35 t água evaporada/hora) : (95 t vapor vivo alimentado/hora) =

Fator Economia = **4,59**

==========

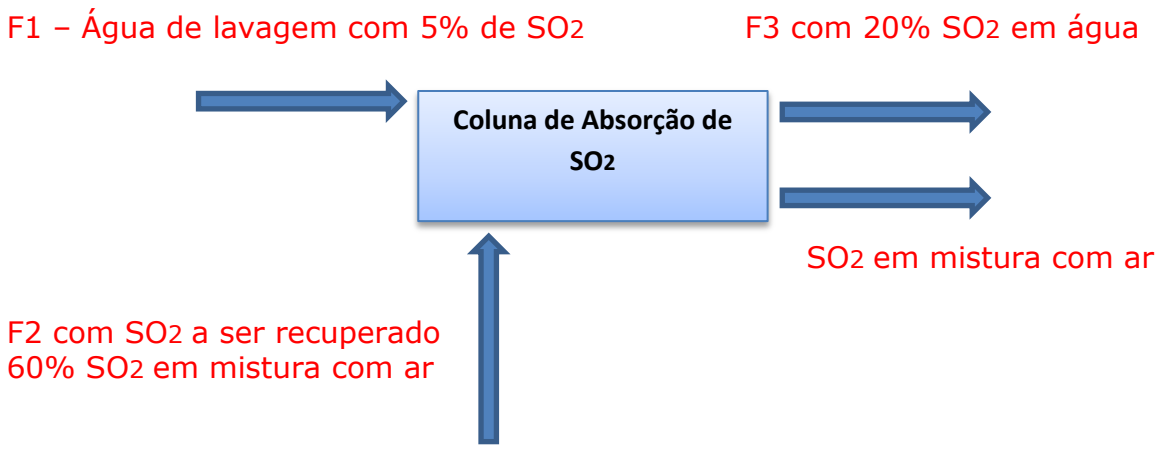
SEÇÃO 11: POLPAÇÃO QUÍMICA SULFITO

Problema 83:

Uma coluna de absorção de dióxido de enxofre tem como objetivo recuperar para reutilização esse gás que é perdido em fluxos de emissões fugitivas da descarga dos digestores em uma fábrica de celulose sulfito. Caso a água usada para lavagem contiver 5% de SO_2 e a de saída contiver 20% de SO_2, qual deverá ser o fluxo necessário da água de absorção para se produzir 100 kg por minuto de solução de SO_2 a 20% de concentração sabendo-se que essas emissões gasosas fugitivas possuem 60% de SO_2 em mistura com o ar. As percentagens de SO_2 nas soluções de água estão referenciadas base peso.

Solução:

Base referencial: Um minuto de operação



F3 = Fluxo da solução enriquecida deixando a coluna:

100 kg de solução a 20% por minuto, o que significa:

80 kg de água e 20 kg de SO_2

Esses 80 quilogramas de água provêm todos da água de lavagem que tinha 5% de SO_2

Fluxo de água de lavagem em um minuto: 80 kg/minuto de água mais SO_2 (5% em peso)

100 kg água lavagem ---------- 5 kg de SO_2 + **95 kg de água**

F1 ---------- **80 kg de água**

F1 = **84,2 kg de água de lavagem contendo 5% de SO_2 por minuto**

Apesar de não se pedido pelo problema, é possível também se determinar quanto de SO_2 é absorvido por minuto, removido que será do gás e até mesmo o fluxo do gás de entrada, já que temos dois fluxos perfeitamente definidos: F1 e F3.

Fica como sugestão àqueles que se interessarem que tentem resolver esse aditivo do problema.

Problema 84:

Uma fábrica pequena produz 100 toneladas absolutamente secas de celulose por dia através do processo sulfito base cálcio. Cada digestor descarrega 10 toneladas a.s. de polpa por cozimento e é carregado com cavacos e 150.000 litros de licor que apresenta a seguinte composição e características: Densidade = 1,05 g/cm³; SO_2 total no licor= 6%; SO_2 livre no licor = 3% e SO_2 combinado no licor como bissulfito de cálcio = 3%. Toda a lixivia residual dos cozimentos é evaporada e enviada a uma unidade de fabricação de lignossulfonatos. Qual a demanda estequiométrica diária a ser comprada de enxofre para essa operação industrial considerando que 50% do SO_2 requerido consiga ser recuperado? Qual a necessidade estequiométrica diária de cal virgem com 95% de pureza para se produzir as necessidades de SO_2 combinado, considerando que não exista recuperação da base cálcio que segue toda para a fabricação dos lignossulfonatos? Dados: Ca: 40; S: 32; O: 16; H: 1.

Solução:

Base referencial: Um dia de operações

Dados do problema:

Produção diária: 100 toneladas absolutamente secas de celulose sulfito por dia
Produção por descarga dos digestores em batelada: 10 t a.s.
Densidade licor sulfito: 1,05 g/cm³ = 1,05 t/m³

Cálculo do número médio de cargas e descargas de digestores/dia:

Nº de cargas/descargas de digestor = (100 t a.s. celulose/dia) : (10 t a.s. celulose/descarga) = 10 cargas e descargas de digestor/dia

Cálculo do volume de licor demandado por dia:

São consumidos: 150 m³ de licor por carga de digestor

Total de consumo de licor sulfito/dia = (10 cargas/dia) . (150 m³/carga)

Total de consumo de licor sulfito/dia = 1.500 m³ de licor/dia

Cálculo do peso de licor demandado por dia:

Peso licor = (Volume licor) . (Densidade licor)
Peso licor = (1.500 m³ licor/dia) . (1,05 t/m³) =
1.575 t licor sulfito por dia

Cálculo do peso de SO_2 Total demandado por dia:

6% de SO_2 total correspondem a 0,06 . 1.575 t =
94,5 t de SO_2 Total/dia

Cálculo dos pesos de SO_2 Combinado e SO2 Livre demandados por dia:

3% de SO_2 Livre e SO_2 Combinado correspondem a 0,03 . 1.575 t =
47,25 toneladas de SO_2 Livre
47,25 toneladas de SO_2 Combinado

Cálculo da quantidade estequiométrica de cal virgem pura requerida por dia para se produzir o SO_2 Combinado necessário:

$$CaO + H_2O + 2\ SO_2 \text{ ----------} > Ca(HSO_3)_2$$

$$CaO \equiv 2\ SO_2$$

56 gramas ---------- 128 gramas
X ---------- 47,25 t SO_2 combinado

X = **20,67 t de cal virgem pura e estequiométrica**

Cálculo da quantidade estequiométrica de cal virgem com 95% pureza requerida por dia para se produzir o SO_2 Combinado necessário:

Peso de cal virgem com 95% pureza = (20,67 t CaO/dia) : 0,95

Peso de cal virgem com 95% pureza = **21,76 t CaO impura por dia**

Cálculo da quantidade de enxofre requerido para produção do SO_2 Total:

$$S + O_2 \text{ ----------} > SO_2$$

$$S \equiv SO_2$$

32 gramas ---------- 64 gramas
Y ---------- 94,5 t/dia

Y = **47,25 t enxofre requeridos estequiometricamente**

Entretanto, 50% do SO_2 Total é recuperado e 50% necessita de reposição com nova formação de dióxido de enxofre pela queima do enxofre.
Logo, a quantidade requerida de enxofre elementar para utilização na geração de SO_2 será de:

0,5 . 47,25 t S/dia = **23,625 t S/dia**

Problema 85:

Uma fábrica de celulose sulfito adquire calcário dolomítico para produção de cal queimada mista, contendo óxidos de cálcio e de magnésio. Esse calcário dolomítico apresenta a seguinte composição base totalmente seca:

- Teor de $CaCO_3$ = 90,0%
- Teor de $MgCO_3$ = 7,5%
- Teor de inertes = 2,5%

✓ Calcular as quantidades de óxido de cálcio, óxido de magnésio e gás carbônico de origem fóssil gerados pela calcinação de uma carga de 300 toneladas desse calcário com 5% de umidade um rendimento nas reações de 90%. Dados: Mg: 24; Ca: 40; C: 12 e O: 16

Solução:

Base referencial: 300 toneladas de calcário dolomítico comprado com 5% de umidade

Cálculo das quantidades em peso de carbonatos de cálcio e magnésio presentes nas 300 toneladas de calcário dolomítico úmido utilizado diariamente:

Peso seco calcário = (Peso úmido) . (Teor de Sólidos Secos)
Peso seco calcário = (300 t) . 0,95 =
285 t de calcário dolomítico seco/dia

Peso seco de $CaCO_3$ = (Peso seco) . (Teor de $CaCO_3$ base seca)
Peso seco de $CaCO_3$ = (285 t) . 0,90 =
256,5 t secas de $CaCO_3$/dia

Peso seco de $MgCO_3$ = (Peso seco) . (Teor de $MgCO_3$ base seca)
Peso seco de $MgCO_3$ = (285 t) . 0,075 =
21,375 t de $MgCO_3$ / dia

Reações de calcinação do calcário dolomítico:

$$CaCO_3 \text{ ----------> } CaO + CO_2$$

$$MgCO_3 \text{ ----------> } MgO + CO_2$$

Relações estequiométricas entre os carbonatos, os óxidos e o gás carbônico:

$CaCO_3$ ----------	CaO ----------	CO_2
100 g	56 g	44 g
$MgCO_3$ ----------	MgO ----------	CO_2
84 g	40 g	44 g

Cálculos das gerações estequiométricas de CO_2 a partir das duas calcinações:

$CaCO_3$ ----------	CO_2
100 g	44 g
256,5 t	X

X = **112,86 t de CO_2 gerado por dia a partir da calcinação do $CaCO_3$**

MCO_3 ----------	CO_2
84 g	44 g
21,375 t	Y

Y = **11,196 t de CO_2 gerados por dia a partir da calcinação do $MgCO_3$**

Total de CO_2 de origem fóssil gerado por dia:

Estequiometricamente = 112,86 t + 11,196 =
124,956 t CO_2 estequiométrico

Entretanto, o rendimento das reações foi definido como de 90%, logo a quantidade real e efetiva de geração de CO_2 será:

Geração efetiva de gás carbono = (124,956 t CO_2) . 0,90 =
111,65 t CO_2 fóssil por dia

Cálculos das gerações estequiométricas e efetivas de CaO e MgO a partir das duas calcinações:

$CaCO_3$ ----------	CaO
100 g	56 g
256,5 t	W

W = **143,64 t de CaO estequiométrico por dia**

W’ = (143,64 t de CaO estequiométrico) . (Rendimento da reação)
W’ = (143,64 t de CaO estequiométrico) .0,90 =
W’ = **129,276 t CaO efetivamente produzido por dia**

E ainda:

$MgCO_3$	----------	MgO
84 g		40 g
21,375 t		Z

Z = **10,178 t MgO estequiométrico por dia**

Z’ = (10,178 t MgO estequiométrico) . (Rendimento da reação) =
Z’ = (10,178 t MgO estequiométrico) . 0,90 =
Z’ = **9,16 t MgO efetivamente produzido por dia**

Problema 86:

Deseja-se produzir 2.000 metros cúbicos de licor bissulfito de magnésio com 0% de SO_2 livre e com concentração de 100 g de $Mg(HSO_3)_2$ por litro. A densidade desse licor é praticamente 1 t/m³. Quais as quantidades estequiométricas de óxido de magnésio e de gás dióxido de enxofre que são minimamente requeridas para isso, sabendo-se que a formação do bissulfito de magnésio se dá conforme a reação:

$$2\ SO_2 + MgO + H_2O \dashrightarrow Mg(HSO_3)_2$$

Dados: Mg: 24; Ca: 40; C: 12; S: 32; H: 1 e O: 16

Solução:

Base referencial: 2.000 m³ de licor bissulfito base magnésio

Peso do licor bissulfito = Volume do licor bissulfito, pois densidade igual a 1 t/m³

Peso do licor bissulfito = 2.000 t

Concentração do licor bissulfito = 100 g de $Mg(HSO_3)_2$/Litro =
Concentração do licor bissulfito = **100 kg de $Mg(HSO_3)_2$/t**

Cálculo das necessidades de $Mg(HSO_3)_2$ para produção de 2.000 t de licor:

Necessidades de $Mg(HSO_3)_2$: (Peso licor) . (Concentração)
Necessidades de $Mg(HSO_3)_2$: (2.000 t) . (100 kg de $Mg(HSO_3)_2$/t)
Necessidades de $Mg(HSO_3)_2$: **200 t de $Mg(HSO_3)_2$**

Cálculo das demandas estequiométricas de dióxido de enxofre e de óxido de magnésio:

$$2\ SO_2 + MgO + H_2O \text{ ----------> } Mg(HSO_3)_2$$

$$2\ SO_2 \text{ ---------- } MgO \text{ ----------> } Mg(HSO_3)_2$$
128 g 40 g 186 g

Demanda estequiométrica de dióxido de enxofre:

$$2\ SO_2 \text{ ----------> } Mg(HSO_3)_2$$
128 g 186 g
X 200 t

X = **137,634 t dióxido de enxofre**

Demanda estequiométrica de óxido de magnésio:

$$MgO \text{ ----------> } Mg(HSO_3)_2$$
40 g 186 g
Y 200 t

Y = **43,010 t de óxido de magnésio**

Problema 87:

Deseja-se produzir 1.000 metros cúbicos de licor sulfito de cálcio com 2% de SO_2 livre e com concentração de 100 g de $CaSO_3$ combinado por litro. A densidade do licor formado é de 1,06 t/m³. Quais as quantidades estequiométricas de óxido de cálcio e de gás dióxido de enxofre que são minimamente requeridas para isso, sabendo-se que a formação do sulfito de cálcio se dá conforme a reação:

$$SO_2 + CaO + H_2O \text{ ----------> } CaSO_3 + H_2O$$

Solução:

Base referencial: 1.000 m³ de licor sulfito de cálcio

Cálculo do peso requerido de $CaSO_3$:

Dados:
Volume licor = 1.000 m³
Concentração do $CaCO_3$ = 100 g/L = 100 kg/m³

Peso $CaCO_3$ = (Volume de licor) . (Concentração do licor)
Peso $CaCO_3$ = (1.000 m³) . (100 kg/m³) =
Peso $CaCO_3$ = **100 t de sulfito de cálcio para atuar como SO_2 combinado**

Cálculo do peso do licor sulfito a ser produzido:

Peso licor sulfito = (Volume) . (Densidade)
Peso licor sulfito = (1.000 m³) . (1,06 t/m³) =
Peso licor sulfito = 1.060 t

Cálculo da necessidade estequiométrica de SO_2 livre (2% nesse licor):

Peso SO_2 livre = 0,02 . (1.060 t) =
21,2 t estequiométricas de SO_2 livre

Cálculo da necessidade estequiométrica de SO_2 para se formar o SO_2 combinado:

SO_2 ---------- $CaSO_3$

64 g 120 g
Y 100 t

Y = **53,33 t estequiométricas de SO_2 para se produzir o sulfito de cálcio que atuará como SO_2 combinado**

Cálculo da necessidade estequiométrica de SO_2 Total:

Total requerido de SO_2 = SO_2 Livre + SO_2 Combinado
Total requerido de SO_2 = (21,2 t SO_2 Livre) + (53,33 t SO_2 Combinado)

Total requerido de SO_2 = **74,5 t SO_2 Total**

Cálculo da necessidade estequiométrica de cal virgem:

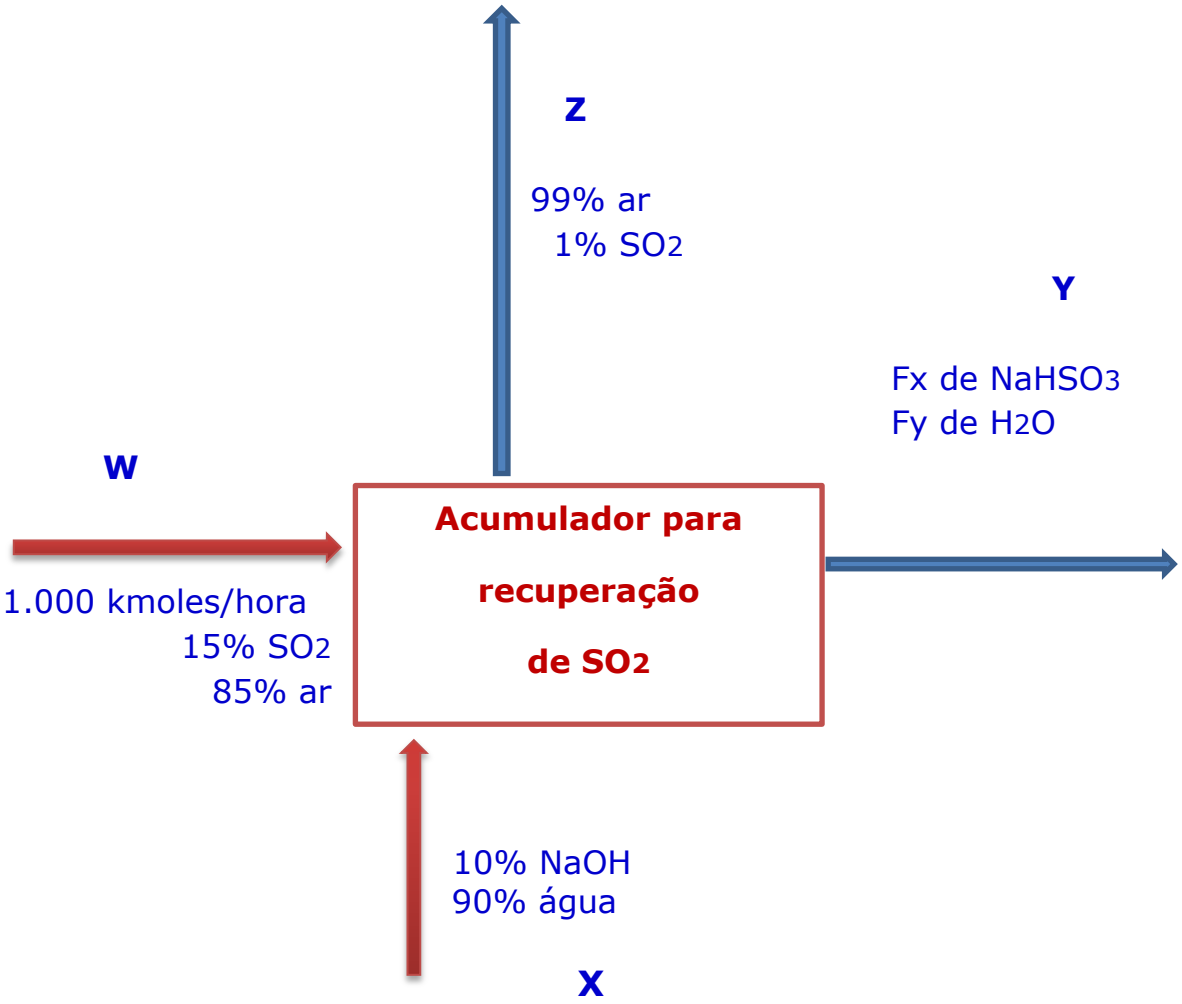
CaO ---------- $CaSO_3$

56 g 120 g
W 100 t

W = **46,67 t estequiométricas de cal virgem**

Problema 88:

Uma fábrica de celulose sulfito base sódio deseja coletar todos os fluxos de gases contendo dióxido de enxofre e os lavar com solução de soda cáustica a 10% de concentração formando assim bissulfito de sódio para uso como SO_2 combinado. O projeto piloto para essa operação foi baseado em um balanço de materiais em kmoles de gás por unidade de tempo (hora) como a seguir mostrado:



Solução:

Base referencial: Uma hora de operação

Entradas no acumulador através de W:

1.000 moléculas-quilograma de gás/hora, assim distribuídas:
15% SO_2 = 150 kmoles SO_2/hora

Como 1 kmole de SO_2 = 64 kg temos:

Peso de SO_2 entrando = (150 kmoles/h) . (64 kg/kmole)

Peso de SO_2 entrando = **9.600 kg/hora de SO_2**

Cálculo do fluxo de SO_2 saindo do sistema após reação de absorção em soda cáustica:

85% de ar em W entraram no sistema = 850 kmoles de ar/hora

Esse mesmo ar saiu do sistema em Z, mas com 99% de concentração de ar no gás misto com SO_2, já que a maior parte do SO_2 foi absorvido pela soda cáustica.

850 kmoles hora ---------- 99% da mistura em kmoles
F1 ---------- 100%

F1 = 858,6 kmoles/hora

Sendo portanto: 850 kmoles/hora de ar e **8,6 kmoles de SO_2/hora**

O peso de 8,6 kmoles de SO_2 saindo do sistema na forma de gás será então:

Peso de SO_2 saindo = (8,6 kmoles/h) . (64 kg/kmole) =
550,4 kg SO_2/hora

Cálculo do peso reagido de SO_2 no processo de absorção com soda cáustica:

SO_2 absorvido e reagido = (9.600 kg de SO_2 entrando/hora) – (550,4 kg SO_2 saindo/hora) =
SO_2 absorvido e reagido = **9.049,6 kg de SO_2 absorvido/hora pela solução de soda cáustica**

Cálculo da soda cáustica requerida estequiometricamente:

Reação de absorção:

$$NaOH + SO_2 \text{ ----------} > NaHSO_3$$

NaOH	SO_2	$NaHSO_3$
40 kg	64 kg	104 kg
Soda	9.049,6 kg/h	

Soda estequiométrica = **5.656 kg NaOH/hora**

Cálculo da solução de soda cáustica a 10% entrando em X:

100 kg solução NaOH 10% ---------- 10 kg NaOH
Solução 10% ---------- 5.656 kg NaOH/hora

Fluxo da solução de NaOH 10% = **56.560 t de solução NaOH 10% entrando em X por hora**

Cálculo da quantidade Fy de água saindo em Y:

Toda a água que entra em X sai em Y, pois ela não é consumida pela reação com o SO_2.

Água entrando em X = (56.560 t de solução NaOH 10% entrando em X por hora) – (5.656 kg NaOH/hora)

Água entrando em X = Água saindo em Y = 50.904 t de água saindo
Fy = **50.904 t de água saindo em Y**

Cálculo da quantidade Fx de bissulfito de sódio saindo em Y:

$$NaOH \text{ ---------- } NaHSO_3$$

40 g	104 g
5.656 kg NaOH/hora	Fx

Fx = **14.705,6 kg de $NaHSO_3$ saindo em Y por hora de operação**

Cálculo do fluxo total em Y:

Fluxo total em Y = Fx + Fy = (14.705,6 kg de $NaHSO_3$ saindo em Y por hora de operação) + (50.904 t de água saindo em Y/hora)

Fluxo total em Y = **65.609,6 t da solução enriquecida de bissulfito de sódio/hora**

Problema 89:

Calcular o peso que se forma de dióxido de enxofre quando 1 tonelada absolutamente seca de enxofre é totalmente queimado a 1.000ºC até SO_2 com 20% de excesso de ar. Determinar ainda:

- Volume de ar necessário a CNTP?
- Composição dos gases residuais desse processo de combustão.

É dada a composição do ar: 21% Oxigênio e 79% Nitrogênio. Pesos atômicos: S: 32; O: 16

Solução:

Base referencial: 1 tonelada absolutamente seca de enxofre

Reação estequiométrica de combustão do enxofre até SO_2:

$$S + O_2 \text{ ----------} > SO_2$$

32 kg	32 kg	64 kg
	1 kmole	1 kmole
	22,4 Nm^3	22,4 Nm^3

Reação de combustão do enxofre até SO_2 com 20% de excesso de ar:

S	+	1,2 O_2	---------->	SO_2	+	0,2 O_2
32 kg		38,4 kg		64 kg		6,4 kg
		1,2 kmole		1 kmole		0,2 kmole
		26,88 Nm^3		22,4 Nm^3		4,48 Nm^3

Cálculo da quantidade de oxigênio necessário na combustão de 1 tonelada de enxofre até SO_2 com 20% de excesso de ar:

S	-----	1,2 O_2
32 kg		38,4 kg
		1,2 kmole
		26,88 Nm^3

32 kg S	----------	38,4 kg de oxigênio
1 t S		X

X = **1,2 toneladas de oxigênio são requeridas**

Composição dos gases residuais do processo de combustão com base na reação de queima do enxofre com 20% de excesso de ar:

S	+	1,2 O_2	---------->	SO_2	+	0,2 O_2
32 kg		38,4 kg		64 kg		6,4 kg
		1,2 kmole		1 kmole		0,2 kmole
		26,88 Nm^3		22,4 Nm^3		4,48 Nm^3

Pela análise dessa reação balanceada para 20% de excesso de ar teremos:

22,4 Nm^3 de SO_2
4,48 Nm^3 de Oxigênio residual
+
Nitrogênio do ar correspondente aos 1,2 kmoles de oxigênio que entrou na reação ou 26,66 Nm^3 =
(26,88 Nm^3 de oxigênio) . (79 Nitrogênio/21 Oxigênio) =
101,12 Nm^3 de Nitrogênio

Total de gases em volume: (22,4 Nm^3 de SO_2) + (4,48 Nm^3 de Oxigênio) + (101,12 Nm^3 de Nitrogênio) =

128 Nm^3 de gases totais em mistura

Composição percentual dos gases na mistura de gases:

SO_2 = {(22,4 Nm^3 de SO_2) : (128 Nm^3 de gases totais)} . 100 =
SO_2 = **17,5% SO_2**

O_2 = {(4,48 Nm^3 de O_2) : (128 Nm^3 de gases totais)} . 100 =
O_2 = **3,5% O_2**

N_2 = {(101,12 Nm^3 de N_2) : (128 Nm^3 de gases totais)} . 100 =
N_2 = **79% N_2**

Problema 90:

São fornecidos os seguintes dados para a preparação de materiais para um cozimento laboratorial de acordo com o processo "magnefite" (bissulfito base magnésio):

- ✓ SO_2 Total = 6% no licor de cozimento
- ✓ Quantidade de madeira: 2.000 gramas absolutamente secas
- ✓ Consistência da madeira = 50%
- ✓ Relação Licor/Madeira = 5/1
- ✓ Pesos atômicos: Mg: 24; S: 32; H: 1 e O: 16
- ✓ Densidade do licor de cozimento: assumir como 1 kg/Litro

Análise do licor estoque preparado previamente:

- ✓ Teor de SO_2 Livre: 4,5%
- ✓ Teor de SO_2 Combinado: 4,5%
- ✓ Teor de SO_2 Total: 9%

Calcular:

- ✓ Quantidade de madeira a ser pesada para o cozimento
- ✓ Volume de água contido na madeira
- ✓ Volume de licor estoque necessário de forma a se ter 6% de SO_2 Total no licor completo do cozimento
- ✓ Volume de água a ser adicionada para acertos de volumes e cargas
- ✓ %SO_2 total, livre e combinado no licor final de cozimento incluindo a água na madeira
- ✓ Volume final de licor de cozimento no digestor

Solução:

Base referencial: 2.000 gramas de madeira absolutamente seca

Dados da madeira a ser utilizada:
Peso a.s. = 2.000 gramas
Consistência = 50%
Peso úmido = (2.000 gramas a.s.) : (Consistência de 50%) = **4.000 g de madeira a ser pesada para o cozimento**

Peso de água na madeira: **2.000 gramas de água contida na madeira**

Dados do cozimento:
Peso a.s. = 2.000 gramas
Relação Licor/Madeira = 5/1

Peso de licor total, incluindo a água da madeira = **10.000 gramas de peso final do licor de cozimento incluindo a água**

Água na madeira = 2.000 gramas

SO_2 Total = 6% nas 10.000 gramas = 0,06 . 10.000 g = 600 gramas

Concentração do licor estoque base peso: 9% de SO_2 Total = 90 gramas SO_2 Total/1.000 gramas do licor estoque

Cálculo do volume de licor estoque para ser amostrado para o cozimento:

Requisitos: 600 gramas SO_2 Total a ser obtido do licor estoque com 90 gramas SO_2 Total/kg

Licor bissulfito estoque:

90 gramas SO_2 Total ---------- 1.000 gramas
600 gramas SO_2 Total ---------- X

X = **6.667 gramas de licor estoque que contém as requeridas 600 gramas de SO_2 Total de forma a se obter 6% de SO_2 Total no licor de cozimento (10.000 gramas)**

Cálculo da água a adicionar para acertos de cargas e relação L/M:

Peso total de licor de cozimento = 10.000 gramas
Peso de licor estoque = 6.667 gramas
Peso água na madeira = 2.000 gramas

Água a adicionar = (10.000 g) – (6.667 g) – (2.000 g) =
Água a adicionar = **1.333 gramas de água a adicionar para acertos de cargas, relação L/M e concentrações**

Cálculo do SO_2 Total, SO_2 Livre e SO_2 Combinado no licor de cozimento:

SO2 Total = 600 gramas em 10.000 gramas = 6%

SO2 Combinado = metade do licor estoque era de SO_2 Combinado, o que se manterá no licor de cozimento = 3%

SO2 Livre = metade do licor estoque era de SO_2 Livre, o que se manterá no licor de cozimento = 3%

SEÇÃO 12: TRABALHO DE CASA

Caso alguns de vocês queiram realizar esse exercício e enviar em formato digital (com clareza, ortografia adequada, tecnologias e dados corretos e qualidade gráfica e de digitação) para Celso Foelkel, os melhores serão disponibilizados no site www.eucalyptus.com.br como anexos do capítulo 40 do **Eucalyptus Online Book**.

Peço a gentileza daqueles que se interessarem em realizar o exercício que o façam com muita qualidade e empenho, pois seus ensinamentos mostrados com a resolução do projeto serão compartilhados com os leitores e com muitos interessados em aprender mais sobre o tema proposto. Trata-se de uma forma cidadã de aprender e de compartilhar os conhecimentos aprendidos com a sociedade.

Agradeço muitíssimo a todos aqueles que cooperarem com a apresentação de sua criatividade própria na forma desse mini-projeto.

Endereço para envio: foelkel@via-rs.net

Projeto conceitual e básico de um sistema de recuperação de licor preto kraft para uma fábrica de celulose de eucalipto

Uma fábrica de celulose kraft deverá ser instalada na América do Sul para produzir aproximadamente 1.000.000 de toneladas secas ao ar de celulose de eucalipto para venda ao mercado internacional como celulose branqueada de fibra curta. Alguns dados técnicos da empresa são considerados como fundamentos dos cálculos requeridos para dimensionamento do sistema evaporativo, caldeira de recuperação, forno de cal e caustificação do licor.

Dentre esses dados considerados como parâmetros para projeto destacam-se os seguintes:

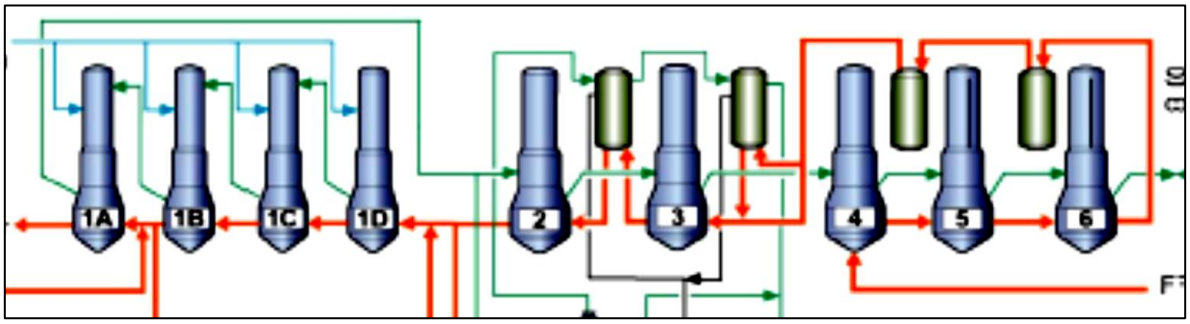
- Madeira de eucalipto com densidade média igual a 0,5 g/cm³;
- Produção média diária de celulose não branqueada: 3.300 t secas ao ar;
- Rendimento útil e depurado da polpação kraft igual a 53% base madeira absolutamente seca;
- Carga de álcali ativo no cozimento kraft igual a 20% como NaOH;
- Sulfidez do licor de cozimento igual a 35%;

- Deslignificação com oxigênio usando soda cáustica e com retorno de 50 kg de sólidos secos para o sistema evaporativo, sendo 50% de sólidos orgânicos e 50% de inorgânicos;
- Teor de sólidos secos no licor preto fraco: 15%
- Teor de sólidos secos no licor preto forte antes da reinjeção de cinzas: 75%
- Retorno de cinzas recuperadas dos gases pelos precipitadores eletrostáticos = 8% das cinzas totais
- Fator de economia desejado na evaporação: mínimo igual a 5,5
- Caustificação = 9.000 m³ de licor branco/dia;
- Cal útil de 96%;
- Atividade do licor branco: 85%;
- Inertes na lama de cal: 8%
- Forno de cal: mínimo de 700 t cal virgem/dia

Um grupo de engenheiros está sendo contratado para estabelecer o projeto básico da área de recuperação do licor preto kraft, envolvendo as áreas de evaporação, geração e recuperação de condensados, caldeira de recuperação, forno de cal e caustificação do licor.

Você foi contratado para liderar o desenvolvimento do projeto básico do sistema de recuperação do licor kraft dessa nova fábrica, estando sob sua responsabilidade elaborar um fluxograma básico das instalações desses setores das áreas de recuperação do licor, com fluxos principais, dados técnicos de características dos filtrados, licores e condensados, etc. Para isso, você se fundamentará nos dados básicos da produção da fábrica para elaborar uma proposta preliminar para futuro detalhamento em uma outra etapa de engenharia desse projeto.

Conto com seu esforço e sua determinação em realizar um bom projeto conceitual para essas instalações.



CONSIDERAÇÕES FINAIS

Para mim, foi um privilégio ter podido escrever e lhes oferecer mais um dos meus capítulos do **Eucalyptus Online Book**. Esse capítulo foi o terceiro e último de uma série de três capítulos com elevado grau de aplicabilidade, onde procurei apresentar inúmeros cálculos básicos e fundamentais, que são rotineiramente utilizados em fábricas de celulose kraft, pastas de alto rendimento e polpas sulfito. Essa série de três capítulos foi criada com a finalidade de trazer e consolidar entre os mais jovens e iniciantes no setor de celulose e papel alguns conceitos de cálculos que são normalmente requeridos para os técnicos que atuam nesse setor. Procurei integrar diversos fundamentos e conceitos tecnológicos com inúmeras situações de aplicações práticas operacionais. Trata-se de um condensado autêntico de tudo que classifiquei de importante para aqueles que estão interessados em conhecer e aprender mais sobre alguns dos cálculos mais importantes nos setores de abastecimento de madeira, fabricação de celulose e papel, reciclagem de fibras, recuperação do licor, geração de energia e utilidades para esses tipos de unidades produtivas.

Espero que o que escrevi nesses três capítulos possa lhes ser de utilidade, estimados amigos leitores.

==========

Boa sorte caros amigos leitores com suas calculeiras futuras na área de utilidades, plantas químicas, geração de energia e recuperação do licor em fábricas de celulose kraft e sulfito

Mais uma das fantásticas fábricas de celulose kraft de eucalipto

REFERÊNCIAS DA LITERATURA E SUGESTÕES PARA LEITURA

Existem muitas publicações na literatura virtual mostrando cálculos, modelagens, otimizações e balanços de massa e energia em unidades de geração de força e vapor, combustão, recuperação de licor, plantas químicas e para muitas dessas instalações das fábricas de celulose kraft. Por essa razão, tivemos relativa facilidade em providenciar uma seleção de algumas referências interessantes e valiosas que podem ser adequadamente trabalhadas por vocês, algumas até mesmo desafiadoras, por inserirem problemas a serem resolvidos. Algumas dessas referências são materiais de professores universitários, ou provas aplicadas a seus alunos, ou mesmo rascunhos para serem estudados pelos estudantes universitários. Outras são livros textos sobre engenharia química, com alguns exemplos que se adequam muito bem ao setor de celulose e papel. Entretanto, a maioria delas consiste de artigos obtidos em revistas técnicas, teses, dissertações e publicações em eventos.

É muito importante que vocês naveguem logo e façam os devidos *downloading's* dos materiais de seu interesse das nossas referências. Muitas vezes, as instituições disponibilizam esses valiosos materiais por curto espaço de tempo; outras vezes, alteram o endereço de referência em seu website. De qualquer maneira, toda vez que ao tentarem

acessar um link referenciado e ele não funcionar, sugiro que copiem o título do artigo ou evento e o coloquem entre aspas, para procurar o mesmo em um buscador de qualidade como Google, Bing, Yahoo, etc. Às vezes, a entidade que abriga a referência remodela seu website e os endereços de URL são modificados. Outras vezes, o material é retirado do website referenciado, mas pode eventualmente ser localizado em algum outro endereço, desde que buscado de forma correta.

Espero sinceramente que essa seleção de textos e websites referenciados possa lhes ser útil.

WEbQC – Chemical Portal. Portal da Química. Acesso em 03.04.2015:

http://pt.webqc.org/chemicaltools.php

Professor Mário Sérgio Rodrigues. Website do professor. Acesso em 03.04.2015:

http://professormariosergio.com.br/

e

http://professormariosergio.com.br/arquivos/Ateneu/ApOpUnrev2.pdf (Apostila "Operações unitárias"; 24 pp.)

Professor Juarez Denadai. Website do professor. Acesso em 03.04.2015:

http://www.profjuarezdenadai.yolasite.com/

e

http://www.profjuarezdenadai.yolasite.com/resources/Apostila%20Opera%C3%A7%C3%B5es%20I%201.pdf (Apostila "Operações unitárias I"; 57 pp.)

Conversor de unidades. Convertworld.com. Acesso em 03.04.2015:

http://www.convertworld.com/pt/

Sistemas fluidotérmicos I. W.A. Bizzo. UNICAMP – Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. Acesso em 03.04.2015:

http://www.fem.unicamp.br/~em672/ (Página da disciplina)

e

http://www.fem.unicamp.br/~em672/GERVAP0.pdf ("Geração, distribuição e utilização de vapor" – professor W.A. Bizzo; 02 pp.)

e

http://www.fem.unicamp.br/~em672/GERVAP1.pdf ("Combustão" - Professor W.A. Bizzo; 17 pp.)

e

http://www.fem.unicamp.br/~em672/GERVAP2.pdf ("Combustíveis" - Professor W.A. Bizzo; 23 pp.)

Tabelas de vapor. SpiraxSarco. Acesso em 03.04.2015:

http://www2.spiraxsarco.com/br/resources/steam-tables.asp (em Inglês)

Steam engineering principles and heat transfer. Spirax Sarco. Acesso em 03.04.2015:

http://www2.spiraxsarco.com/resources/steam-engineering-tutorials/steam-engineering-principles-and-heat-transfer.asp (em Inglês)

Caldeiras. Escola Politécnica – Engenharia de Suprimentos. Disciplina de "Fabricação e montagem de caldeiras e trocadores de calor". Textos para acompanhamento das aulas. Acesso em 03.04.2015:

https://lcsimei.files.wordpress.com/2012/09/caldeiras_prominp.pdf

Processos de fabricação de soda cáustica. Grupo Tchê Química. Acesso em 03.04.2015:

http://www.deboni.he.com.br/tq/sal/fabrisoda.htm

Calcinação da lama de cal. H.M. Reis; J.C. F. Macedo; R.J. Silva. Senai SP "Theobaldo de Nigris". Website Ebah. Acesso em 03.04.2015:

http://www.ebah.com.br/content/ABAAABOcEAJ/calcinacao-lama-cal#

***Benchmarking* em fábricas de celulose e papel.** Bachmann & Associados. Website empresarial. Acesso em 03.04.2015:

http://www.bachmann.com.br/website/art.htm

e

http://www.bachmann.com.br/website/documents/Artigocelulose_003.pdf
("*Benchmarking* como ferramenta para identificar ineficiências em fábricas de celulose e papel")

e

http://www.bachmann.com.br/website/documents/2009_Benchmarkingdosprocessos.pdf ("*Benchmarking* em processos de fábricas de celulose")

e

http://www.bachmann.com.br/website/documents/Energiajul09.pdf ("*Benchmarking* energético")

e

http://www.bachmann.com.br/website/documents/ID-RE-07BEficiencianaevaporacaodolicorpreto.pdf ("Eficiência na evaporação do licor preto")

e

http://www.bachmann.com.br/website/documents/ID-RE-02CGeracaoespecificadevapornacaldeiraderecuperacao.pdf ("Geração específica de vapor em caldeiras de recuperação")

Tecnologia de produção de polpa celulósica e papel. U. Klock. Curso Engenharia Industrial Madeireira. UFPR – Universidade Federal do Paraná. Acesso em 03.04.2015:

http://www.madeira.ufpr.br/ceim/index.php?option=com_content&view=article&id=141:polpa-e-papel&catid=20:polpa-e-papel&Itemid=81

Obtenção da pasta celulósica e papel. U. Klock. Curso Engenharia Industrial Madeireira. UFPR – Universidade Federal do Paraná. Apresentação em PowerPoint: 102 slides. Acesso em 03.04.2015:

http://www.google.com.br/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&ved=0CB0QFjAA&url=http%3A%2F%2Fwww.madeira.ufpr.br%2Fdisciplinasklock%2Fpolpaepapel%2Fkraftbranqcinetica.ppt&ei=QTgdVdasDMafNqimhLAD&usg=AFQjCNHH94U2Cl87I-TONZjX2O8YUCRMAg&sig2=KRj19Abs5AdAdaehR3H_jw

Uso racional do vapor na indústria. R. Ruediger. Seminário "Uso Eficiente de Energia na Indústria". FIESC – Federação das Indústrias do Estado de Santa Catarina. Apresentação em PowerPoint: 17 slides. (2014)

http://fiesc.com.br/sites/default/files/medias/energia_bermo.pdf

Modelagem e estudo de caso de uma coluna de destilação reacional de dióxido de cloro. R.O. Dias. Trabalho de Conclusão de Curso. UFRGS – Universidade Federal do Rio Grande do Sul. 41 pp. (2014)

http://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/109716/000950663.pdf?sequence=1

Alternativas para o aproveitamento do licor negro da indústria de papel e celulose. A.C. Fortunatto. Monografia de Conclusão de Curso. USP – Universidade de São Paulo. 81 pp. (2014)

http://200.144.182.130/iee/sites/default/files/Ana%20Carla%20Fortunatto.pdf

Modelagem matemática de forno rotativo de cal de fábrica de celulose. E.D. Alves; O. Pinheiro; A.O.S. Costa; E.F. Costa Jr. V ECFA - Encontro Científico de Física Aplicada. 02 pp. (2014)

http://www.proceedings.blucher.com.br/pdf/physicsproceedings/v-ecfa//025.pdf

Modelagem fenomenológica de tanque *flash* de fábrica de celulose. J.C. Silveira; O.S. Pinheiro; A.O.S. Costa; E.F. Costa Júnior. V ECFA - Encontro Científico de Física Aplicada. 02 pp. (2014)

http://www.proceedings.blucher.com.br/pdf/physicsproceedings/v-ecfa//033.pdf

Modelagem de caldeira de recuperação química kraft. D.J.O. Ferreira. Tese de Doutorado. USP – Universidade de São Paulo. 238 pp. (2013)

http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/3/3137/tde-26072013-122445/publico/Tese_FerreiraDJO_unprotected.pdf

Polpa e papel – Manual didático. U. Klock; A.S. Andrade; J.A. Hernandez. UFPR – Universidade Federal do Paraná. 118 pp. (2013)

http://www.madeira.ufpr.br/disciplinasklock/polpaepapel/manualpolpa2013.pdf

Aplicações industriais de evaporadores de múltiplo efeito. H.A. Rogério; A.O.S. Costa; E.F.S. Costa Junior. Enciclopédia Biosfera 9(16): 2815 – 2834. (2013)

http://www.conhecer.org.br/enciclop/2013a/engenharias/aplicacoes%20industriais.pdf

Pulping and papermaking. Introduction and overview. J.A. Olson. Pulp and Paper Centre. UBC - University of British Columbia. Apresentação em PowerPoint: 66 slides. (2013)

http://www.fibrelab.ubc.ca/files/2013/01/Topic-1-Intro-and-overview.pdf (em Inglês)

Análise exergética e ambiental do processo de obtenção do licor de cozimento kraft para extração de celulose. H.M. Reis. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Itajubá. 159 pp. (2013)

http://saturno.unifei.edu.br/bim/0042617.pdf

Balanço de massa e energia da caldeira de recuperação 3 da Fibria - Jacareí. R. Fernandes. 19º Seminário sobre Recuperação e Energia. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. Apresentação em PowerPoint: 28 slides. (2012)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/2012_Balanzo_massa_energia_Fibria_Jacarei.pdf

e

http://www.revistaopapel.org.br/noticia-anexos/1338900228_7f9bb9ec87f4b680375a02bf5e12e1ec_2142286119.pdf

RESENHA DE LIVRO: Basic principles and calculations in chemical engineering. D.M. Himmelblau; J.B. Riggs. Prentice Hall. 8ª Edição. (2012)

http://ptgmedia.pearsoncmg.com/images/9780132346603/samplepages/0132346605.pdf (em Inglês)

Estágio curricular obrigatório: Klabin S.A. J.S. Santos. FURB – Universidade Regional de Blumenau. 64 pp. (2012)

http://www.bc.furb.br/docs/RE/2012/351011_1_1.pdf

Otimização dos evaporadores tipo *falling film* de uma planta de evaporação do licor negro proveniente do processo de digestão da madeira – kraft, através da modificação do processo de lavagem visando o aumento da capacidade da unidade. G. Querato. J.R. Ribeiro Júnior. Monografia de Conclusão de Curso. Escola de Engenharia de Lorena. USP – Universidade de São Paulo. 167 pp. (2012)

http://sistemas.eel.usp.br/bibliotecas/monografias/2012/MIQ12008.pdf

Uso da biomassa como alternativa energética. B.M. Cardoso. Monografia de Conclusão de Curso. UFRJ – Universidade Federal do Rio de Janeiro. 112 pp. (2012)

http://monografias.poli.ufrj.br/monografias/monopoli10005044.pdf

Redução do material orgânico do lodo final na fabricação de papel *tissue* através de otimização do processo. G. Alexandre. Dissertação de Mestrado. UFPR – Universidade Federal do Paraná. 84 pp. (2012)

http://dspace.c3sl.ufpr.br/dspace/bitstream/handle/1884/28577/R%20-%20D%20-%20GILSON%20ALEXANDRE.pdf?sequence=1

Modelagem fenomenológica e em regime estacionário do processo de recuperação kraft. M.V.G. Maitam; E.F. Costa Júnior; A.O.S. Costa. Enciclopédia Biosfera 8(15): 2393 – 2402. (2012)

http://www.conhecer.org.br/enciclop/2012b/ciencias%20exatas%20e%20da%20terra/modelagem%20fenomenologica.pdf

Modelagem e otimização do rendimento de uma caldeira de recuperação em uma indústria de celulose kraft. O.S. Pinheiro. Dissertação de Mestrado. UNILESTE MG – Centro Universitário do Leste de Minas Gerais. 85 pp. (2011)

http://www.unilestemg.br/portal/mestrado/dissertacoes/dissertacao_026_olivert.pdf

Análise comparativa do desempenho de fábricas de celulose e papel 2010. Bachmann Associados. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 100 pp. (2011)

http://www.bachmann.com.br/website/documents/ABT6RelatorioVer1b.pdf

EIA RIMA Fibria Três Lagoas – Estudo e relatório de impacto ambiental a expansão da unidade industrial. Pöyry Tecnologia Ltda. 95 pp. (2011)

http://www.fibria.com.br/shared/midia/publicacoes/EIA_RIMA_Tres_Lagoas.pdf

Eficiência energética em sistema de combustão de caldeira. A.D. Salum. Monografia de Conclusão de Curso. UFBA – Universidade Federal da Bahia. 54 pp. (2011)

http://www.pei.ufba.br/novo/uploads/biblioteca/TFC%20-%20ANDERSON%20DOURADO%20SALUM.pdf

Resíduos sólidos industriais do processo de fabricação de celulose kraft de eucalipto. Parte 05: Resíduos minerais. Celso Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 25. 174 pp. 8.3 MB. (2011)

http://www.eucalyptus.com.br/eucaliptos/PT25_ResiduosMinerais.pdf

Os eucaliptos e os elementos não processuais na fabricação de celulose kraft. Celso Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 24. 122 pp. 6.3 MB. (2011)

http://www.eucalyptus.com.br/eucaliptos/PT24_ElementosNproces.pdf

Utilização dos conceitos da ecoeficiência na gestão do consumo de água e da geração de efluentes hídricos no processo de fabricação de celulose kraft de eucalipto. Celso Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 23. 145 pp. 7.1 MB. (2011)

http://www.eucalyptus.com.br/eucaliptos/PT23_AguasEfluentes.pdf

Utilização dos conceitos da ecoeficiência na gestão das emissões atmosféricas do processo de fabricação de celulose kraft de eucalipto. Celso Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 22. 142 pp. 5.4 MB. (2011)

http://www.eucalyptus.com.br/eucaliptos/PT22EmissoesAtmosfericas.pdf

Resíduos sólidos industriais do processo de fabricação de celulose e papel de eucalipto. Parte 04: "Casca suja". Celso Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 21. 101 pp. 11.5 MB. (2010)

http://www.eucalyptus.com.br/eucaliptos/PT21_CascaSuja.pdf

Resíduos sólidos industriais do processo de fabricação de celulose e papel de eucalipto. Parte 03: Lodos & lodos. Celso Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 20. 191 pp. 10.1 MB. (2010)
http://www.eucalyptus.com.br/eucaliptos/PT20_LODOS.pdf

Um guia referencial sobre ecoeficiência energética para a indústria de papel e celulose kraft de eucalipto no Brasil. C. Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 19. 140 pp. (2010)

http://www.eucalyptus.com.br/eucaliptos/PT19_EcoeficienciaEnerg.pdf

Balanço de elementos não processáveis em uma fábrica de celulose. R.L. Emunds. Dissertação de Mestrado. UNICAMP – Universidade Estadual de Campinas. 90 pp. (2010)

http://www.bibliotecadigital.unicamp.br/document/?code=000772900&fd=y

Modelagem matemática do estado estacionário de um real sistema de caustificação em uma fábrica de celulose. L.S. Figueirêdo. Dissertação de Mestrado. UNILESTE MG - Centro Universitário do Leste de Minas Gerais. 71 pp. (2009)

http://www.unilestemg.br/portal/mestrado/dissertacoes/dissertacao_014.pdf

Estágio curricular obrigatório: Lwarcel Celulose Ltda. C.B. Agostini. FURB – Universidade Regional de Blumenau. 56 pp. (2009)

http://www.bc.furb.br/docs/RE/2010/342718_1_1.pdf

Modelagem matemática e análise do coeficiente global de transferência de calor para o processo de concentração do licor negro de eucalipto em sistema de evaporadores de múltiplo efeito. S.G.S. Campos. Dissertação de Mestrado. UNILESTE MG - Centro Universitário do Leste de Minas Gerais. 110 pp. (2009)

http://www.unilestemg.br/portal/mestrado/dissertacoes/dissertacao_013.pdf

Modelagem, simulação e controle de um sistema de evaporação múltiplo efeito de licor negro. A.M. Almeida. Monografia de Conclusão de Curso. FATEB – Faculdade de Telêmaco Borba. 186 pp. (2009)

http://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/5817712/357/tese.pdf

Processos químicos industriais II. Apostila 04 – Papel e celulose. H.F. Castro. EEL – Escola de Engenharia de Lorena. USP – Universidade de São Paulo. 30 pp. (2009)

http://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/5840556/434/apostila4papelecelulose.pdf

Análise exergética e ambiental do processamento do licor negro gerado em fábricas de celulose e papel. M.R.M. Carreiro. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Itajubá. 159 pp. (2009)

http://livros01.livrosgratis.com.br/cp120824.pdf

e

http://saturno.unifei.edu.br/bim/0035811.pdf

Resíduos sólidos industriais do processo de fabricação de celulose e papel de eucalipto. Parte 02: Fatores de sucesso para seu gerenciamento. Celso Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 13. 128 pp. 13.5 MB. (2008)

http://www.eucalyptus.com.br/eucaliptos/PT13_Residuos02.pdf

Mil e uma maneiras de fazer sua fábrica de celulose e/ou de papel e sua floresta plantada mais ecoeficazes e mais ecoeficientes. Celso Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 12. 125 pp. 12.4 MB. (2008)

http://www.eucalyptus.com.br/capitulos/PT12_P%2BL_final.pdf

Oportunidades para ecoeficácia, ecoeficiência e produção mais limpa na fabricação de celulose kraft de eucalipto. C. Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 10. 92 pp. (2008)

http://www.eucalyptus.com.br/capitulos/PT10_ecoeficiencia.pdf

Ecoeficiência e produção mais limpa para a indústria de celulose e papel de eucalipto. C. Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 09. 85 pp. (2008)

http://www.eucalyptus.com.br/capitulos/PT09_ecoeficiencia.pdf

Caldeira. Recuperação e eficiência na geração de vapor. C. Fernandes. Térmica Automação e Algoritmos. 50 pp. (2008)

http://www.termicaautomacao.com.br/downloads/ManualCaldeira.pdf

Combustão industrial. C. Fernandes. Térmica Automação e Algoritmos. 31 pp. (2008)

http://www.termicaautomacao.com.br/downloads/ManualCombT.pdf

Combustão industrial e suas emissões atmosféricas. C.D.R. Fernandes. Térmica Automação e Algoritmos. 24 pp. (2008)

http://www.termicaautomacao.com.br/downloads/ManualACombE_Rev6.pdf

Ecoeficiência na gestão da perda de fibras de celulose e do refugo gerado na fabricação do papel. Celso Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 06. 97 pp. 8.3 MB. (2007)

http://www.eucalyptus.com.br/capitulos/PT06_fibras_refugos.pdf

Programa de redução de consumo de água da Lwarcel Celulose. Lwarcel Celulose e Papel Ltda. 47 pp. (2007)

http://az545403.vo.msecnd.net/uploads/2013/12/Lwarcel-Celulose-e-Papel.pdf

Diagnóstico preliminar do consumo de água na indústria de papel e celulose para subsidiar uma proposta de produção mais limpa na Celulose Irani. E. Bittencourt. Trabalho de Conclusão de Curso. UFSC – Universidade Federal de Santa Catarina. 52 pp. (2007)

https://repositorio.ufsc.br/bitstream/handle/123456789/124411/121.pdf?sequence=1

Resíduos sólidos industriais da produção de celulose kraft de eucalipto - Parte 01: Resíduos orgânicos fibrosos. Celso Foelkel. Eucalyptus Online Book. Capítulo 05. 78 pp. 8.8 MB. (2007)

http://www.eucalyptus.com.br/capitulos/PT05_residuos.pdf

Teor de carbono em combustíveis da biomassa. O.C. Ferreira. Economia & Energia 10(57). (2006)

http://ecen.com/eee57/eee57p/teor_de_carbono_em_combustiveis_da_biomassa.htm

Termodinâmica – Uma coletânea de problemas. A.B. Pádua; C.G. Pádua. Editora da Física. Website www.revistadofrio.com.br. (2006)

http://www.revistadofrio.com.br/livro.asp?ID=14

Termodinâmica. M.J. Oliveira. Editora da Física. Website www.revistadofrio.com.br. (2005)

http://www.revistadofrio.com.br/livro.asp?ID=13

Apostila de cogeração. N.P. Brasil. Curso de Engenharia de Equipamentos. UFF – Universidade Federal Fluminense. 35 pp. (2005)

http://www.professores.uff.br/dulcemar/Doc_PDF/Apostila_Cogeracao_Otima.pdf

Modelagem do sistema de recuperação do licor de cozimento na produção de celulose. R.F. Meneses. Trabalho de Conclusão de Curso. UFRGS – Universidade Federal do Rio Grande do Sul. 23 pp. (2005)

https://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/29289/000642615.pdf?sequence=1

Eficiência energética no uso de vapor. ELETROBRÁS - Centrais Elétricas Brasileiras; PROCEL – Programa Nacional de Conservação de Energia Elétrica. 196 pp. (2005)

http://arquivos.portaldaindustria.com.br/app/conteudo_18/2014/04/22/6281/LivroVapor.pdf

e

https://docs.google.com/file/d/0B3SeFvJrqJ1ySV9RSFdnOHJNUTQ/edit

Gestão energética na indústria de papel e celulose no Brasil: perspectivas e potenciais de conservação de energia. M.C. Barbeli. XII SIMPEP – Bauru. 09 pp. (2005)

http://www.blogdopapeleiro.com.br/biblioteca/Cientificos/Energia/Barbeli_MC_Gestaoenergeticanai.pdf

Avaliação do processo produtivo de uma indústria de manufatura de painéis por meio do balanço de material e do rendimento da matéria-prima. M.A. Brand; U. Klock; G.I.B. Muñiz; D.A. Silva. Revista Árvore 28(4): 553-562. (2004)

http://www.scielo.br/pdf/rarv/v28n4/22604.pdf

Análise energética e exergética de uma central termelétrica. C.R.F. Maciel. Dissertação de Mestrado. PUC/MG – Pontifícia Universidade Católica de Minas Gerais. 158 pp. (2004)

http://www.biblioteca.pucminas.br/teses/EngMecanica_MacielCR_1.pdf

Racionalização do uso de água na indústria de celulose. O caso Bahia Pulp. M.H. Del Grande. Dissertação de Mestrado. UFBA – Universidade Federal da Bahia. 158 pp. (2004)

http://www.teclim.ufba.br/site/material_online/dissertacoes/dis_maria_h_del_grande.pdf

Análise da cogeração aplicada em micro empresas. L. Marchionni. Dissertação de Mestrado. UFRGS – Universidade Federal do Rio Grande do Sul. 61 pp. (2004)

https://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/4172/000453367.pdf?sequence=1

Análise de dados e parâmetros operacionais para avaliação de um sistema de evaporação múltiplo efeito do processo kraft. G.A.A. Costa; M. Cardoso; S.W. Park; H.S.M. Brandão. 37º Congresso e Exposição Anual de Celulose e Papel. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 12 pp. (2004)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/2004_Evaporacao_licor_preto.pdf

Eco-eficiência na indústria de celulose e papel - Estudo de caso. Z.C. Piotto. Tese de Doutorado. USP – Universidade de São Paulo. 379 pp. (2003)

http://www.restaurabr.org/siterestaurabr/CICRAD2011/M3%20Aulas/tese_zeila_c_piotto.pdf

Gás natural. Perspectivas e utilização. S.R. Lourenço. Dissertação de Mestrado. UNICAMP – Universidade Estadual de Campinas. 123 pp. (2003)

http://www.bibliotecadigital.unicamp.br/document/?code=vtls000304532&fd=y

Modelagem de um sistema industrial de evaporadores de múltiplo. A.O.S. Costa; E.L. Lima. 35º Congresso e Exposição Anual de Celulose e Papel. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 14 pp. (2002)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/2002_Modelagem_Sistema_EVA.pdf

Operações unitárias. W. Roitman. Curso de Formação de Operadores de Refinarias. 50 pp. (2002)

http://www.tecnicodepetroleo.ufpr.br/apostilas/petrobras/operacoes_unitarias.pdf

Balanço e rendimento energéticos de uma indústria integrada de base florestal. M.A. Brand; D.A. Silva; G.I.B. Muñiz; U. Klock. Floresta e Ambiente 9(1): 45 – 53. (2002)

http://www.floram.org/files/v9n%C3%BAnico/v9nunicoa6.pdf

Simulação e controle de processos no sistema de evaporação de licor negro – KPP – Klabin Paraná Papéis. S.H.S. Martinelli. Seminário Recuperação e Utilidades. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 19 pp. (2001)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/2001_Evaporacao_licor_preto.pdf

Apostilas Curso de Mestrado UFSM – Programa das Disciplinas e Provas. C. Foelkel. Grau Celsius. 56 pp. (2000/1999)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/ufsm/1.%20Apostilas%20UFSM.pdf

Analise da unidade de recuperação do licor negro de eucalipto no processo kraft, avaliando alternativas de processamento. M. Cardoso. Tese de Doutorado. UNICAMP – Universidade Estadual de Campinas. 171 pp. (1998)

http://www.bibliotecadigital.unicamp.br/document/?down=vtls000186792

Evaporação de licor negro. Alternativas para aumento de capacidade e concentração final. N.C. Domancich; C.A.V. Anfe. V Seminário de Recuperação e Utilidades. ABTCP - Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 25 pp. (1996)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/1996_Evaporacao.pdf

Otimização do uso de energia em fábricas de pequeno e médio porte. M. Molina. ABTCP - Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 75 pp. (1996)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/outros/20_%20otimiza%E7%E3o%20consumo%20energia%20f%E1bricas%20pequenas%20m%E9dias.pdf

Estudo energético e econômico de um sistema de cogeração associado à indústria de celulose. J.L. Silveira. O Papel (Fevereiro): 47-51. (1994)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/outros/17_estudo%20energ%E9tico%20cogera%E7%E3o.pdf

Simulação em caldeira de recuperação. M.A.C. Iaconis. XXI Congresso Anual. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 23 pp. (1988)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/1988_Simulacao_caldeiras_recuperacao.pdf

Uso de simulação no controle do forno de cal por microcomputador. J.C. Guimarães; A.F. Lima; S.W. Park; L.M. Yojo. O Papel (Fevereiro): 29 – 36. (1986)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/1986_Uso_simulacao_controle_forno_cal.pdf

Otimização de sistemas de evaporação através da simulação de evaporadores de múltiplo efeito. J.M.M. Leites; M.A.S. Paiva. XIX Congresso Anual. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 19 pp. (1986)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/1986_Sistemas_evaporacao.pdf

Balanços de calor e massa no desempenho operacional da caldeira de recuperação. A.S. Medeiros; C.E.B. Foelkel. XIX Congresso Anual. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 18 pp. (1986)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/ABTCP/1986.%20balan%E7os%20calor%20e%20massa%20caldeira.pdf

Otimização estatística de sistema de evaporação a múltiplos efeitos. A.S. Medeiros; C.E.B. Foelkel; S. Zornitta. XVIII Congresso Anual. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 29 pp. (1985)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/ABTCP/1985.%20Otimiza%E7%E3o%20evapora%E7%E3o.pdf

Variáveis operacionais que afetam o consumo de combustíveis no forno de cal. A.F. Lima; S.W. Park; L.M. Yojo. O Papel (Janeiro): 49 – 54. (1985)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/1985_Variaveis_operacionais_consumo_combustiveis_forno_cal.pdf

Propriedades de engenharia do licor negro sulfato de *Eucalyptus* spp. R.M.V. Assumpção; A.F. Lima; S.W. Park; M.C.S. Jordão; L.M. Yojo. IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo. Comunicação Técnica nº 363. 20 pp. (1985)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/1985_IPT_Propriedades_Engenharia_Licor_Negro.pdf

Controle das emissões de H_2S no forno de cal através de suas variáveis operacionais. C.E.B. Foelkel; J. Herrera; J.B.V. Vesz; E. Mora; M.F.B. Borssatto; C.A. Busnardo. III Congresso Latino-Americano de Celulose e Papel. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 12 pp. (1983)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/ABTCP/1983.%20emiss%F5es%20TRS%20forno%20de%20cal.pdf

Variáveis operacionais que afetam o consumo de combustíveis no forno de cal. Parte 1. A.F. Lima; S.W. Park; L.M. Yojo. XVI Congresso Anual. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 13 pp. (1983)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/1983_Variaveis_forno_cal.pdf

Balanços energéticos para uma fábrica de celulose e papel. Substituição de óleo combustível com engenharia especializada. D.G. Stefango**.** XV Congresso Anual. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 18 pp. (1982)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/1982_Balancos_evaporacao.pdf

Controle de emissões de H_2S em caldeiras de recuperação kraft através de suas variáveis operacionais. A.L. Raffin; C.E.B. Foelkel; E. Mora; J.B.V. Vesz; J.C. Pereira; J. Herrera. XV Congresso Anual. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 21 pp. (1982)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/ABTCP/1982.%20Emiss%F5es%20caldeira.pdf

Simulação de processos na indústria de celulose e papel. A.F. Lima; L.M. Yojo; R.M.V. Assumpção. XIV Congresso Anual. ABTCP – Associação Brasileira Técnica de Celulose e Papel. 09 pp. (1981)

http://www.eucalyptus.com.br/artigos/outros/1981_Simulacao_processos.pdf

Serragem de madeira ao forno de cal: uma opção para economia de energia. C.A. Busnardo; P.E.D. Varante; F.R. Barreto Neto; W.E. Luders; A.L. Raffin; F. Puig; C.E.B. Foelkel. 13º Congresso Anual da ABTCP. p. 225-237. (1980)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/outros/35_serragem%20madeira%20ao%20forno%20de%20cal%20busnardo.pdf

e

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/ABTCP/1980.%20Serragem%20ao%20forno.pdf

Introduction to process engineering calculations: mass and energy balances. R.H. Rouda. TAPPI Annual Meeting Seminar. Technical Association of the Pulp and Paper Industry. 70 pp. (1978)

https://books.google.com.br/books?id=otsoPAAACAAJ&dq=%22Introduction+to+process+engineering+calculations:+mass+and+energy+balances%22&hl=pt-BR&sa=X&ei=QCoAVcrlDcPjsASjq4HIAg&ved=0CBwQ6AEwAA (em Inglês)

Balanço de energia e materiais. C. Foelkel. Apostilas Curso Mestrado UFV-CENIBRA. 59 pp. (1977/1979)

http://www.celso-foelkel.com.br/artigos/ufv/06.%20Balan%E7o%20de%20Energia%20e%20Materiais.%201977.pdf

Estequiometria industrial. R. Gomide. CENPRO – Editora da Universidade de São Paulo. 430 pp. (1968)

http://books.google.com.br/books/about/Estequiometria_industrial.html?id=vfdiAAAAMAAJ

Balanços de massa com reconciliação e certificação de dados. A.G. Barbosa; M. Coghi. CBTA – Consultoria Brasileira e Treinamento Aplicado. 06 pp. (S/D = Sem referência de data)

http://www.cbta.com.br/artigos/BalancoMassaReconciliacaoCertificacaoDados_2.pdf

Informações técnicas. Aplicações água quente e vapor. Asco Joucomatics. Asco Numatics. 06 pp. (S/D = Sem referência de data)

http://www.asconumatics.eu/images/site/upload/_pt/pdf1/00099pt.pdf

Proposta de resolução do grupo de trabalho sobre emissão de poluentes atmosféricos por fontes fixas. Câmara Técnica de Controle Ambiental. Ministério do Meio Ambiente. Brasil. 42 pp. (S/D = Sem referência de data)

http://www.mma.gov.br/port/conama/processos/198FC8A8/FontesFixasFinal.pdf

Introdução aos processos de produção de celulose e papel. TECNICELPA - Associação Portuguesa dos Técnicos das Indústrias de Celulose e Papel. 34 pp. (S/D = Sem referência de data)

http://www.tecnicelpa.com/files/CelulosePapel.doc

Introdução à Engenharia Química. F. Moura. PUC-Rio. Apresentação em PowerPoint: 20 slides. (S/D = Sem referência de data)

http://www.ctc.puc-rio.br/ccpe/wp-content/uploads/2013/08/Parte-2-Int-aEng-Quimica.ppt

Balanço de massa e energia. D. Ganghis. IFBA – Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia da Bahia. Apresentação em PowerPoint: 14 slides. (S/D = Sem referência de data)

http://www.ifba.edu.br/professores/diogenesgaghis/EBOP_Elementos%20B%C3%A1sicos%20de%20Opera%C3%A7%C3%A3oes%20e%20Processos/EBO-BME.ppt

Capítulo 2 – Balanços de massa. Universidade da Beira Interior. 12 pp. (S/D = Sem referência de data)

https://moodle.ubi.pt/pluginfile.php/21842/mod_resource/content/1/Folhas%20Cap%202.pdf

Chemical engineering principles. A.A. Khadom. University of Diyala. Iraque. 132 pp**.** (S/D = Sem referência de data)

http://www.engineering.uodiyala.edu.iq/uploads/depts/chemical/%D9%85%D8%A8%D8%A7%D8%AF%D8%A6%201/%D9%85%D8%A8%D8%A7%D8%AF%D8%A61.pdf (em Inglês)

Introdução aos fenômenos de transferência. M. Gobbi; N.L. Dias; F. Mascarenhas; E. Valentine. UFF - Universidade Federal Fluminense. 181 pp. (S/D = Sem referência de data)

http://www.professores.uff.br/diomar_cesar_lobao/material/MCCT/MCCT_CSI/Feno_Transp.pdf

Bleaching chemicals for the kraft pulping industry. S. Kast. Carter Holt Harvery Pulp and Paper. 10 pp. (S/D = Sem referência de data)

http://nzic.org.nz/ChemProcesses/forestry/4D.pdf (em Inglês)

Chlorine dioxide process. T. Powe. Akzo Nobel. TAPPI – Technical Association of the Pulp and Paper Industry. Apresentação em PowerPoint: 27 slides. (S/D = Sem referência de data)

http://pplant.uga.edu/tappi/ClO2%20Process.pdf (em Inglês)

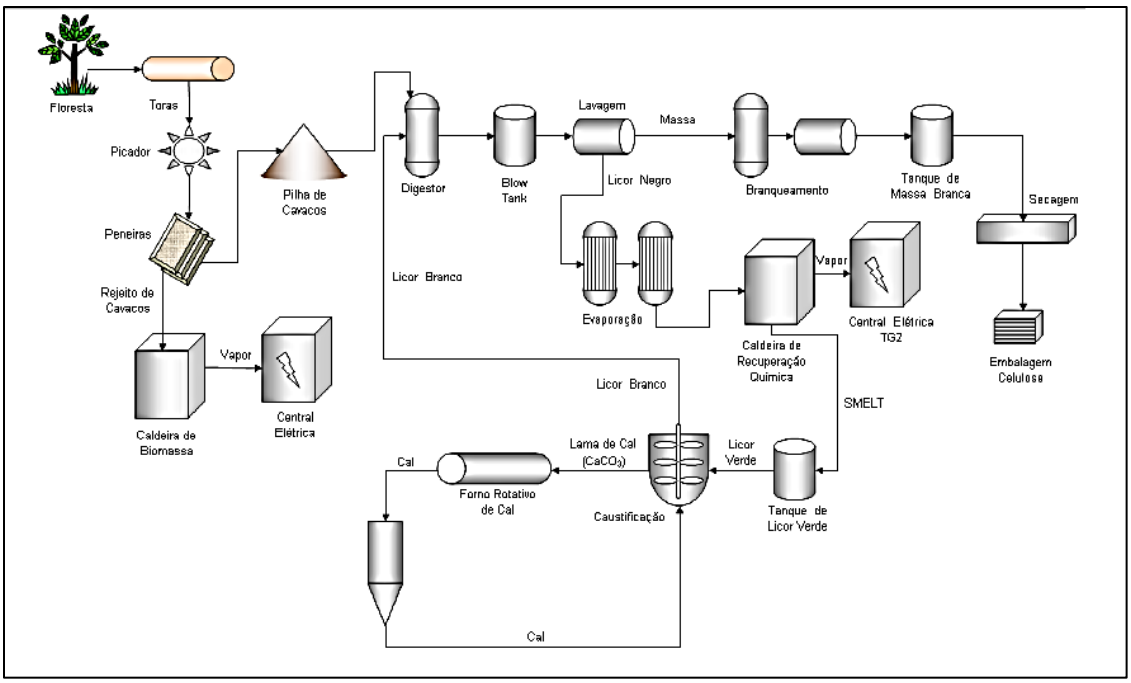
Modelação e otimização de uma unidade industrial de evaporação de licor negro. C.A.V. Vitorino. Instituto Politécnico de Tomar – Portugal. 115 pp. (S/D = Sem referência de data)

http://comum.rcaap.pt/bitstream/123456789/5842/1/Modela%C3%A7%C3%A3o%20e%20Otimiza%C3%A7%C3%A3o%20de%20uma%20Unidade%20Industrial%20de%20Evapora%C3%A7%C3%A3o%20de%20Licor%20Negro%20-%20Carla%20Alexandra%20V.pdf

Obtenção de celulose. CeluloseOnline. 32 pp. (S/D = Sem referência de data)

http://www.crq4.org.br/sms/files/file/dc417.pdf

==========



Fluxograma simplificado de uma fábrica de celulose kraft

Fonte: http://az545403.vo.msecnd.net/uploads/2013/12/Lwarcel-Celulose-e-Papel.pdf