

produção de licor branco

parte I: perfil de operação da área de caustificação nas indústrias nacionais de celulose

Alberto Ferreira Lima*

Song Won Park*

Sergio Luiz Fernandes*

José Maurício Pinto*

Edson Alves de Souza*

* IPT/CTCP — Centro Técnico em Celulose e Papel

SINOPSE

A área de caustificação representa um papel importante no processo kraft pois define a concentração e características do licor branco a ser enviado à polpação, que por sua vez influencia a qualidade da pasta celulósica produzida.

Neste trabalho são mostrados perfis operacionais da área de caustificação, obtidos junto às indústrias nacionais, e discutidos os principais fatores operacionais desta área. Estas informações poderão ser utilizadas, por técnicos do setor, em projetos visando a introdução de melhorias operacionais, técnicas e econômicas das instalações nacionais.

Trabalho apresentado no 19.º Congresso Anual de Celulose e Papel — Semana do Papel — ABCP, realizado em São Paulo, SP — Brasil — 24 a 28 de Nov. de 1986.

INTRODUÇÃO

A área de preparação do licor branco, geralmente denominada como caustificação, engloba um conjunto de operações unitárias que transformam os fundidos da caldeira de recuperação ("smelt") no licor branco, definindo sua concentração e temperatura. Estas variáveis são importantes para se alcançar uma economia de energia na polpação e na evaporação do licor negro.

A temperatura do licor branco tem efeito direto no consumo de vapor na polpação. Uma elevação de 20°C é responsável por uma redução da necessidade de vapor da ordem de 5%.

Um dos benefícios de se utilizar um licor branco mais concentrado, além da redução do consumo de vapor na polpação, é a elevação na concentração dos sólidos dissolvidos do licor negro, que se mantém durante a lavagem de pasta, possibilita uma economia de

vapor na evaporação. Com licores mais concentrados há também uma redução no consumo de energia elétrica, pois os volumes a serem bombeados diminuem.

Por outro lado, a alteração destes parâmetros do licor branco só é obtida através de modificações operacionais na área de caustificação que por sua vez podem causar diminuições de eficiências na caustificação e clarificação do licor branco elevando o teor de inertes do sistema e aumentando as probabilidades de incrustação nos evaporadores e concentradores de licor negro.

A fim de se conhecer as características operacionais do sistema de caustificação das indústrias nacionais, foi realizada uma enquete entre 11 (onze) fábricas. Estas onze unidades foram responsáveis pela produção de 2,59 milhões de toneladas de celulose, correspondendo a 77% da produção brasileira em 1984, época do levantamento, o que garante uma boa representatividade das informações.

Os principais dados obtidos e respectivos comentários são apresentados a seguir. Estas informações dão uma idéia dos equipamentos existentes e das condições operacionais sob as quais se processam as operações de produção do licor branco e se prestam ao planejamento e orientação de trabalhos com vistas a introdução de melhorias técnicas e, também econômicas.

Obtenção e clarificação do licor verde

A solução utilizada para dissolução dos fundidos geralmente é o licor branco fraco sendo que algumas fábricas utilizam ainda: licor verde fraco, condensado da evaporação, água morna e água fresca fria. A figura 1 indica a faixa de temperatura em que estas soluções são geralmente empregadas.

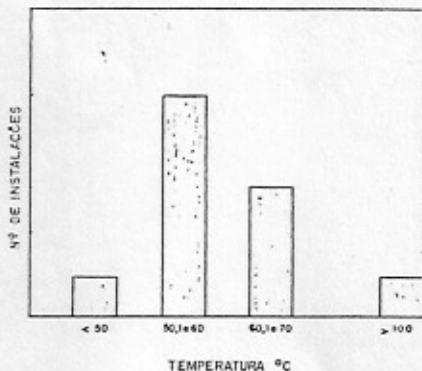


Fig. 1

Distribuição das temperaturas das soluções usadas na dissolução dos fundidos (10 fábricas).

Como pode ser visto na figura 2, quanto maior a temperatura da solução usada para dissolução (mantendo constante a vazão), maior é a temperatura do licor verde resultante. Com temperaturas de solução inferiores a 55°C o licor verde terá uma temperatura inferior a 90°C.

Igualmente, quanto menor a vazão do licor de dissolução (mantendo constante a temperatura), maior é a massa específica (ou concentração) do licor verde e também sua temperatura, permitindo a elevação da temperatura do licor na caustificação que além de favorecer a velocidade global de reação, resulta em uma lama melhor sedimentável.

Na elaboração da figura 2 não foram considerados: vapor que sai

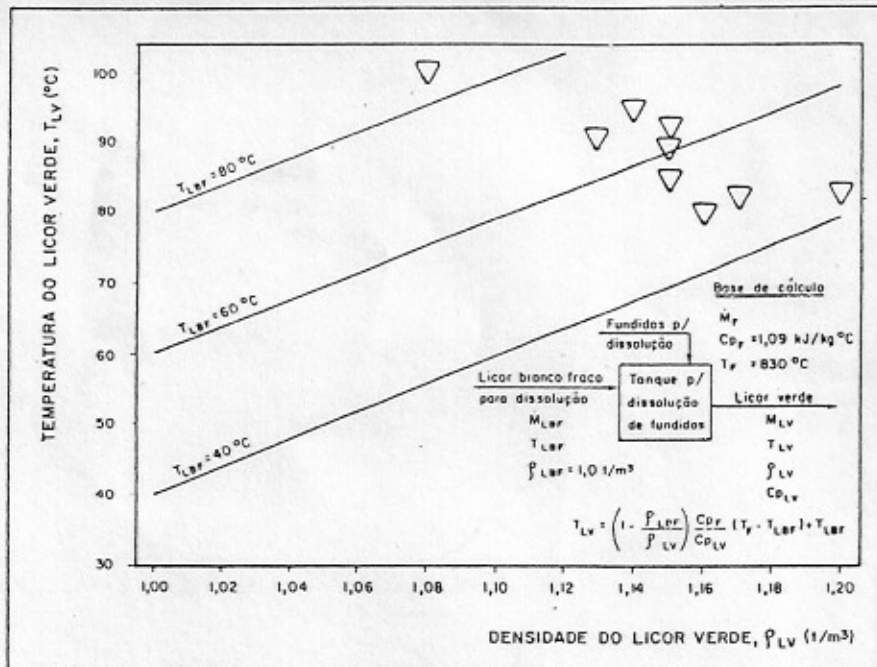


Fig. 2

Potencial da elevação de temperatura do licor verde em relação à temperatura do licor para dissolução e à densidade do licor verde.

da chaminé do tanque de dissolução, as perdas de calor pela parede e a injeção de vapor para espalhamento dos fundidos.

Outro meio que contribui para a elevação da temperatura do licor verde é o isolamento do tanque de dissolução. Das 11 (onze) instalações, 7 (sete) possuem isolamento e 2 (duas) não (o restante não informou).

Somente 2 (duas) fábricas apresentaram uma estimativa da quantidade de vapor gerado na dissolução dos fundidos: 168 e 350 t/dia. Tentou-se calcular esta perda de vapor para outras unidades entretanto, os dados fornecidos não permitiram uma estimativa confiável.

Este calor, normalmente dissipado para o meio ambiente, pode ser recuperado na forma de água quente através de trocadores de ca-

lor na chaminé do tanque de dissolução. A quantidade de calor recuperável depende da temperatura e vazão das soluções usadas para dissolução, da temperatura e vazão dos fundidos e das perdas de calor pelas paredes.

As fábricas interessadas nesta recuperação devem realizar medições e balanço de massa e energia no tanque de dissolução, lembrando que um aproveitamento econômico deste vapor pode ser prejudicado por impurezas que também devem ser consideradas.

Na tabela 1 são indicadas as faixas de temperaturas do licor verde na entrada e saída da clarificação, e da massa específica do licor clarificado, e as respectivas médias e desvios padrões. As figuras 3 e 4 indicam a massa específica e a temperatura do licor verde no clarificador por fábrica.

Tabela 1

Massa específica e temperaturas do licor verde na clarificação.

	Temperatura (°C)		Massa específica (t/m³)
	Entrada	Saída	
valor mínimo	100	79	1,08
valor máximo	80	90	1,20
média	90,0 ± 7,1	84,7 ± 4,4	1,147 ± 0,031

O investimento para isolar um clarificador de licor verde, aparentemente, não é justificado devido a sua elevada área lateral. Entretanto esta mesma área e a faixa de temperatura envolvida causam perdas de calor não desprezíveis, levando a uma queda da temperatura do licor enviado à caustificação o que não é interessante do ponto de vista de reação.

Segundo Isacson (1983)² tais perdas provocam gradientes de temperatura no interior do clarificador e conseqüente gradiente de massa específica que interferem na sedimentação dos dregs. Recomenda-se, portanto, uma análise criteriosa do isolamento destes clarificadores.

As concentrações dos reagentes no licor verde clarificado (10 fábricas), referidas em porcentagem do Na₂O total, variam nas seguintes faixas:

Na ₂ CO ₃ :	55 a	80%	(valor médio: 66,6%)
Na ₂ S :	6 a	30%	(valor médio: 19,6%)
NaOH :	1 a	25%	(valor médio: 12,1%)
Na ₂ SO ₄ :	0,5 a	4,5%	(valor médio: 2,3%)

Do ponto de vista operacional, na caustificação é interessante que o licor verde apresente uma maior concentração de carbonato (superior a 65%), baixa concentração de sulfeto (15 a 20%) e reduzidas concentrações de sulfato (inferior a 3%) e de hidróxido (inferior a 10%). Uma concentração elevada de hidróxido de sódio no licor verde não é interessante pois o NaOH desloca o equilíbrio da reação de caustificação contrariamente à máxima conversão do carbonato de sódio (Na₂CO₃). As composições do licor verde estão indicadas nas figuras 5 e 6.

Embora não tenha sido objetivo da enquete, cabe ressaltar que muitas fábricas estão empregando aditivos na clarificação para aumentar a velocidade de decantação dos dregs. Esta aplicação é feita, principalmente quando o sistema está sobrecarregado.

Em casos de operação não satisfatória, recomenda-se verificar se a dimensão do clarificador está compatível com o desempenho exigido, ou seja, se a altura do mesmo garante um determinado tempo mínimo para que o material sedimente. É comum, para efeitos com-

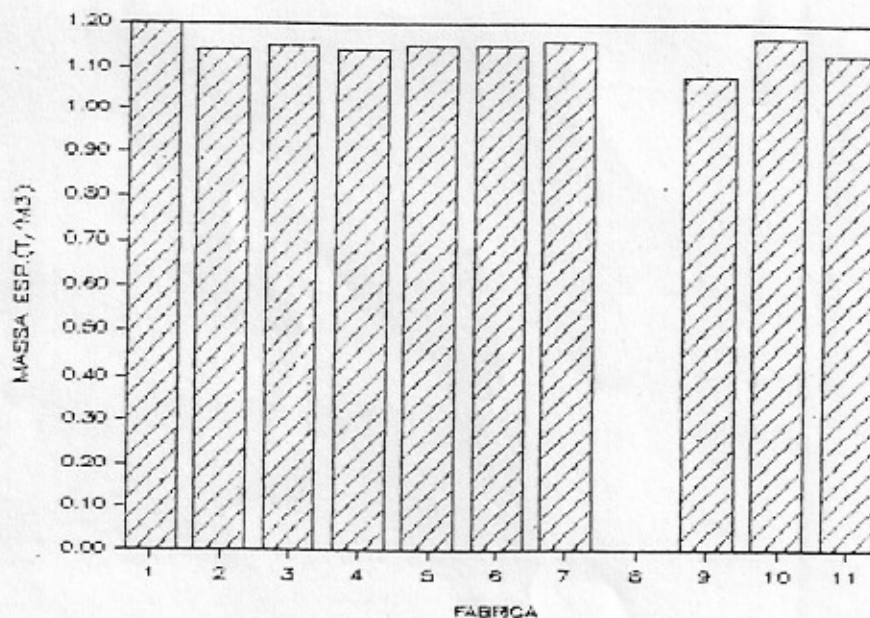


Fig. 3

Massa específica do licor verde

parativos, utilizar 67 cm para cada hora de retenção.

Como pode ser observado na tabela 2, quatro firmas empregam para a lavagem dos dregs o siste-

e duas o sistema combinado clarificador-filtro.

A quase totalidade das indústrias empregam para lavagem, água e/ou condensado de evaporação. Somente uma unidade utiliza licor branco fraco, que não é recomendável pois diminui a eficiência da operação.

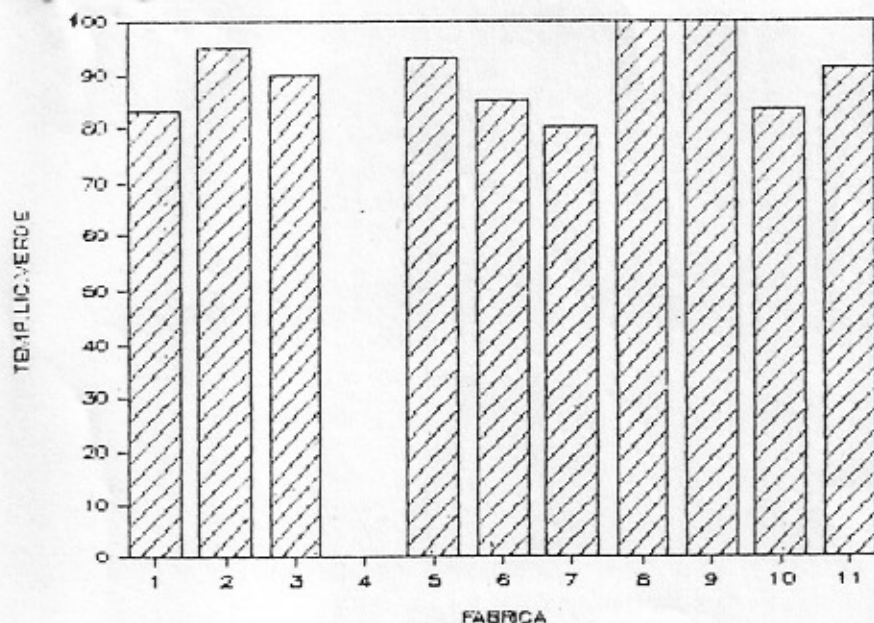
A figura 7 mostra a quantidade de dregs removida do sistema (9 fábricas). A quantidade de dregs varia entre 1,8 a 24,0 kg/t pasta.

ma tanque de mistura seguido de clarificador; cinco utilizam filtros

Tabela 2

Equipamentos e soluções utilizadas na lavagem dos dregs.

Fábrica	Equipamentos utilizados	Soluções utilizadas
01	Tanque de mistura e clarificador	Licor branco fraco
02	Filtro	Condensado da evaporação
03	Clarificador e filtro	Água
04	Tanque de mistura e clarificador	Água
05	Filtro	Água e condensado da evaporação
06	Tanque de mistura e clarificador	Água
07	Filtro	Condensado da evaporação
08	Clarificador	Condensado da evaporação
09	Filtro	Condensado da evaporação
10	Filtro	Água e condensado da evaporação
11	Clarificador e filtro	Água e solução do "scrubber" do forno de cal



Temperatura de entrada do licor verde
Fig. 4

Mehra (1985³) comenta que com as melhorias havidas na caldeira de recuperação, nos últimos anos, as quantidades de dregs podem ser reduzidas para menos de 3 kg/t pasta. Quando a quantidade de dregs aumenta, é sinônimo principalmente de mau funcionamento do clarificador de licor verde e/ou de arraste da lama de carbonato no licor branco fraco.

O volume específico de solução empregado varia de 3,8 a 300 m³/t de dregs (6 fábricas). Estes valores devem ser considerados como indicativos, pois a precisão de sua medição é questionável. Para sistemas

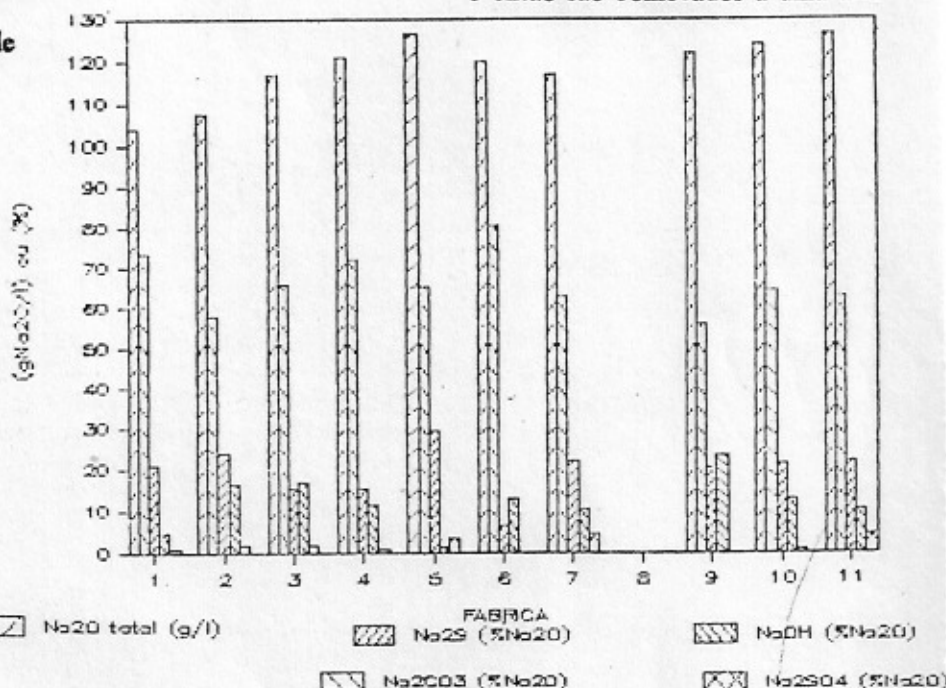


Fig. 5
Composição de licor verde

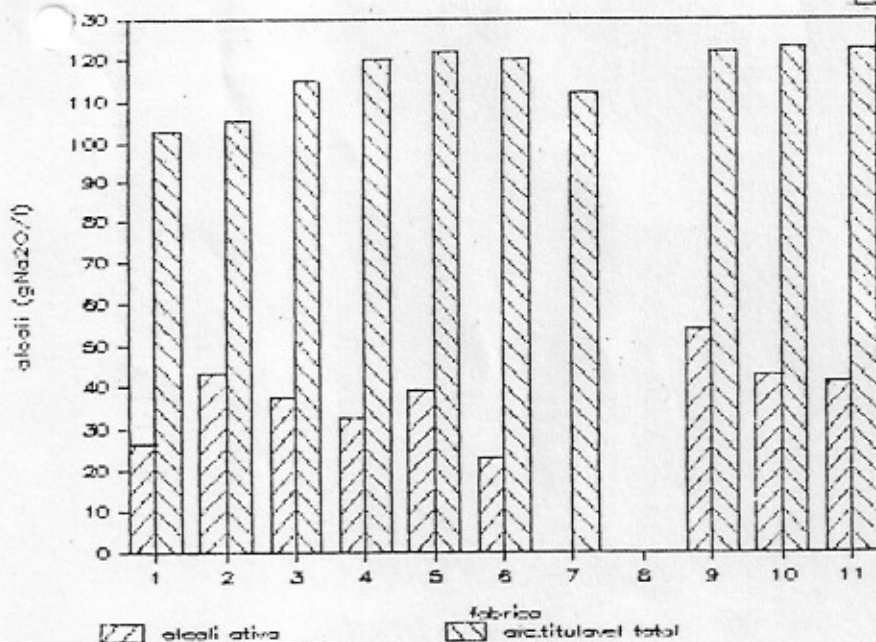


Fig. 6
Alcali no licor verde

de lavagem com clarificador e filtro com pré-camada, Swanson (1979)⁴ indica a utilização respectivamente de 83,5 e 11,7 m³/t de dregs.

Nestes mesmos sistemas é indicada uma perda de reagentes com os dregs de 0,24 e 0,15 kg Na₂SO₄/kg de dregs, respectivamente. Estes valores variam nas instalações brasileiras para perda de reagentes entre 0,6 e 1,23 kg de Na₂SO₄/kg de dregs (figura 8).

É comum permitir que os dregs se acumulem por várias horas no fundo do clarificador de licor verde e então são bombeados a uma alta

vazão por um pequeno período. Isto produz um fluxo intermitente para o sistema de lavagem de dregs o que resulta numa recuperação de sais de sódio menos eficiente. Assim, recomenda-se avaliar o custo/benefício de se instalar uma bomba que retire continuamente os dregs a pequenas vazões.

Em muitos casos, a instalação de um tanque de mistura com uma eficiente agitação, antes do lavador, pode maximizar a recuperação de reagentes.

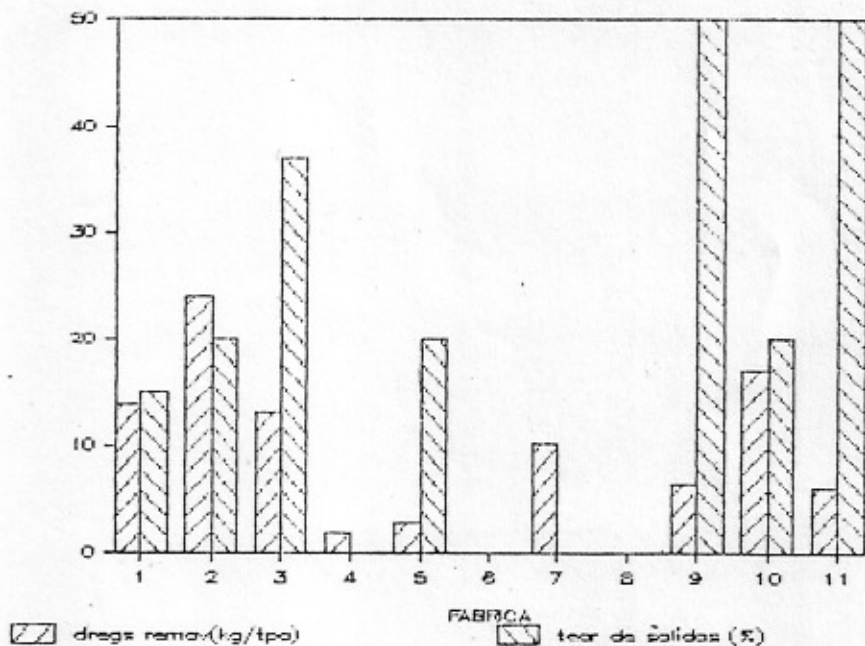


Fig. 7

Quantidade de Dregs

Apagamento e caustificação

Nas fábricas nacionais, o licor verde é usado em sua totalidade para o apagamento da cal, a menos de uma unidade que emprega 90% do licor, nesta operação. Em ocasiões de se usar cal de má qualidade (baixa reatividade), seja por problemas no forno de cal, seja pela origem da cal de reposição comprada, pode-se enviar uma parte do licor verde ao classificador do apagador ou ao primeiro reator de caustificação. Tal procedimento melhora a operação por proporcionar tempos de retenção maiores em detrimento a uma menor velocidade de sedimentação da lama de carbonato de cálcio.

A figura 9 indica as temperaturas de operação de apagamento de cal por fábrica. A temperatura do apagador deve ser mantida a mais alta possível (entre 101 e 104°C), para aumentar a velocidade e completar o apagamento, porém, não se deve atingir o ponto de ebulição da suspensão em função de problemas de transbordamento. A porcentagem de utilização do licor verde no apagador e, principalmente a temperatura do licor verde são

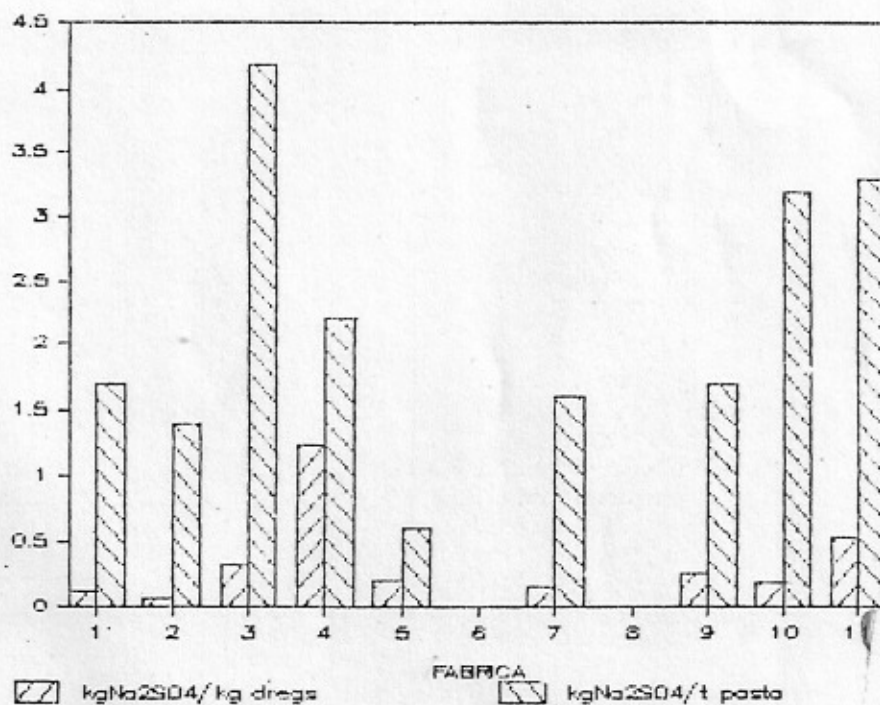


Fig. 8

Perda de sódio com os Dregs

variáveis que podem ser manipuladas visando o controle da temperatura de apagamento. O licor verde deve ser adicionado ao apagador a uma temperatura entre 85 e 95°C, pois abaixo de 70°C o apagamento ocorre lentamente.

A figura 10 mostra que quanto maior a temperatura e/ou a massa específica do licor verde, maior é a temperatura do licor que sai do apagador de cal. Na elaboração

desta figura não foram considerados: a evaporação no apagador, as perdas de calor pelas paredes e linhas de condução, e as reações exotérmicas da caustificação. As demais condições assumidas estão indicadas na figura.

Conforme visto na figura 1 e comum ter-se licores para dissolução de fundidos com temperaturas de 50 a 70°C. Apesar de existirem fábricas operando com massa específica de licor verde abaixo de 1,14 t/m³, é possível a operação na faixa de 1,14 a 1,20 (tabela 1).

Pela figura 2, nota-se que, com o licor para dissolução a 60°C e obtendo-se um licor verde com massa

específica 1,14 t/m³, é possível atingir uma temperatura de licor verde de 87°C. Mesmo com uma eventual redução de 7°C na temperatura o licor verde a 80°C e na mesma concentração, tem o potencial, de acordo com a figura 5, de atingir 96°C no apagador de cal, não necessitando de adição de vapor, que é uma prática comum nas indústrias nacionais. A figura 11 indica, por fábrica, o decréscimo de temperatura de licor branco, desde o apagamento até a clarificação de licor branco forte.

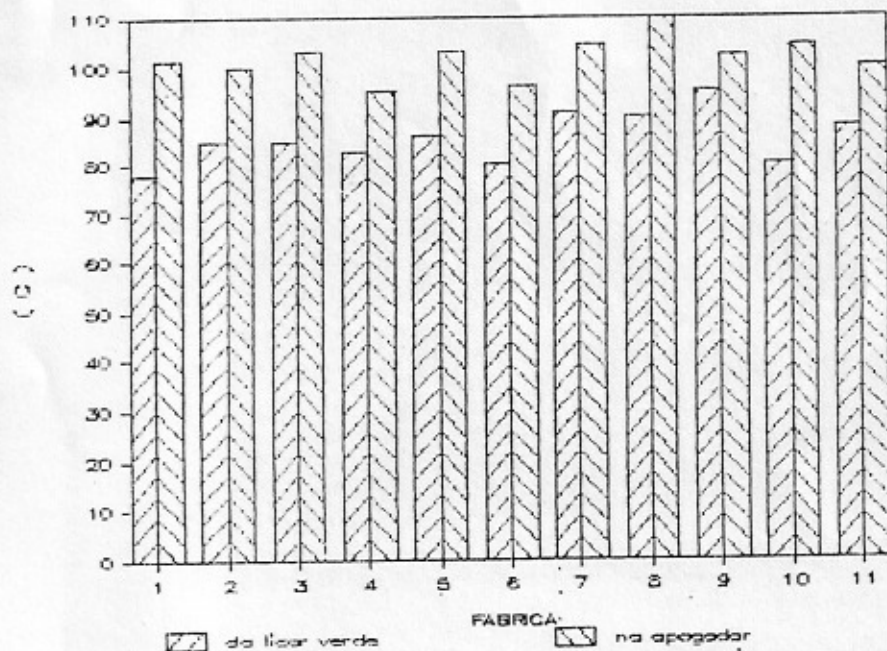


Fig. 9

Temperatura no apagador de cal

A obtenção de um licor branco a temperaturas elevadas (95 — 100°C) e a conservação desta temperatura até sua alimentação no digestor é recomendável, pois possibilita alcançar um menor consumo de energia para o aquecimento deste licor até a temperatura de polpação.

Observa-se pela figura 11 que 3 (três) unidades têm um decréscimo de temperatura entre o apagamento e o final da clarificação, superior a 20°C, chegando em uma unidade a se atingir uma queda de 31°C. Em outras 5 (cinco) instalações o decréscimo fica entre 5 e 20°C e somente 3 (três) fábricas possuem

queda da temperatura inferior a 5°C.

A manutenção da temperatura do licor branco é obtida principalmente pelo isolamento térmico da área e também evitando-se a adição de água fria no circuito de caustificação.

Recomenda-se ainda a realização de análise econômica relativa ao isolamento nos reatores, clarificadores, tanques de estocagem de licor e tubulação. O Manual de Recomendações de Conservação de Energia (1986)¹ contém um roteiro que permite o cálculo da redução de perdas através de isolamento.

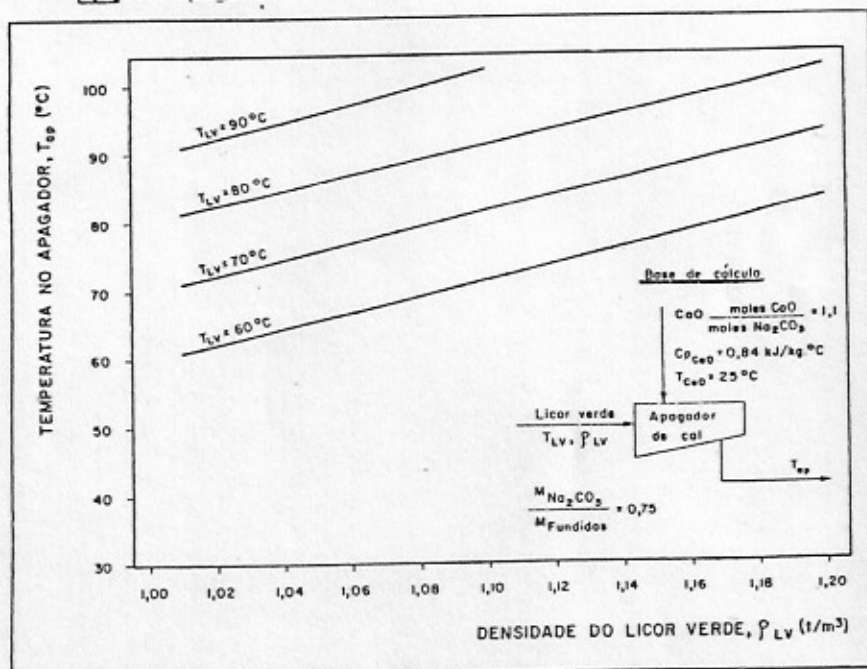


Fig. 10

Potencial de elevação de temperatura no apagador de cal em relação à temperatura e densidade do licor verde.

Observa-se expressiva variação (68 a 91%) no teor de CaO da cal requemida, conforme ilustrado na figura 12. Valores inferiores a 80% significam que o sistema de caustificação terá que suportar uma carga de material inerte superior a 20%, o que poderá prejudicar sensivelmente a operação de clarificação do licor branco. Valores altos de inertes na cal requemida são reflexos de distúrbios operacionais

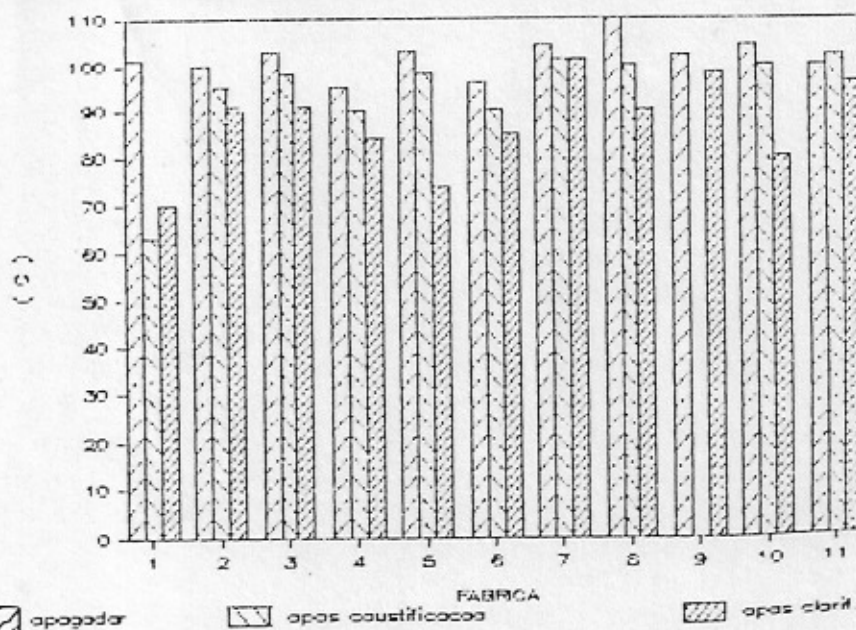


Fig. 11

Temperatura do licor

Tabela 3

Cal adicionada no apagador

	Cal adicionada (Kg/m ³ de licor verde)	CaO presente (Kg/m ³ de licor verde)
valor máximo	45,0	40,1
média	95,0	85,0
valor mínimo	76,53 ± 15,54	67,53 ± 15,37

no forno de cal ou circuito de caustificação fechado (sem purgas periódicas de lama de carbonato). Kojo (1984)⁵ cita que a cal requemada nas fábricas da América do Norte possuem um teor de CaO de 90 a 95% e nas fábricas da Escandinávia entre 80 e 85%. Em trabalhos anteriores (6 e 7) são discutidos vários aspectos relativos à influência da qualidade da cal que afetam o desempenho das operações de caustificação e de sedimentação da lama de carbonato.

A utilização de cal de reposição, conforme ilustrado na figura 13, varia entre 5 e 15% do total, não se considerando as fábricas que empregam como reposição, o calcário diretamente no forno. A figura 14 indica as composições da cal de reposição por fábrica.

A tabela 3 e figura 15 mostram as faixas de carga de cal adicionada no apagador e de CaO presente no licor verde. Em algumas fábricas visitadas, o controle na adição da cal não é rigoroso.

A quantidade de cal deve ser ajustada em função do carbonato de sódio presente no licor verde,

de modo a minimizar o teor de hidróxido de cálcio, pois este prejudica as características de sedimentação da lama de carbonato no clarificador do licor branco. Por esta razão, as vazões de alimentação do licor verde e de cal para o apagador devem ser controladas rigidamente.

Na maioria das instalações brasileiras são empregados para a caustificação, geralmente, 3 reatores (4 instalações) ou 4 reatores (7

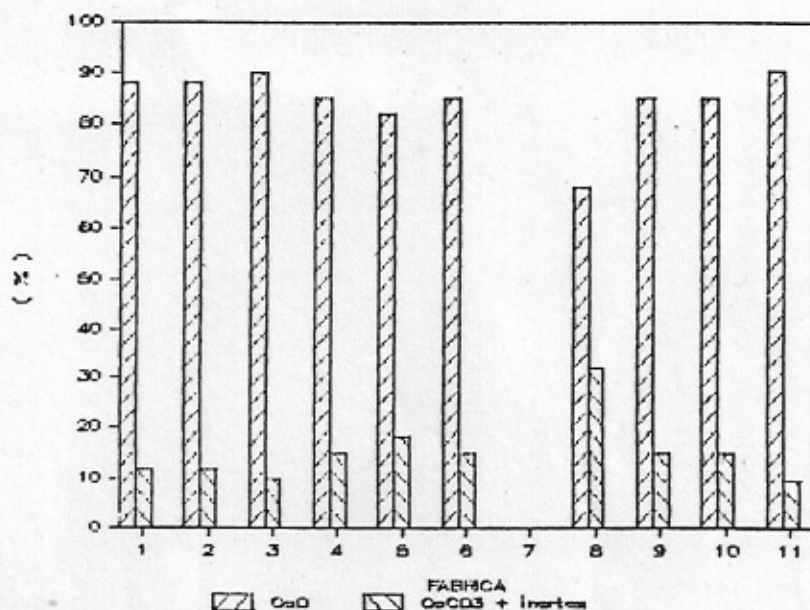


Fig. 12
Composição de cal requemado

instalações) com um tempo total de retenção que varia entre 50 e 210 minutos, conforme ilustrado na figura 16.

Isacson (1983)² comenta que tempos normais para retenção total nos caustificadores estão entre 90 e 120 minutos, com 30-40 minutos em cada reator. Instalações mais recentes, particularmente aquelas utilizando filtros pressurizados para a clarificação do licor branco, estão operando com tempos de até 180 minutos.

Para a clarificação do licor branco. A maioria das instalações (nove) utilizam clarificadores e somente duas fábricas adotaram filtros (não pressurizados).

Kojo (1984)⁵ comenta que a utilização de filtros pressurizados para clarificação do licor já é uma realidade em fábricas da Escandinávia, mas na América do Norte só existiam em 1984 duas instalações. Além de contribuir para a manutenção da temperatura elevada

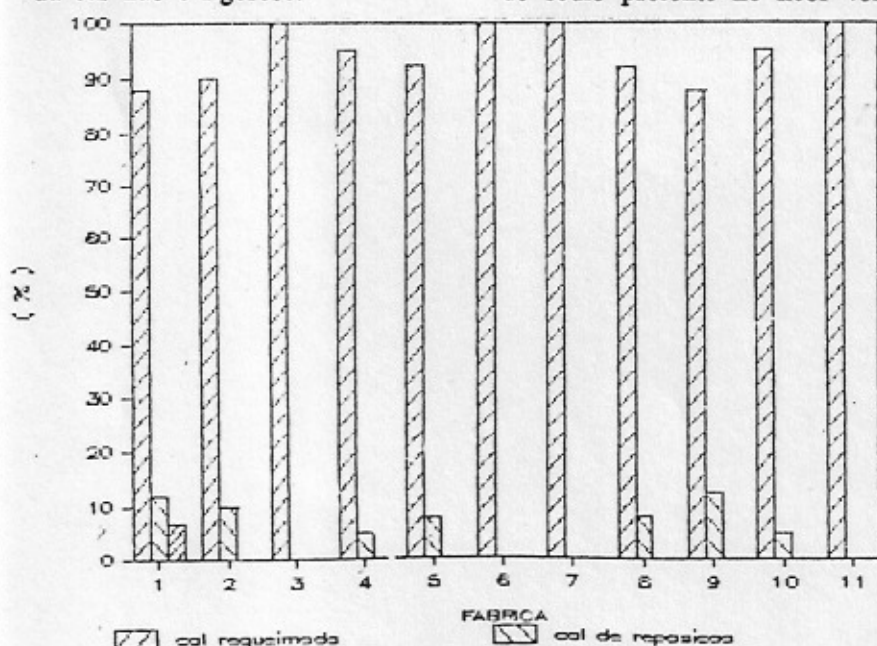


Fig. 13
Cal utilizada no apagador

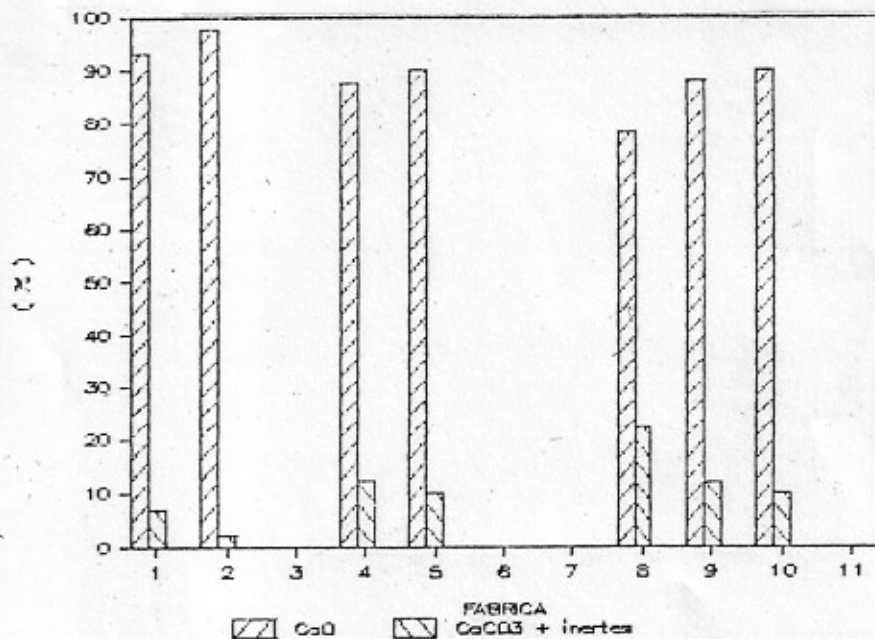


Fig. 14

Composição de cal de reposição

do licor, este filtros são mais fáceis de operar e tem uma resposta mais rápida do controle devido ao tipo de projeto, à instrumentação e aos menores volumes de licor envolvidos na operação. Este equipamento constitui-se portanto, em uma outra opção que deve ser analisada do ponto de vista econômico em projetos de expansões da área de caustificação ou de novas unidades.

Somente uma fábrica registrou o emprego de aditivos na clarificação do licor branco. Tem-se informações de que outras instalações estão ou já utilizaram aditivos simi-

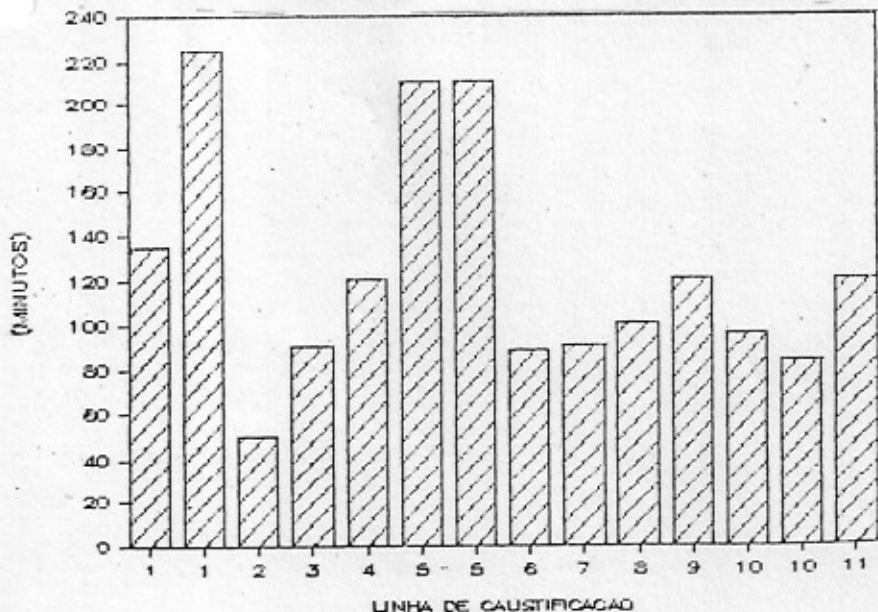


Fig. 16

Tempo de retenção na caustificação

lares. O emprego de aditivos na clarificação do licor branco, segundo Angenive (1979)⁸, pode resolver problemas de turbidez do licor, mas também adicionar problemas no sistema de filtração.

As figuras 17 e 18 contêm respectivamente as concentrações de álcali e a composição do licor branco após a clarificação. Nas fábricas nacionais, a concentração do licor branco pode ser considerada normal comparada a níveis internacionais sendo que algumas fábricas operam com baixas concentrações de álcali ativo.

Existem três meios de expressar o grau de conversão do carbonato de sódio na caustificação: atividade, causticidade e eficiência da

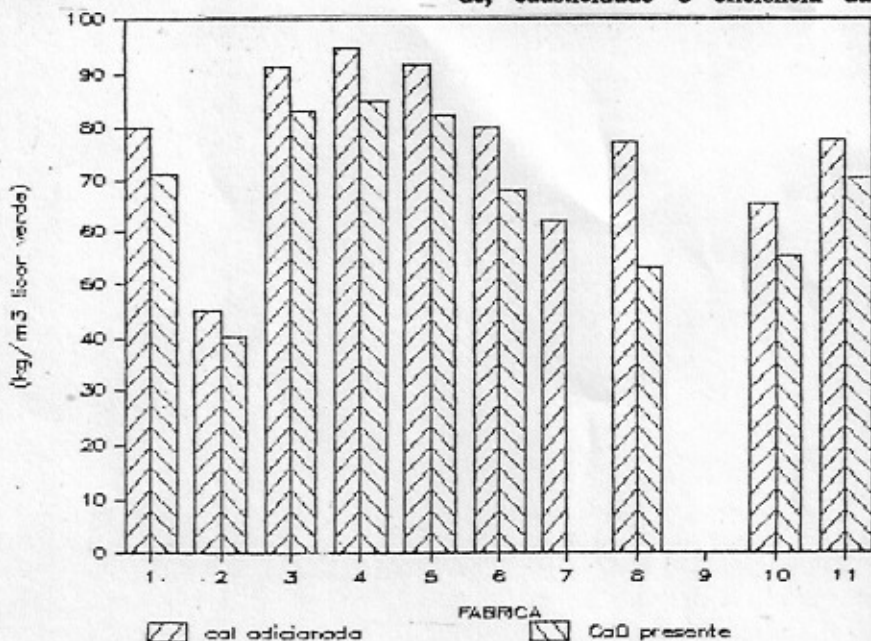


Fig. 15

Cal adicionada no apagador

caustificação. Convém ressaltar que nem a atividade e nem a causticidade são medidas diretas desta conversão pois não consideram o teor de hidróxido de sódio existente no licor verde.

As figuras 19 e 20 ilustram estes três graus de conversão, e a tabela 4 mostra estas três medidas de conversão do carbonato, calculadas a partir das concentrações do licor verde e licor branco após clarificação, em seus valores máximos e mínimos.

Tabela 4
Conversão do carbonato de sódio na caustificação

	Causticidade* (%)	Atividade* (%)	Eficiência de caustificação* (%)
Valor mínimo	78,0	84,6	72,8
Valor máximo	89,5	91,5	88,9
média	83,7 ± 3,16	87,6 ± 2,13	80,7 ± 4,64

O apagamento da cal, onde se inicia a reação de caustificação, é uma das etapas fundamentais do processo e que tem elevada influência no rendimento da transformação do carbonato de sódio e portanto, na definição da composição de reagentes do licor branco.

Na figura 20, é mostrada a comparação entre os valores de causticidade teórica (quando se atinge o ponto de equilíbrio) calculado a

	Concentração normal	Concentração elevada	Média de 38 fábricas
ATT, g/l como Na ₂ O	119 a 120 ± 5	131 ± 3	122 ± 7
AA, g/l como Na ₂ O	102 a 104 ± 4	113 ± 3	105 ± 5
Sulfidez, % sobre TTA	28 a 29 ± 5	28 ± 5	28 ± 5
Causticidade, % (NaOH/(NaOH + Na ₂ CO ₃))	80 a 81 ± 3	80 ± 3	80 ± 3

* Causticidade: $\left[\frac{\text{NaOH}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3} \right] \times 100$ (concentrações no licor branco)

Atividade: $\left[\frac{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S} + \text{Na}_2\text{CO}_3} \right] \times 100$ (concentrações no licor branco)

Eficiência de Caustificação: $\left[\frac{(\text{NaOH})_{\text{LB}} - (\text{NaOH})_{\text{LV}}}{(\text{NaOH})_{\text{LB}} - (\text{NaOH})_{\text{LV}} + (\text{Na}_2\text{CO}_3)_{\text{LB}}} \right] \times 100$

Tabela 5
Concentração do licor em fábricas da Escandinávia

Como ilustrado na tabela 5, Kojó (1984)⁵ classificou as fábricas da Escandinávia em dois grupos, quanto à concentração do licor branco. Muitas das fábricas aumentaram, intencionalmente, a concentração do licor branco com o objetivo de diminuir a demanda de energia na evaporação e caustificação. Diversas destas fábricas conseguiram ainda não diminuir o grau de conversão de carbonato na caustificação como poderia ser esperado. Embora o autor não comente como isto foi alcançado, supõe-se que o fator essencial para tal é o controle rígido das operações e a otimização da concentração do licor verde em função de maximizar a concentração do licor branco e o grau de conversão.

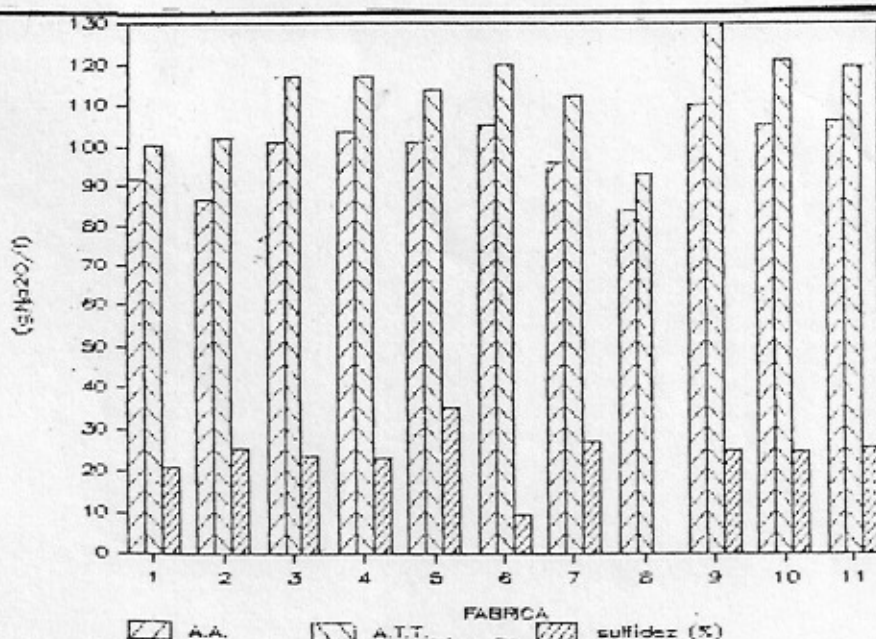


Fig. 17
Características do licor branco

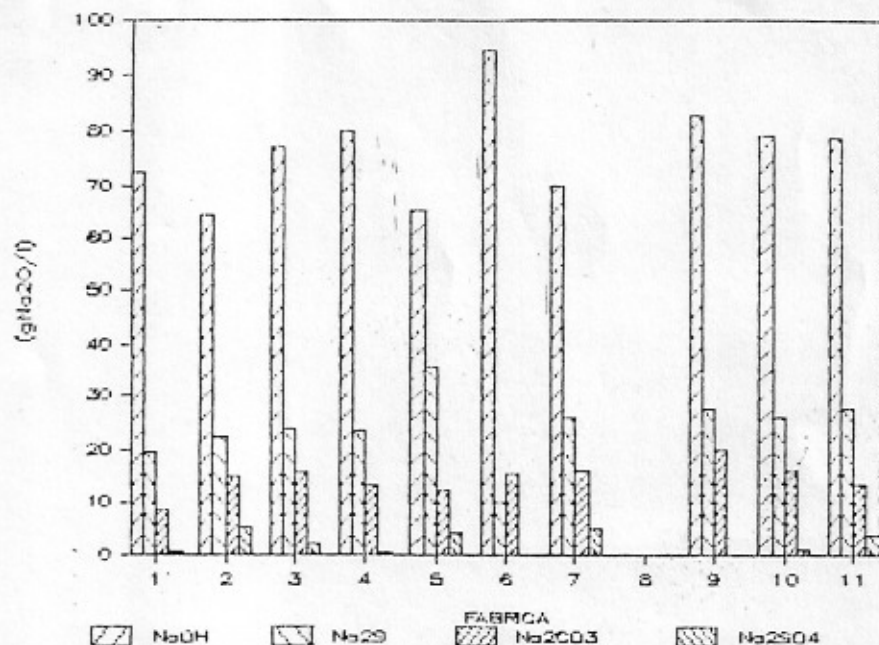


Fig. 18

Composição do licor branco

partir dos dados apresentados por Mehra (1985)⁸, e os valores de causticidade "real" determinados a partir da composição do licor branco.

A indústria nacional está obtendo uma causticidade real entre 0,9 e 9,1 (valor médio: 4,0) pontos percentuais abaixo da causticidade teórica, estando perfeitamente de acordo com Angevine (1979)⁸ e MacDonald (1969)⁹ que indicam ser usual operar até 5 pontos percentuais abaixo do teórico e com Kojo (1979)¹⁰ que registra valores de causticidade entre 2 e 8 pontos

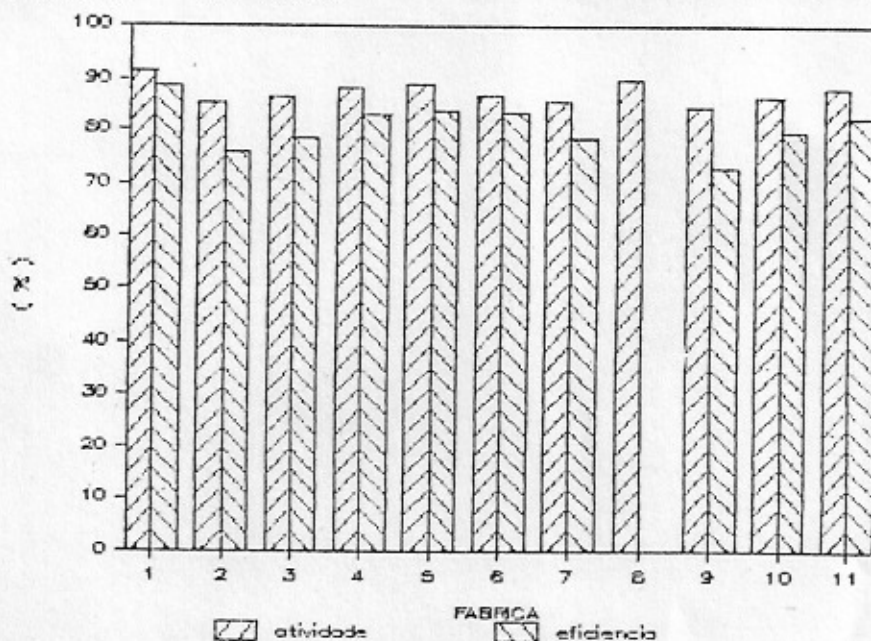


Fig. 19

Atividade e eficiência de caustificação

respectivamente: 1,2 e 4,3% está operando como uma sulfidez maior, respectivamente: 35,4 e 21,2%, que também influencia negativamente a reação de caustificação e explica a diferença na causticidade.

A figura 21 mostra a distribuição, para as indústrias brasileiras, da relação entre a cal útil adicionada e a cal estequiométrica.

Cinco fábricas estão operando abaixo do estequiométrico (valor médio: 113,8%).

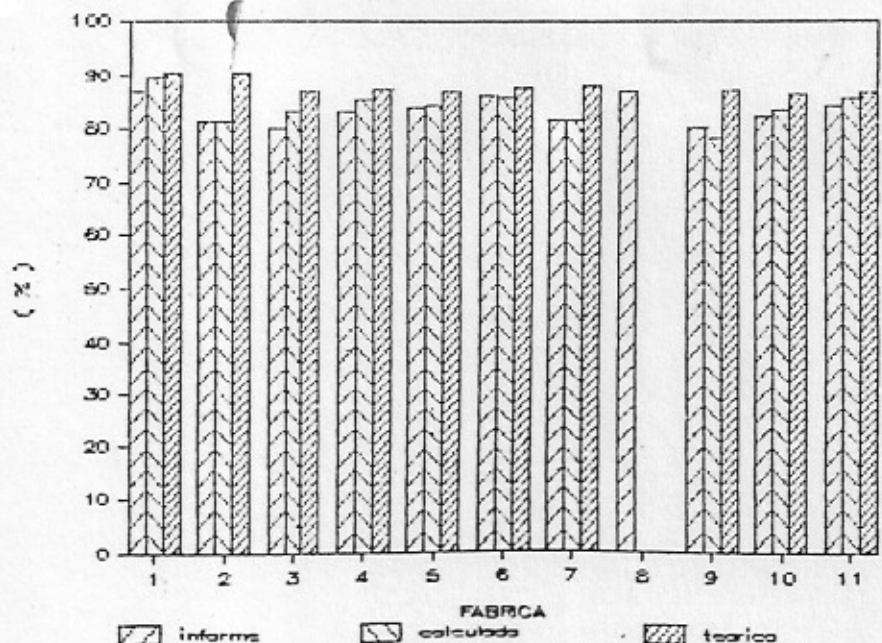


Fig. 20

Causticidade

percentuais abaixo da causticidade teórica.

A conversão do carbonato em hidróxido de sódio é limitada pelo equilíbrio da reação e pela velocidade da reação de caustificação devido ao tempo de retenção (de reação) limitado, disponível nas fábricas.

Conforme a figura 20, a fábrica 9 apresenta a menor causticidade real (78,0%) em razão de possuir elevada concentração de NaOH no licor verde (23,8% sobre Na₂O total) deslocando assim o equilíbrio da reação de caustificação contrariamente.

A fábrica 5 (causticidade real: 84,3%), apesar de possuir menor concentração de NaOH que a fábrica 1 (causticidade real: 89,5%),

A utilização da cal em excesso somente aumenta a velocidade de reação sem haver nenhum efeito sobre a conversão do carbonato, além de prejudicar as propriedades de sedimentação e filtração posteriores, da lama de carbonato.

Segundo Campbell (1985)¹¹, a dosagem para se obter uma ótima eficiência de caustificação operacional, ou seja, um ponto de compromisso econômico entre a conversão de carbonato de sódio e a velocidade de sedimentação da lama de carbonato de cálcio, depende fortemente do tipo de cal que se introduz no apagador. Quando se utiliza somente cal de reposição, o valor recomendado é 95% do estequiométrico e quando se usa somente cal requeimada o valor recomendado é 105%. Assim, este valor ótimo depende de quanto a cal de reposição participa da cal total adicional e da qualidade (teor de CaO útil) da cal requeimada.

Referências bibliográficas

01. BONOMI, A. coord. *Conservação de energia na indústria de celulose e papel: manual de conservação*. São Paulo, IPT/FINEP, 1986. 2v.
02. ISACSON, C. I. Mills can save energy by fine tuning the causticizing cycle. *Pulp & Paper*, 57:120-4, Oct. 1983.
03. MEHRA, N. K.; CORNELL, C. F.; HOUGH, G. W. Cooking liquor preparation. In: *CHEMICAL recovery in the alkaline pulping processes*. Atlanta, Tappi, 1985. cap. 5.
04. SWANSON, H. X. Dregs washing improvements reduce soda losses and freshwater usage. *Pulp & Paper*, 53:101-3, Mar. 1979.

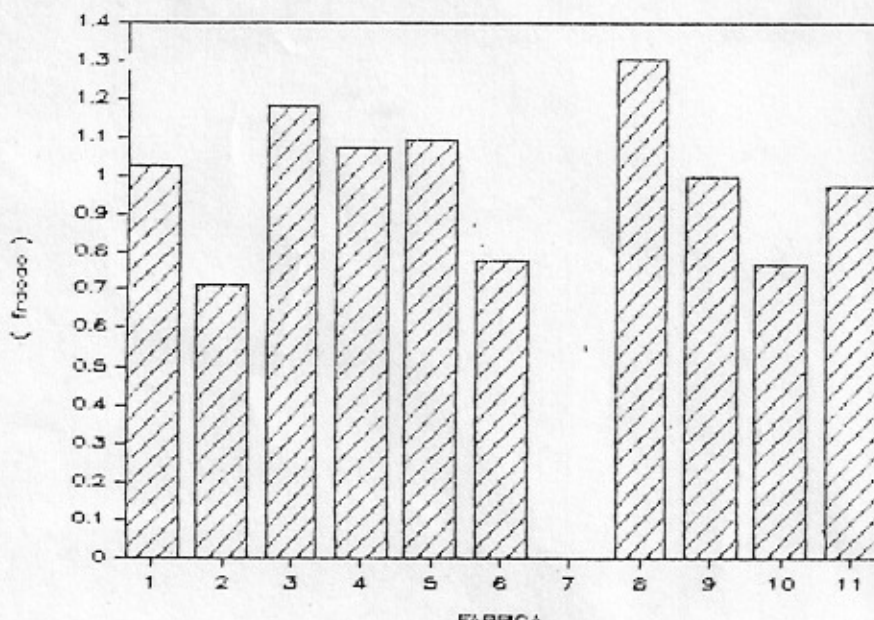


Fig. 21

RELAÇÃO CAL ÚTIL ADICIONADA/ESTEQUEOM

05. KOJO, M. & POYRY, J. Causticizing in North America and Scandinavia. In: *AI-CHE SYMPOSIUM SERIES*, 80:(232), 51-5, 1984.
06. LIMA, A. F.; PARK, S. W.; YOJO, L. M. Variáveis operacionais que afetam o consumo de combustíveis no forno de cal. Parte 1. In: *CONGRESSO LATINO-AMERICANO DE CELULOSE E PAPEL*, 3., São Paulo 1983. *Anais* São Paulo, ABCP, 1983. v.3, p. 877-83.
07. ———. Parte 2. *O Papel*, 46:49-54, jan. 1985.
08. ANGEVINE, P. A. How to troubleshoot problems that arise in mill causticizing system. *Pulp & Paper*, 53:129-9, Dez. 1979.
09. MacDONALD, R. G. ed. *The pulping of wood*. New York, McGraw-Hill Book, 1969. v.1.
10. KOJO, M. The role of white liquor concentration in pulp mill energy consumption. *Paperi ja Puu*, 60:(4a), 185,6, 1985.
11. CAMPBELL, A. J. The effects of lime quality and dosage on causticizing and lime mud settling properties. *Pulp Pap. Can.*, 86(11):67-71, 1985.

Agradecimentos:

Os autores agradecem o apoio financeiro da Secretaria de Tecnologia Industrial do Ministério da Indústria e Comércio e às firmas de celulose que colaboraram na cessão de informações e de aspectos técnicos relativos à área de caustificação.

A parte II deste artigo "VARIÁVEIS OPERACIONAIS QUE AFETAM A CAUSTIFICAÇÃO" será publicada proximamente.

