

BALANÇOS DE CALOR E MASSA NA AVALIAÇÃO
DO DESEMPENHO OPERACIONAL DA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO

Medeiros, A.S. - CREA 52.135-D
Foelkel, C.E.B. - CREA 3.304-D
Riocell S.A.

1. Introdução

Nos dias atuais, torna-se prioritária a tarefa de "otimizar" procedimentos, etapas, equipamentos e demais atividades ligadas a qualquer ramo produtivo. Em função dos elevados gastos dispendidos na obtenção de um produto que satisfaça o binômio qualidade/economia com conseqüente colocação no mercado, as unidades geradoras modernas devem buscar, numa escala crescente, subsídios que lhes permitam atingir os objetivos previstos, na melhor performance operacional possível.

Especificamente, o setor celulósico-papeleiro participa de uma fatia significativa no volume global de exportações brasileiras, caracterizando assim, a aceitação obtida por nossos produtos no mercado externo. Com o intuito de contribuir efetivamente na elevação progressiva desta fatia, a Riocell S.A. através de seus departamentos ligados à pesquisa e ao desenvolvimento tecnológico, investe na análise e otimização de processos objetivando seqüencialmente aprimorar o controle sistemático realizado sobre as diferentes etapas que caracterizam a produção de derivados celulósicos.

Neste contexto, realizou-se um estudo de melhoria nas condições de avaliação do desempenho operacional relativo ao sistema que integra a caldeira de recuperação, por este constituir-se numa das principais etapas do ciclo de regeneração química dos reagentes utilizados no processo. Além disto, a caldeira de recuperação é capaz de gerar consideráveis quantidades de energia, sob forma de vapor, contribuindo substancialmente para o abastecimento energético às demais fases do sistema integrado.

O presente trabalho consta da apresentação de um modelo otimizado para a determinação de balanços de calor e massa, relativo à unidade instalada na Riocell S.A., visando implantar um sistema diário de controle por microcomputador. Este levantamento técnico representa o primeiro estágio da otimização, ora em execução no referido sistema, tendo em vista maximizar fatores como eficiência térmica e recuperação química, e minimizar índices de perdas e emissões de contaminantes ao ar.

2. Descrição sumária do equipamento

Sendo a combustão do licor preto concentrado, representada pela queima da fração orgânica e fusão dos compostos inorgânicos, a passagem mais importante do ciclo de recuperação em fábricas de celulose e papel, deve-se buscar sempre atingir a melhor queima possível tendo em vista a consolidação da viabilidade operacional do sistema.

Trabalho apresentado no XIX Congresso Anual da ABCP - Semana do Papel, realizado em São Paulo - Brasil - de 24 a 28 de novembro de 1986.

A caldeira de recuperação representa, portanto, parte fundamental do processo. A função dessas unidades é a combustão das substâncias orgânicas extraídas da madeira pelo álcali, a utilização do calor residual gerado para a produção de vapor e, principalmente, a regeneração do álcali incorporado aos fundidos (smelt) e gases provenientes das reações de combustão na fornalha.

As unidades de recuperação modernas são grandes caldeiras aquotubulares, ou seja, geradores de vapor tipo "tubo de água" onde a água circula dentro dos tubos e os gases quentes oriundos da combustão fluem por fora, com todas as paredes e o fundo resfriados. O funcionamento baseia-se na diferença de densidades conseguida pelo gradiente de temperatura existente entre os conjuntos dos tubos geradores de vapor e os tubos economizadores (não vaporizantes).

A caldeira de recuperação em estudo é uma unidade fornecida pela Götaverken e o modelo é típico das caldeiras B & W, possuindo dois bicos queimadores pulverizando o licor preto com cerca de 60% sólidos nas paredes laterais da fornalha. A caldeira está em operação há aproximadamente 14 anos, sendo que na atualidade sua faixa usual de queima oscila entre 1100 e 1400 toneladas de sólidos secos por dia, produzindo cerca de 160 t/h de vapor superaquecido a 64 kgf/cm² de pressão e temperatura de 460°C. Tem sido indistintamente utilizada para queimar licor preto residual da fabricação de celuloses kraft e pré-hidrólise kraft (solúvel) obtidas a partir de madeira de eucalipto ou de eucalipto com pequena adição de madeira de acácia negra (cerca de 25%). O licor preto forte alimentado para a combustão possui poder calorífico superior médio da ordem de 3300 kcal/kg em base seca.

É uma caldeira de tiragem induzida, acoplada a dois evaporadores de contato direto tipo cascata e a dois precipitadores eletrostáticos, ambos em duas linhas paralelas.

O sistema de insuflamento de ar permite dividir o ar total em ar primário, ar primário alto, ar secundário, ar terciário e ar injetado junto ao óleo combustível. A caldeira possui 12 bicos de óleo combustível (oito de partida e quatro de carga), sendo a adição de óleo uma operação ocasional em algumas condições de trabalho, tendo em vista que em produções abaixo de um certo limite, o licor negro é insuficiente para mantê-la em queima continuada. Este sistema trabalha em paralelo com a caldeira de força à carvão, implantada no início de 1983, visando suprir o abastecimento energético integrado da fábrica, bem como possibilitar as operações de branqueamento e posterior secagem da polpa. Portanto, em termos gerais, os queimadores auxiliares à óleo combustível são utilizados para pré-aquecimento, controle e "starp up" do sistema.

A caldeira possui ainda sistema de recuperação das cinzas retidas pelos precipitadores eletrostáticos.

A massa de compostos inorgânicos fundidos (smelt) formados através das reações internas na fornalha, fluem através de três canaletas para um tanque dissolvedor. Neste, dá-se início ao processo de regeneração química da soda utilizada no sistema de digestão da polpa.

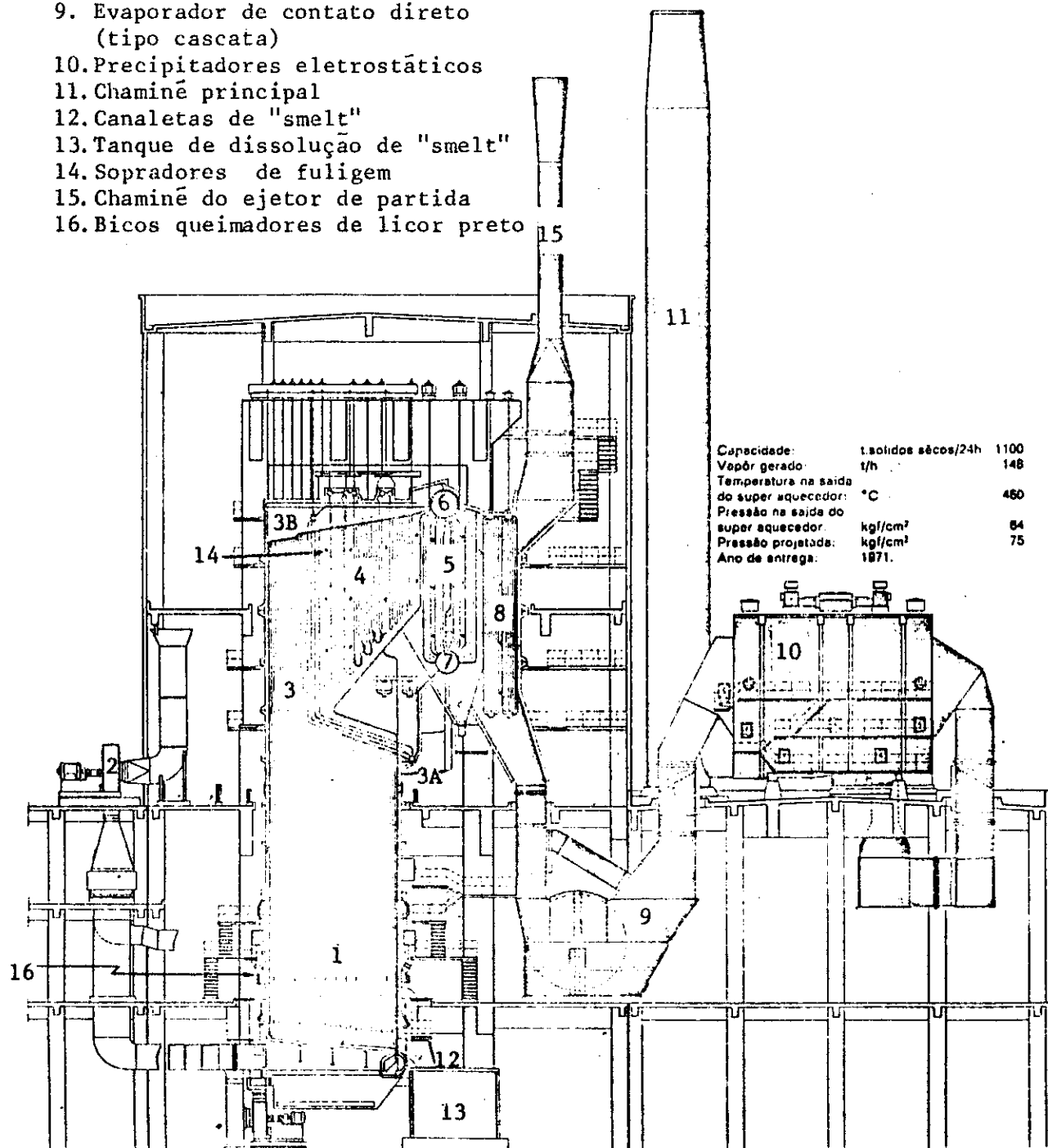
Em termos de abatimento e controle da poluição aérea, esta caldeira possui além de um sistema de precipitadores eletrostáticos de campos duplos, aparelhos tipo Barton, destinados à análise (titulação) do fluxo de gases mal-odorosos (compostos de enxofre reduzidos, TRS) expelidos pelo processo. Estes aparelhos encontram-se instalados em pontos de saída de gases do sistema, ou seja, nos economizadores, na chaminé principal e na chaminé do tanque de dissolução do smelt (imediatamente após o "scrubber"). Por meio deste contínuo monitoramento tem-se condições de ajustar

a carga do sistema em função de parâmetros que propiciem a minimização dos índices de emissões gasosas.

A caldeira de recuperação Riocell é composta genericamente pelos componentes principais, expressos através da Figura 1.

FIGURA 1

1. Fornalha
2. Ventiladores de alimentação para ar de combustão
3. Tubos de proteção (cortina), 3A-coletor inferior, 3B coletor superior
4. Superaquecedores
5. Bancada da caldeira (feixe tubular)
6. Balão de vapor
7. Balão de água
8. Economizadores
9. Evaporador de contato direto (tipo cascata)
10. Precipitadores eletrostáticos
11. Chaminé principal
12. Canaletas de "smelt"
13. Tanque de dissolução de "smelt"
14. Sopradores de fuligem
15. Chaminé do ejetor de partida
16. Bicos queimadores de licor preto



Capacidade:	t. sólidos secos/24h	1100
Vapór gerado:	t/h	148
Temperatura na saída do super aquecedor:	°C	460
Pressão na saída do super aquecedor:	kgf/cm ²	64
Pressão projetada:	kgf/cm ²	75
Ano de entrega:		1971.

3. Desenvolvimento

Tendo em vista as crescentes necessidades de maximização das condições econômico-operacionais dos diferentes equipamentos ligados a sistemas produtivos em geral, as exigências de controle e otimização de etapas do processo têm sido ainda mais acentuadas durante os últimos anos.

A otimização de um sistema qualquer consiste, genericamente, na aplicação sequencial de técnicas e/ou procedimentos diversos que possibilitem a obtenção de condições "ótimas" de operação e controle do referido sistema. Em suma, entende-se por "otimização" a busca da melhor forma de se chegar ao "ponto ótimo" de um determinado processo. Este conceito de ótimo conjuga uma medição quantitativa e uma análise matemática. A medição quantitativa é realizada em função de um número definido de variáveis selecionadas antes no contexto, que se inter-relacionam com as demais variáveis do processo. E, a análise matemática, consta da projeção, elaboração e análise dos resultados advindos do desenvolvimento de balanços de calor e massa sobre as equações que regem os fluxos principais do sistema.

O propósito deste estudo, que integra uma série, é o de aplicar o conceito de otimização, através da utilização de um modelo específico para o cálculo de balanços de calor e massa na caldeira de recuperação visando implantar um sistema contínuo de avaliação por microcomputador. Este modelo foi elaborado em função das condições de operação vigentes conjugadas à caracterização termodinâmica do equipamento, objetivando englobar os aspectos principais pertinentes ao sistema analisado. Para tanto, são utilizados os dados operacionais extraídos dos boletins diários do setor onde encontram-se registrados os valores necessários à análise e execução dos balanços. Através destas determinações procurar-se-á estabelecer, numa avaliação sequencial, quais as variáveis interferentes sobre fatores como eficiência e perdas térmicas, índice de emissões, distribuição do ar de combustão, eficiência de redução, carga do sistema, etc., a fim de obter parâmetros "ótimos", a níveis operacionais, para o atingimento corrente da estabilidade funcional necessária à viabilidade técnica do processo.

Como primeira etapa do estudo ora em execução, procedeu-se a elaboração de um relatório técnico descritivo do sistema que integra a caldeira de recuperação Riocell⁶, contendo a descrição pormenorizada do equipamento bem como apresentando passos sequencialmente utilizados para o cálculo dos referidos balanços de calor e massa. Posteriormente à elaboração do programa operacional, fez-se um controle contínuo sobre a operação do equipamento, a título de avaliação preliminar, através da execução de um total de 30 balanços relativos ao período compreendido entre os meses de março e abril de 1985, situação em que o sistema começou a operar com cargas elevadas (acima de 1200 t sólidos secos/dia). Desta avaliação inicial surtiu a geração de uma tabela contendo a relação total de variáveis atuais sobre os diversos fluxos que englobam o volume de controle pré-estabelecido. Estas variáveis, num total de 161, foram divididas em grupos onde indicou-se sua procedência, denominação, bem como os valores relativos ao dia e hora analisados. Entende-se como grupos, as sub-divisões de etapas ou condições similares do processo, tais como: licor preto forte nos cascatas e nos bicos; fluxos de gases de exaustão, ar de combustão, água de alimentação; os equipamentos principais e as entradas e saídas dos diferentes balanços. A relação completa englobando as 161 variáveis do sistema em análise, contendo ainda os valores de desvio padrão (DP), coeficiente de variação (CV), média e amplitudes totais inerentes aos valores máximos e mínimos obtidos com a avaliação preliminarmente executada, a título de ilustração, encontra-se expresso pelos Quadros I, II e III representados a seguir.

QUADRO I

VAR	MEDIA	D P	C V	MAX	MIN	AMP TOT DC	L E G E N D A
1	98,412	10,959	11,134	119,9210	71,9080	48,0130 30	FLUXO CASCATATA (t/h)
2	51,700	1,297	2,504	54,0000	48,7000	5,3000 30	SOLIDOS (t)
3	84,100	2,006	2,385	90,0000	80,0000	10,0000 30	TEMPERATURA (°C)
4	10,973	0,342	1,659	13,4000	11,8000	1,6000 30	PH LICOR OXIGADO
5	111,681	24,131	19,672	165,0000	80,0000	105,0000 30	VISCOSIDADE (cP)
6	84,831	8,512	10,034	100,0360	63,3990	36,6370 30	FLUXO BICOS (t/h)
7	61,744	2,197	3,559	64,2800	55,0000	9,2800 30	SOLIDOS (t/h)
8	51,321	5,038	9,724	60,6560	39,5150	21,1410 30	FLUXO SOLIDOS SECOS (t/h)
9	117,423	0,666	0,567	118,5000	116,0000	2,5000 30	TEMPERATURA (°C)
10	1,383	0,072	0,528	1,4100	1,2000	0,2100 30	PRESSAO (kgf/cm2)
11	11,897	0,198	1,651	12,4000	11,6000	0,8000 30	PH LICOR BICOS
12	0,079	0,000	0,2700	0,2700	0,0100	0,2600 30	TEOR Na2S LICOR BIC. (qNa2S/l)
13	1,194	0,135	11,260	1,6430	0,9830	0,6600 30	REL. FLUXOS BICOS FRENTE/ATRAS
14	10,9047	140,884	13,711	1256,6820	750,7850	505,8971 30	ENXOFRE NO LICOR PRETO (kg/h)
15	9,673	2,979	30,281	16,5000	2,8000	13,7000 30	UNIDADE (%)
16	33,623	1,555	4,624	35,4000	30,1000	5,3000 30	TEOR CARBONO (%)
17	3,800	0,595	15,668	5,7000	3,2000	2,5000 30	TEOR HIDROGENIO (%)
18	1,928	0,158	8,048	2,2000	1,6000	0,6000 30	TEOR ENXOFRE (%)
19	12,603	0,184	15,822	21,4000	9,8500	11,5500 30	TEOR OXIGENIO LIVRE (%)
20	93,130	1,513	2,060	99,2000	51,1500	8,0500 30	ORGANICOS (%)
21	45,833	1,513	3,231	48,8500	40,8000	8,0500 30	INORGANICOS (%)
22	322,667	86,809	2,636	3485,0000	3060,0000	425,0000 30	PODER CALOR. SUP. (Mcal/t)
23	310,867	79,061	2,549	3280,0000	2890,0000	390,0000 30	PODER CALOR. INF. (Mcal/t)
24	18,640	1,503	8,035	19,0000	14,2000	4,8000 30	LICOR BRANCO SULFIDIDADE (%)
25	42,720	1,704	2,049	52,9000	86,3000	9,6000 30	FUNDIDOS EFIC. REDUCCAO (%)
26	3,067	2,014	65,840	7,8000	0,4000	7,4000 30	AMPLITUDE EFIC. REDUCCAO (%)
27	5,030	0,674	11,091	7,8000	5,0000	2,8000 30	TEOR GAS CARBONICO (%)
28	12,967	0,765	2,062	14,0000	11,6000	2,4000 30	TEMPERATURA (°C)
29	18,710	4,167	2,634	172,0000	153,0000	19,0000 30	VAZAO GASES SECOS (1000 Nm3/h)
30	241,260	19,608	8,214	292,7390	200,4000	92,2390 30	FLUXO (t/h)
31	177,160	10,050	5,673	190,9500	151,5500	39,4000 30	TEMPERATURA (t/h)
32	155,867	6,272	4,029	166,0000	144,0000	22,0000 30	TEMPERATURA (t/h)
33	2,412	0,723	29,964	3,8000	1,7000	2,1000 30	FLUXO (t/h)
34	166,000	10,034	6,045	180,0000	140,0000	40,0000 30	PRESSAO BALAO (kgf/cm2)
35	64,450	0,670	1,583	66,0000	62,0000	4,0000 30	PRESSAO SAIDA (kgf/cm2)
36	61,000	0,670	1,361	63,0000	60,0000	3,0000 30	TEMPERATURA (°C)
37	449,600	1,499	0,334	452,0000	445,0000	7,0000 30	TEMPERATURA (°C)
38	11,543	0,532	4,567	12,2920	10,0400	2,2520 30	FLUXO AUXILIAR FLUXO ADULC. AR (%)
39	64,867	18,405	28,538	99,0000	30,0000	69,0000 30	AR DE ENTRADA UMIDADE RELATIVA (%)
40	0,013	0,004	29,188	0,0200	0,0060	0,0140 30	UMID. ABS. (t agua/t ar seco) (%)
41	39,752	6,528	15,918	57,6500	30,4200	27,2300 30	EXCESSO DE AR (1000 Nm3/h)
42	18,267	1,785	9,770	22,0000	12,0000	10,0000 30	FLUXO INFERIOR (1000 Nm3/h)
43	19,617	1,977	10,078	24,0000	15,0000	9,0000 30	FLUXO SUPERIOR (1000 Nm3/h)
44	37,583	3,590	9,503	46,0000	27,0000	19,0000 30	FLUXO TOTAL (mm H2O)
45	208,733	29,721	14,266	260,0000	120,0000	140,0000 30	PRESSAO (mm H2O)
46	91,700	6,659	7,240	100,0000	66,0000	34,0000 30	TEMPERATURA (°C)
47	21,000	12,140	21,470	120,0000	40,0000	80,0000 30	TEMPERATURA (°C)
48	148,373	6,456	4,352	155,0000	115,0000	40,0000 30	TEMPERATURA (°C)
49	11,867	3,277	2,904	118,0000	98,0000	20,0000 30	PRESSAO (mm H2O)
50	189,000	19,722	10,491	220,0000	140,0000	80,0000 30	TEMPERATURA (°C)
51	128,833	6,721	4,807	145,0000	105,0000	40,0000 30	TEMPERATURA (°C)
52	204,567	9,313	4,553	214,0000	164,0000	50,0000 30	AR PRIM. + SEC. (APS) (1000 Nm3/h)
53	30,440	90,460	12,576	1006,5400	601,5900	404,7500 30	AR PRIM ALTO/t SS (Nm3/1000)
54	171,864	179,007	10,108	2393,4500	1494,2800	939,1690 30	AR PRIM. TOT./t SS (Nm3/1000)

QUADRO II

VAR	MEDIA	D.P.	C.V.	MAX	MIN	AMP TOT OC	L E G E N D A	
55	2106,129	233,143	10,663	3100,6100	1905,0200	1195,5900	30	AR DE COMBUSTAO
56	3578,192	394,994	9,979	5494,0500	3434,2000	2059,8600	30	Nm3 AR SEC./t SOL.
57	44,837	2,052	4,561	49,0900	40,2400	9,6500	30	Nm3 APS / t SOLIDOS
58	55,013	3,224	3,730	59,7800	50,1100	9,6500	30	% APS REP. AR PRIM. TOTAL
59	41,250	1,480	3,730	47,8000	36,1700	11,6100	30	% APS REPRES. AR SECUND. (%)
60	12,000	0,928	6,112	1,4800	10,0000	0,3400	30	% AR PRIM. REP. AR PRIM. ALTO (%)
61	15,330	2,142	13,929	18,7400	10,3700	8,3700	30	TIRAGEM FOPNALHA (mm H2O)
62	62,335	2,990	15,867	85,0000	42,0000	40,0000	30	TEMP. DE LICOR (°C)
63	84,100	2,906	2,385	90,0000	80,0000	10,0000	30	VELOC. LICOR ALIM. PL.OXID. (CP)
64	87,345	10,022	11,475	101,0000	74,0000	27,0000	29	TEMP. ENTRADA LICOR (°C)
65	236,500	8,501	2,749	250,0000	225,0000	25,0000	30	TEMP. SAIDA LICOR (°C)
66	180,333	4,415	2,730	173,0000	153,0000	18,0000	30	TEMP. ENTRADA GASES (°C)
67	34,100	9,331	27,362	80,0000	25,0000	55,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
68	33,414	0,101	1,500	34,0000	33,0000	1,0000	29	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
69	33,367	0,490	1,469	34,0000	33,0000	1,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
70	58,000	5,359	9,435	70,0000	45,0000	25,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
71	1,000	0,011	0,854	1,3100	1,2600	0,0500	30	TEMP. SAIDA LICOR (°C)
72	1,493	0,158	1,764	1,7640	1,1160	0,6480	30	TEMP. SAIDA LICOR (°C)
73	300,000	14,900	4,000	370,0000	330,0000	40,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (°C)
74	418,200	7,313	1,744	435,0000	408,0000	27,0000	30	TEMP. SAIDA VAPOR PRIM. (°C)
75	367,135	7,705	2,128	380,0000	349,0000	31,0000	30	TEMP. SAIDA VAPOR SEC. (°C)
76	454,935	7,318	0,510	460,0000	450,0000	10,0000	30	TEMP. SAIDA VAPOR SEC. (°C)
77	37,367	9,309	16,698	52,0000	24,0000	28,0000	30	TEMP. SAIDA VAPOR SEC. (mm Hg)
78	220,200	4,766	2,165	229,0000	210,0000	19,0000	30	TEMP. SAIDA AGUA (°C)
79	238,500	6,501	2,749	250,0000	225,0000	25,0000	30	TEMP. SAIDA AGUA (°C)
80	22,140	3,439	14,853	36,0000	16,0000	20,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
81	6,593	0,709	11,802	7,8000	4,8000	3,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
82	1100,000	48,515	3,681	1290,0000	1090,0000	200,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
83	50,187	0,379	0,675	57,0000	54,0000	1,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
84	7,100	0,170	6,794	7,9000	2,0000	6,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
85	151,448	6,300	4,160	165,0000	139,0000	26,0000	29	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
86	31,552	5,533	17,536	41,0000	20,0000	21,0000	29	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
87	150,133	5,084	3,386	160,0000	135,0000	25,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
88	32,267	7,423	23,005	60,0000	20,0000	40,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
89	11,117	0,332	2,989	11,0000	10,3000	1,3000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
90	6,270	3,634	564,434	13,5000	0,0000	12,7000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
91	65,667	0,254	0,464	66,0000	64,0000	1,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
92	1,000	0,001	0,619	1,1600	1,1300	0,0300	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
93	20,067	6,503	42,765	33,0000	5,0000	28,0000	29	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
94	183,000	32,750	23,420	200,0000	120,0000	80,0000	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
95	12,350	21,764	175,665	108,4000	0,0800	108,3200	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
96	4,659	8,016	170,581	39,9000	0,0268	39,8732	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
97	342,843	28,141	6,207	414,9950	287,1130	127,8820	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
98	4,387	1,297	29,493	7,4510	2,1310	5,3200	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
99	22,393	3,567	15,927	33,8490	15,4920	18,3570	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
100	264,067	21,001	0,707	119,5000	221,0770	96,4790	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
101	3,000	0,091	13,714	2,5130	1,5020	1,0110	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
102	67,000	5,719	8,775	74,8930	51,0990	23,7940	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
103	1,1809	3,099	27,9980	12,7710	12,7710	15,2270	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
104	47,530	6,101	12,835	61,5190	33,5090	28,0100	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
105	23,267	2,192	9,424	26,8410	17,5420	9,2990	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
106	2,616	0,254	9,718	3,0330	1,9760	1,0570	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
107	15,435	1,061	6,871	17,5900	13,4400	4,1400	30	TEMP. SAIDA GASES (mm H2O)
108								

QUADRO III

VAR	MEDIA	D P	C V	MAX	MIN	AMP TOT DC	L E G E N D A	(%)
109	23,842	1,481	2,751	57,7100	50,5900	7,1200	PERCENTUAIS ENTRADAS AR SECO	(%)
110	0,198	0,092	28,603	1,1000	0,3300	0,7700	AR UMIDO	(%)
111	27,630	1,310	4,698	30,8400	25,1600	5,6800	AGUA DE ALIMENTACAO	(%)
112	2,151	0,127	5,904	2,4300	1,9400	0,4900	VAPOR PRE-AQUECIMENTO	(%)
113	26,054	1,766	4,957	28,8600	23,5300	5,3300	VAPOR PRODUZIDO	(%)
114	66,307	0,099	7,165	1,6300	1,2100	0,4200	VAPOR SUPRACOES	(%)
115	3,842	0,190	2,014	69,5000	63,3700	6,1300	GASES DE SAIDA	(%)
116	2,209	0,153	5,219	3,9300	3,1500	0,7800	FUNDIDOS	(%)
117	0,409	0,022	8,914	2,5200	1,8900	0,6300	FUGAS + CONDENSADO	(%)
118	0,747	0,006	5,366	0,4500	0,3600	0,0900	PERDAS	(%)
119	172,023	153,871	6,902	198041,9000	137709,8000	60332,1100	BALANCO ENERGIA (ENTRADA)	(Mcal/h)
120	4731,034	775,812	16,398	7470,8950	3365,9700	4104,7650	HE COMBUSTIVEL	(Mcal/h)
121	9,878	35,179	8,206	518,7441	358,8910	159,8531	HE LICOR	(Mcal/h)
122	28445,234	2037,491	7,705	30456,5300	21838,3600	8618,1700	HE AR SECO	(Mcal/h)
123	7521,378	343,497	4,567	7940,6300	6485,8400	1454,7920	HE VAPOR D'AGUA NO AR	(Mcal/h)
124	597,164	205,846	29,955	1082,6200	484,3300	598,2901	HE AGUA ALIMENTACAO	(Mcal/h)
125	1152,835	52,041	4,567	1216,9080	993,9600	222,9479	HE VAPOR PRE-AQUEC.AR	(Mcal/h)
126	12748,000	7706,438	6,045	13940,0000	10750,0000	30720,0000	HS CONDENSADO	(Mcal/h)
127	753,331	117,491	16,038	1066,5820	493,4980	573,0841	HS VAPOR PRODUZIDO	(Mcal/h)
128	9583,849	910,955	9,505	11163,3400	7594,7220	3568,6180	HS OXIGENIO GASES	(Mcal/h)
129	48,227	7,593	15,122	63,0260	33,4570	29,5690	HS NITROGENIO GASES	(Mcal/h)
130	2134,962	224,342	10,508	2557,2090	1563,1180	994,0909	HS CO2 GASES	(Mcal/h)
131	30901,962	4029,417	13,039	40258,0400	21671,9500	18586,0900	HS AGUA NO LICOR	(Mcal/h)
132	11511,353	2019,774	17,399	18208,5000	8300,6200	9902,8900	HS AGUA NA COMBUSTAO	(Mcal/h)
133	1887,478	38,055	0,317	5729,0000	5651,1880	74,8120	HS AGUA SUPRACOES	(Mcal/h)
134	261,736	84,417	29,963	479,4720	174,2530	345,2190	HS VAPOR D'AGUA NO AR	(Mcal/h)
135	6574,800	846,862	9,431	10360,4300	6771,2120	3589,4180	HS FUNDIDOS	(Mcal/h)
136	83,148	1,071	1,288	85,5600	80,0600	5,5000	LICOR FRETU FORTE	(%)
137	12,478	0,645	6,930	14,6200	10,3800	4,2400	AGUA DE ALIMENTACAO	(%)
138	0,208	0,015	7,474	0,2400	0,1600	0,0800	AR DE COMBUSTAO	(%)
139	4,167	0,316	7,589	5,0900	3,7900	1,3000	VAPOR PRE-AQUECIMENTO	(%)
140	64,013	2,006	3,134	67,7200	60,3900	7,3300	VAPOR PRODUZIDO	(%)
141	30,562	1,830	5,987	34,0800	27,3900	6,6900	GASES	(%)
142	4,501	0,236	5,245	4,9900	3,9200	1,0100	FUNDIDOS	(%)
143	0,925	0,105	11,384	1,1300	0,7600	0,3700	FUGAS + CONDENSADO	(%)
144	6,091	3,120	51,218	12,2900	0,2400	12,0500	EM FALCADA CALOR ENTRADA	(%)
145	13219,962	7196,064	54,439	25023,4700	492,2350	24531,2400	TOTAIS (HE - HS)	(Mcal/h)
146	60,143	3,308	5,647	66,6900	54,3000	12,3900	EFICIENCIA TERMICA	(%)
147	3,191	0,299	7,807	3,7460	2,8040	0,9920	± VAPOR PROD./t SOLIDOS SECOS	(%)
148	0,558	0,088	8,984	1,0890	0,7390	0,3500	kg VAPOR PROD./Mcal ALIM.	(%)
149	0,837	0,035	0,578	0,9450	0,9240	0,0210	± VAPOR PROD./t AGUA ALIM.	(%)
150	5,688	0,383	6,512	6,5300	5,1300	1,4000	GASES SECOS	(%)
151	0,133	0,040	29,950	0,2300	0,0610	0,1690	VAPOR D'AGUA NO AR	(%)
152	14,506	1,114	7,680	17,6700	12,5500	5,1200	AGUA NA COMBUSTAO	(%)
153	5,483	0,842	15,414	6,0500	4,4900	3,5600	FUNDIDOS	(%)
154	4,223	0,159	4,013	4,6100	3,7900	0,8200	CONDENSADO	(%)
155	0,774	0,093	28,612	0,5200	0,4900	0,2300	SOPRACOES	(%)
156	0,034	0,042	7,669	0,6700	0,4900	0,1800	RADIACAO	(%)
157	2,894	0,225	8,352	3,2800	2,3500	0,9300	CARBONAO NAO QUEIM. REJEITO	(%)
158	0,009	0,009	2,917	0,0200	0,2600	0,0300		(%)
159	0,001	0,001	3,940	0,0230	0,0190	0,0040		(%)

3.1. Equações principais do programa operacional para o cálculo de balanços de calor e massa na caldeira de recuperação Riocell

Utilizando-se linguagem de programação BASIC, elaborou-se o programa operacional adaptado aos microcomputadores compatíveis à linha IBM-PC, que executa e imprime os resultados inerentes aos balanços de calor e massa do sistema, num tempo total de 10 minutos, desde a informação dos dados de entrada, via telefônica, pela operação, passando pela digitação dos mesmos até a impressão da listagem final contendo os valores requeridos. Atualmente, procede-se ao acompanhamento e execução diária de três balanços no setor, distribuídos arbitrariamente um em cada turno. Com isso consegue-se manter um controle e avaliação sistemática das condições termodinâmicas e operacionais vigentes no equipamento.

Conforme mencionou-se anteriormente, no desenvolvimento normal da otimização empreendida ao sistema através da aplicação de balanços de calor e massa, tem-se um total de 161 variáveis integrantes onde 97 destas representam fatores de entrada (extraídos dos boletins de área) e as restantes constituem-se nas incógnitas a serem calculadas no processo.

Visando minimizar etapas e tempo de processamento, reduziu-se para 18 o número de variáveis necessárias à inicialização do programa. Esta relação encontra-se representada através do Quadro IV, expresso a seguir.

QUADRO IV - Boletim para entrada de dados no sistema CR, contendo as 18 variáveis necessárias à execução dos balanços de calor e massa

R I O C E L L		ENTRADA DE DADOS DA CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO	DATA:	HORA:
		ITENS	UNIDADE	VALOR
BALANÇO DE MASSA	2.	SÓLIDOS CASCATA	t/h	
	6.	FLUXO LICOR BICOS	t/h	
	7.	SÓLIDOS BICOS	z	
	27.	O ₂ GASES	z	
	28.	CO ₂ GASES	z	
	33.	FLUXO PURGAS	t/h	
	34.	FLUXO VAPOR PRODUZIDO	t/h	
	38.	VAPOR PRÉ-AQUECIMENTO AR	t/h	
	40.	UMIDADE ABSOLUTA	t água/t ar seco	
	44.	FLUXO AR PRIMÁRIO ALTO	1000Nm ³ /h	
	46.	FLUXO AR PRIMÁRIO TOTAL	1000Nm ³ /h	
	49.	FLUXO AR SECUNDÁRIO	1000Nm ³ /h	
	73.	VAZÃO CINZAS TANQUE MISTURA	t/h	
	96.	EMISSÕES TRS CHAMINÉ	ppm	
162.	EMISSÕES TRS NO ECONOMIZADOR	ppm		
BALANÇO DE ENERGIA	3.	TEMPERATURA LICOR CASCATA	°C	
	29.	TEMPERATURA GASES SAÍDA	°C	
	32.	TEMPERATURA ÁGUA ALIMENTAÇÃO	°C	

Para a formulação do programa operacional promoveu-se a caracterização de cada variável atuante a fim de facilitar a definição das equações resultantes do processo. A notação adotada para caracterizar as 161 variáveis participantes é aquela que utiliza fatores "alfanuméricos", tipo A1, R7, Z3 ..., sendo a mesma descrita através do Quadro V, a seguir.

QUADRO V - Descrição das 161 variáveis integrantes do sistema CR com suas respectivas caracterizações

VARIÁVEL	CARÁTER * ALFANUMÉRICO	UNIDADE
1. Fluxo de licor na entrada cascata	F1	t/h
2. Teor de sólidos na entrada cascata	S1	%
3. Temperatura do licor entrada cascata	T1	°C
4. pH do licor oxidado	-	-
5. Viscosidade do licor na entrada cascata	-	cP
6. Fluxo de licor nos bicos	B1	t/h
7. Teor de sólidos do licor nos bicos	B2	%
8. Fluxo de sólidos secos nos bicos	M1	t/h
9. Temperatura do licor nos bicos	-	°C
10. Pressão do vapor nos bicos	-	kgf/cm ²
11. pH do licor preto nos bicos	-	-
12. Teor de Na ₂ S do licor nos bicos	-	gNa ₂ S/l
13. Relação fluxos bicos frente/atrás	-	-
14. Teor de enxofre no licor dos bicos	-	kg/h
15. Umidade da amostra de licor forte	-	%
16. Teor de carbono no licor forte	C	%
17. Teor de hidrogênio no licor forte	H	%
18. Teor de enxofre no licor forte	E	%
19. Teor de oxigênio livre no licor	O	%
20. Quantidade de matéria orgânica licor	-	%
21. Quantidade de matéria inorgânica licor	I	%
22. Poder calorífico superior	P1	Mcal/t
23. Poder calorífico inferior	-	Mcal/t
24. Sulfididade do licor branco	-	%
25. Eficiência de redução do smelt	-	%
26. Amplitude da eficiência redução smelt	-	%
27. Teor de O ₂ nos gases combustão	O1	%
28. Teor de CO ₂ nos gases combustão	C2	%
29. Temperatura dos gases combustão	T5	°C
30. Vazão de gases secos	G1	1000 Nm ³ /h
31. Fluxo da água de alimentação	A	t/h
32. Temperatura da água de alimentação	T2	°C
33. Fluxo de purgas	P2	t/h
34. Fluxo de vapor geral (64 ATA)	V1	t/h
35. Pressão de vapor no balão	-	kgf/cm ²
36. Pressão de vapor de saída	-	kgf/cm ²
37. Temperatura do vapor geral	-	°C
38. Vapor de pré-aquecimento do ar	V2	t/h
39. Umidade relativa do ar	-	%
40. Umidade absoluta do ar	U1	t água/t ar seco
41. Excesso de ar	E1	%
42. Fluxo inf. ar primário alto	-	1000 Nm ³ /h
43. Fluxo sup. ar primário alto	-	1000 Nm ³ /h
44. Fluxo ar primário alto total	Y2	1000 Nm ³ /h

45. Pressão ar primário alto	-	mm H ₂ O
46. Fluxo ar primário total	Y1	1000 Nm ³ /h
47. Pressão ar primário total	-	mm H ₂ O
48. Temperatura ar primário total	-	°C
49. Fluxo ar secundário	Y3	1000 Nm ³ /h
50. Pressão ar secundário	-	mm H ₂ O
51. Temperatura ar secundário	-	°C
52. Ar primário + secund. (APS)	Y4	1000 Nm ³ /h
53. Relação Nm ³ ar prim. alto/t sol. secos	A2	Nm ³ /t ss
54. Relação Nm ³ ar prim. total/t sol. secos	A1	Nm ³ /t ss
55. Relação Nm ³ ar secundário/t sol. secos	A3	Nm ³ /t ss
56. Relação Nm ³ APS/t sol. secos	A4	Nm ³ /t ss
57. % APS representativo ar prim. total	-	%
58. % APS representativo ar secundário	-	%
59. % Ar prim. represent. ar primário alto	-	%
60. Relação ar secund./ar primário total	R1	-
61. Tiragem da fornalha	-	mm H ₂ O
62. Teor de Na ₂ S do licor na oxidação	-	gNa ₂ S/l
63. Viscosidade licor alim. oxidação	-	cP
64. Temperatura licor entrada cascata	T1	°C
65. Temperatura licor saída cascata	-	°C
66. Temperatura entrada gases cascata	-	°C
67. Temperatura saída gases cascatas	-	°C
68. Pressão dos gases nos cascatas	-	mm H ₂ O
69. °Be entrada licor nos cascatas	-	-
70. °Be saída licor nos cascatas	-	-
71. Nível de licor no tanque de mistura	-	%
72. Densidade do licor no tanque mistura	-	kg/l
73. Vazão de cinzas no tanque mistura	Z5	t/h
74. Temperatura de saída gases superaquec.	-	°C
75. Temperatura saída vapor prim. superaquec.	-	°C
76. Temperatura entrada vapor secund. superaquec.	-	°C
77. Temperatura saída vapor secund. superaquec.	-	°C
78. Pressão na bancada	-	mm Hg
79. Temperatura saída água economizadores	-	°C
80. Temperatura saída gases economizadores	-	°C
81. Pressão nos economizadores	-	mm H ₂ O
82. Teor de O ₂ nos economizadores	-	%
83. Rotação do ventilador tiragem induzida	-	rpm
84. Pressão vapor 64 ATA vent. tiragem induz.	-	kgf/cm ²
85. Pressão descarga vent. tiragem induz.	-	kgf/cm ²
86. Tem. saída prec. eletrostático esquerdo	-	°C
87. Pressão prec. eletrostático esquerdo	-	mm H ₂ O
88. Temp. saída precip. eletrostático direito	-	°C
89. Pressão prec. eletrostático direito	-	mm H ₂ O
90. pH cinzas precipitador	-	-
91. Teor Na ₂ CO ₃ cinzas precipitador	-	%
92. Nível do tanque de dissolução smelt	-	%
93. Densidade do licor no tanque	-	kg/l
94. Tiragem do ventilador no tanque dissol.	-	mm H ₂ O
95. Enxofre adicionado tanque dissolução	-	kg/h
96. Emissões de TRS expressa como H ₂ S	E2	ppm
97. Emissões de TRS expressa como H ₂ S	K1	kg/h
98. Fluxo de ar seco	A5	t/h
99. Fluxo de vapor d'água no ar	A6	t/h
100. Fluxo O ₂ nos gases saída	O2	t/h
101. Fluxo N ₂ nos gases saída	N1	t/h

102.	Fluxo SO ₂ nos gases saída	S3	t/h
103.	Fluxo CO ₂ nos gases saída	C3	t/h
104.	Fluxo de água na combustão	W1	t/h
105.	Fluxo de água no licor	W2	t/h
106.	Fluxo de fundidos	F2	t/h
107.	Fluxo de sólidos perdidos	S4	t/h
108.	Teor de licor preto forte na entrada sistema	-	%
109.	Teor de ar seco na entrada sistema	-	%
110.	Teor de ar úmido na entrada	-	%
111.	Teor de água de alimentação entrada	-	%
112.	Teor de vapor pré-aquec.	-	%
113.	Teor de vapor produzido na saída	-	%
114.	Teor de vapor para sopradores	-	%
115.	Teor de gases de saída no sistema	-	%
116.	Teor de fundidos no sistema	-	%
117.	Teor de purgas + condensado	-	%
118.	Teor de perdas relativas às saídas	-	%
119.	Calor específico do licor forte	C4	Mcal/t ^{OC}
120.	Entalpia de entrada do combustível	Q1	Mcal/h
121.	Entalpia de entrada do licor	L1	Mcal/h
122.	Entalpia de entrada do ar seco	A7	Mcal/h
123.	Entalpia de entrada vapor d'água ar	U2	Mcal/h
124.	Entalpia de entrada água alimentação	A8	Mcal/h
125.	Entalpia entrada vapor pré-aquec. ar	V4	Mcal/h
126.	Entalpia de saída das purgas	P3	Mcal/h
127.	Entalpia de saída do condensado	C5	Mcal/h
128.	Entalpia de saída do vapor produzido	V6	Mcal/h
129.	Entalpia de saída O ₂ nos gases	O3	Mcal/h
130.	Entalpia de saída N ₂ nos gases	N2	Mcal/h
131.	Entalpia de saída SO ₂ nos gases	S5	Mcal/h
132.	Entalpia de saída CO ₂ nos gases	C6	Mcal/h
133.	Entalpia de saída H ₂ O no licor	W4	Mcal/h
134.	Entalpia de saída H ₂ O na combustão	W5	Mcal/h
135.	Entalpia de saída H ₂ O nos sopradores	W6	Mcal/h
136.	Entalpia de saída vapor d'água ar	W7	Mcal/h
137.	Entalpia de saída dos fundidos	F3	Mcal/h
138.	Teor de licor preto na entrada	-	%
139.	Teor de água de alimentação	-	%
140.	Teor de ar de combustão na entrada	-	%
141.	Teor de vapor pré-aquecimento	-	%
142.	Teor de vapor produzido na saída	-	%
143.	Teor de gases de saída	-	%
144.	Teor de fundidos	-	%
145.	Teor de purgas + condensado	-	%
146.	Perdas em relação ao calor entrada	P4	%
147.	Perdas totais (HE - HS)	-	Mcal/h
148.	Eficiência térmica	E8	%
149.	Ton vapor produzido/ton sólidos secos	R2	-
150.	kg vapor produzido/Mcal alimentada	-	-
151.	Ton vapor produzido/ton água alimentada	R3	-
152.	Teor de perdas nos gases secos	-	%
153.	Teor de perdas c/vapor d'água no ar	-	%
154.	Teor de perdas c/água no licor	-	%
155.	Teor de perdas c/água na combustão	-	%
156.	Teor de perdas nos fundidos	-	%
157.	Teor de perdas nas purgas	-	%

158. Teor de perdas no condensado	-	%
159. Teor de perdas nos sopradores	-	%
160. Teor de perdas devido à radiação	-	%
161. Teor de perdas c/carbono não queimado no rejeito	-	%

* As variáveis que não apresentam caracterização indicam que a despeito de sua importância na análise global do sistema, não se fazem necessárias para o cálculo dos balanços de massa e energia do processo.

Para a aplicação sequencial de técnicas de otimização no sistema que engloba a caldeira de recuperação Riocell foram gerados uma série de programas referenciados pela caracterização BCR 00x. Neste contexto tem-se ainda o programa principal que serve de suporte para as demais ramificações e que se chama BCRSYS. A denominação relativa aos programas a serem utilizados para a individualização deste estudo de otimização encontra-se representada através do programa BCR999, demonstrado a seguir.

```

10 '          *****
20 '          BCR999.bas
30 '          *****
40 '
50 CLS
60 KEY OFF
70 '
80 PRINT "BCR999.bas";TAB(25) "Biblioteca de programas Caldeira Recuperacao"
90 PRINT STRING$(80,205)
100 PRINT
110 '
120 PRINT "BCRSys - Programa principal"
130 PRINT
140 PRINT "BCR001 - Entrada de dados (compilado)"
150 PRINT "BCR002 - Listagem da matriz"
160 PRINT "BCR003 - Entrada legendas"
170 PRINT "BCR004 - Descricao teclado"
180 PRINT "BCR005 - Media, DP, CV"
190 PRINT "BCR006 - Correlacoes Lineares"
200 PRINT "BCR007 - Correlacoes Multiplas"
210 PRINT "BCR008 - Calculo Balancos"
220 PRINT "BCR009 - Superficies de Resposta"
230 PRINT "BCR999 - Biblioteca de Programas"
240 PRINT
250 END

```

Conforme indicado na listagem acima, o programa responsável pelo cálculo e impressão dos balanços no sistema é caracterizado por BCR008. Neste, encontram-se afixados e definidos todos os passos necessários à realização de uma avaliação do desempenho operacional da unidade via balanceamento térmico-material. As variáveis utilizadas obedecem às caracterizações descritas através do Quadro V.

O programa BCR008 foi elaborado no sentido de acoplar duas listagens distintas, possibilitando o acompanhamento sequencial dos diversos fatores incidentes sobre termos de eficiência térmica e perdas localizadas. Por conseguinte, desenvolveu-se um modelo específico para a unidade implantada na Riocell, tomando-se como base estudos efetuados pelo IPT³, cujas equações principais encontram-se representadas a seguir.

3.1.1. Balanço de massa

3.1.1.1. Entradas

a) Fluxo de licor na entrada dos cascatas (F1)

$$F1 = F5 / (S1 / 100)$$

b) Fluxo de sólidos secos nos bicos (M1)

$$M1 = B1 * B2 / 100$$

c) Excesso de ar (E1)

$$E1 = \left| (3,76 * O1 / 100) / (1 - S2 - (C2 / 100)) - (4,76 * O1 / 100) \right| * 100$$

d) Fluxo de ar seco (A5)

$$A5 = 4,35 * (1 + E1 / 100) * (M1(2,67 * C / 100) + (8 * H / 100) + (E / 100) - (O / 100))$$

e) Fluxo de vapor d'água no ar (A6)

$$A6 = U1 * A5$$

f) Fluxo de água de alimentação (A)

$$A = W3 + V1 + P2$$

g) Somatório das entradas no sistema (Z1)

$$Z1 = F1 + A5 + A6 + A + V3 + V2$$

3.1.1.2. Saídas

a) Fluxo de O₂ nos gases de exaustão (O2)

$$O2 = 0,23 * A5 * E1 / 100 / (1 + E1 / 100)$$

b) Fluxo de N₂ nos gases de exaustão (N1)

$$N1 = 0,77 * A5$$

c) Fluxo de SO₂ nos gases de exaustão (S3)

$$S3 = 2 * ((E / 100) * M1)$$

d) Fluxo de CO₂ nos gases de exaustão (C3)

$$C3 = 3,67 * (M1 * C / 100)$$

e) Vazão dos gases secos na chaminé (G1)

$$G1 = O2 + N1 + S3 + C3 * 0,732 * 0,932$$

f) Emissões de TRS como H₂S na chaminé (K1)

$$K1 = G1 * D1$$

g) Fluxo de água na combustão (W1)

$$W1 = 9 * (M1 * H / 100)$$

h) Fluxo de água no licor (W2)

$$W2 = F1 * (1 - S1 / 100)$$

i) Fluxo de fundidos (F2)

$$F2 = (M1 * I / 100) * 0,95$$

j) Somatório das saídas do sistema (Z2)

$$Z2 = (O2 + N1 + S3 + C3 + W1 + A6 + W2 + W3 + P2 + F2 + C1 + V1 + S4)$$

3.1.2. Balanço de calor

3.1.2.1. Calores de entrada

a) Entalpia do combustível (Q1)

$$Q1 = M1 * P1$$

b) Calor específico do licor preto forte (C4)

$$C4 = 0,98 - (S1 / 100) * 0,45$$

c) Entalpia do licor preto nos cascatas (L1)

$$L1 = F1 * C4 * (T1 - 20)$$

d) Entalpia de ar seco (A7)

$$A7 = A5 * 1,25$$

e) Entalpia do vapor d'água no ar (U2)

$$U2 = A6 * 2,25$$

f) Entalpia da água de alimentação (A8)

$$A8 = A * 1,10 * (T2 - 20)$$

g) Somatório das entalpias de entrada no sistema (Z3)

$$Z3 = Q1 + L1 + A7 + U2 + A8 + V4 + V5$$

3.1.2.2. Calores de saída

a) Entalpia das purgas (P3)

$$P3 = P2 * 284,90$$

b) Entalpia do condensado (C5)

$$C5 = C1 * 99$$

c) Entalpia do vapor produzido (V6)

$$V6 = V1 * 768$$

d) Entalpia do O₂ nos gases exaustão (O3)

$$O3 = O2 * 0,23 * (T5 - 20)$$

e) Entalpia do N₂ nos gases exaustão (N2)

$$N2 = N1 * 0,255 * (T5 - 20)$$

f) Entalpia do SO₂ nos gases exaustão (S5)

$$S5 = S3 * 0,165 * (T5 - 20)$$

g) Entalpia do CO₂ nos gases exaustão (C6)

$$C6 = C3 * 0,23 * (T5 - 20)$$

h) Entalpia da água no licor (W4)

$$W4 = W2 * (0,45 * (T5 - 20) + 586)$$

i) Entalpia da água na combustão (W5)

$$W5 = W1 * (0,45 * (T5 - 20) + 586)$$

j) Entalpia da água nos sopradores (W6)

$$W6 = W3 * (0,45 * (T5 - 20) + 586)$$

k) Entalpia do vapor d'água no ar (W7)

$$W7 = A6 * 0,45 * (T5 - 20)$$

l) Entalpia dos fundidos (F3)

$$F3 = F2 * 386$$

m) Somatório das entalpias de saída no sistema (Z4)

$$Z4 = (P3 + C5 + V6 + O3 + N2 + S5 + C6 + W4 + W5 + W6 + W7 + F3)$$

n) Perda térmica global (P4)

$$P4 = ((Z3 - Z4)/Z3) * 100$$

o) Eficiência térmica global (E8)

$$E8 = (V6/Z3) * 100$$

p) Relação ton vapor produzido/ton sólidos secos alimentados (R2)

$$R2 = V1/M1$$

Estas equações sintetizam os principais fatores a serem analisados objetivando-se avaliar as condições operacionais do equipamento através da aplicação de balanços de calor e massa sobre os diversos fluxos de entradas e saídas presentes no volume de controle pré-definido.

Com o intuito de apresentar o diagnóstico das condições vigentes no sistema que integra a caldeira de recuperação Riocell, através do resultado médio de 30 balanços de calor e massa realizados no período compreendido entre os meses de março e abril de 1985, reproduzir-se-á a listagem representativa da execução em microcomputador dos referidos balanços. Em suma, esta listagem objetiva sintetizar os principais aspectos a serem analisados ao se avaliar o desempenho operacional da caldeira, via balançamento térmico-material.

QUADRO VI

RIOCELL - BALANÇO DE MASSA
Data proc.: 01-08-1986

CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO
Data ref.: 15-04-1985

PAG.: 1
Horas: 15

Var	Legenda	Valor	Var	Legenda	Valor
DADOS DE ENTRADA					
1	FLUXO DE LICOR CASCATAS (t/h)	98.2527	1	FLUXO DE LICOR SISTEMA (t/h)	98.2527
2	SOLIDOS CASCATAS (Z)	51.8000	98	AR SECO (t/h)	345.1268
8	FLUXO SOLIDOS SECOS (t/h)	52.3949	99	VAPOR D'AGUA NO AR (t/h)	4.4866
6	FLUXO BICOS (t/h)	84.8500	31	FLUXO AGUA ALIM. (t/h)	185.4200
7	SOLIDOS BICOS (Z)	61.7500	38	VAPOR PRE-AQUEC.AR (t/h)	11.6500
16	TEOR CARBONO (Z)	33.6200	Fixo	VAPOR PRE-AQUEC. LICOR (t/h)	2.0000
17	TEOR HIDROGENIO (Z)	3.8000			
18	TEOR ENXOFRE (Z)	1.9600			
19	TEOR OXIGENIO LIVRE (Z)	13.7900			
21	INORGANICOS (Z)	46.8300			
40	UMID. ABS. (t agua/t ar seco)	0.0130			
38	VAPOR PRE-AQUEC.AR (t/h)	11.6500			
34	FLUXO VAPOR PROD. (t/h)	166.0000			
31	FLUXO AGUA ALIM. (t/h)	185.4200			
38	FLUXO CONDENSADO (t/h)	11.6500			
33	FLUXO PURGAS (t/h)	2.4200			
27	TEOR O2 GASES (Z)	6.1000			
28	TEOR CO2 GASES (Z)	12.9000			
Fixo	TEOR DE SO2 GASES (Z)	0.0040			
73	VAZAO CINZAS TO. MIST. (t/h)	1.5000			
41	EXCESSO DE AR (Z)	39.7752			
46	FLUXO AR PRIM. TOT. (1000 Nm3/h)	92.0000			
44	FLUXO AR PRIM. ALTO (1000 Nm3/h)	38.0000			
49	FLUXO AR SECUND. (1000 Nm3/h)	113.0000			
52	AR PRIM. + SEC. (APS) (1000 Nm3/h)	205.0000			
54	Nm3 AR PRIM. TOT/t SS. (Nm3/ton)	1755.8970			
53	Nm3 AR PRIM. ALTO/t SS. (Nm3/ton)	725.2618			
55	Nm3 AR SEC./t SOL. (Nm3/ton)	2156.6995			
56	Nm3 APS / t SOLIDOS (Nm3/ton)	3912.5965			
60	REL. AR SEC. / AR PRIM. TOTAL (ppm)	1.2283			
96	EMISSOES TRS COMO H2S (ppm)	12.3000			
142	EMISSOES TRS NO ECONDM. (ppm)	0.0500			
97	EMISSOES TRS COMO H2S (kg/h)	4.5209			
30	VAZAO GASES SECOS (1000 Nm3/h)	242.2153			
SOMATORIOS DE ENTRADAS					
100	OXIGENIO NOS GASES (t/h)		100	OXIGENIO NOS GASES (t/h)	22.5886
101	NITROGENIO NOS GASES (t/h)		101	NITROGENIO NOS GASES (t/h)	265.7477
102	SO2 NOS GASES (t/h)		102	SO2 NOS GASES (t/h)	2.0539
103	CO2 NOS GASES (t/h)		103	CO2 NOS GASES (t/h)	64.6476
104	H2O NA CORUSTAO (t/h)		104	H2O NA CORUSTAO (t/h)	17.9190
99	VAPOR D'AGUA NO AR (t/h)		99	VAPOR D'AGUA NO AR (t/h)	4.4866
105	H2O NO LICOR (t/h)		105	H2O NO LICOR (t/h)	47.3578
Fixo	AGUA NOS SOPRADORES (t/h)		Fixo	AGUA NOS SOPRADORES (t/h)	17.0000
33	FLUXO PURGAS (t/h)		33	FLUXO PURGAS (t/h)	2.4200
106	FUNDIDOS (t/h)		106	FUNDIDOS (t/h)	23.3097
38	FLUXO AQUEC. AR (t/h)		38	FLUXO AQUEC. AR (t/h)	11.6500
34	FLUXO VAPOR PROD. (t/h)		34	FLUXO VAPOR PROD. (t/h)	166.0000
107	SOLIDOS PERDIDOS (t/h)		107	SOLIDOS PERDIDOS (t/h)	2.6197
SOMATORIOS DE SAIDAS					
TOTAIS					
		(t/h)			(t/h)
SOMATORIO ENTRADAS		646.9361	SOMATORIO SAIDAS		647.9007
ERRO		0.1335	ERRO		

QUADRO VII

RIOCELL - BALANÇO DE CALOR
 Data proc.: 01-08-1986
 CALDEIRA DE RECUPERAÇÃO
 Data ref.: 15-04-1985
 Pág.: 2
 Hora: 15

Var	Legenda	Valor
DADOS DE ENTRADA		
3	TEMP. LICOR CASCATÁ (°C)	84.0000
22	PODER CALOR. SUF. (Mcal/t)	3292.6670
32	TEMP. AGUA ALIM. (°C)	145.0000
Fixo	TEMP. PURGAS (°C)	279.0000
Fixo	TEMP. CONDENSADO PRE-AR (°C)	110.0000
29	TEMP. GASES SAÍDA (°C)	162.0000
Fixo	TEMP. FUNDIDOS (°C)	900.0000
Fixo	TEMP. VAPOR PRE-AR (°C)	194.0000
Fixo	TEMP. AR ENTRADA (°C)	25.0000
119	CALDR ESPEC. LICOR (Mcal/oct)	0.7469
Fixo	ENTALPIA VAPOR SAT. (Mcal/h)	666.0000
Fixo	ENTALPIA VAPOR SUPER (Mcal/h)	789.0000
Fixo	ENTALPIA FUSAD FUNDIDO (Mcal/h)	34.0000
Fixo	ENTALPIA VAPOR. AGUA (Mcal/h)	586.0000

Var	Legenda	Valor
CALORES DE ENTRADA		
120	HE COMBUSTIVEL (Mcal/h)	172518.8724
121	HE LICOR (Mcal/h)	4696.6341
122	HE AR SECO (Mcal/h)	431.4085
123	HE VAPOR D'AGUA NO AR (Mcal/h)	10.0950
124	HE AGUA ALIMENTAÇÃO (Mcal/h)	25495.2500
125	HE VAPOR PRE-ABUEC. AR (Mcal/h)	7525.8998
Fixo	HE VAPOR PRE-LICOR (Mcal/h)	1292.0000
CALORES DE SAÍDA		
126	HS PURGAS (Mcal/h)	689.4580
127	HS CONDENSADO (Mcal/h)	1153.3500
128	HS VAPOR PRODUZIDO (Mcal/h)	127488.0000
129	HS OXIGENIO GASES (Mcal/h)	737.7434
130	HS NITROGENIO GASES (Mcal/h)	9622.7224
131	HS SO2 GASES (Mcal/h)	48.1224
132	HS CO2 GASES (Mcal/h)	2111.3914
133	HS AGUA NO LICOR (Mcal/h)	30777.8212
134	HS AGUA NA COMBUSTAO (Mcal/h)	11645.5885
135	HS AGUA SOPRADORES (Mcal/h)	11048.3000
136	HS VAPOR D'AGUA NO AR (Mcal/h)	286.6969
137	HS FUNDIDOS (Mcal/h)	8997.5421

TOTAIS		
	SOMATORIO ENTRADAS (Mcal/h)	211970.1597
	SOMATORIO SAIDAS (Mcal/h)	204606.7362
	PERDA TERMICA (%)	3.4738
148	EFICIENCIA TERMICA (%)	60.1443
149	t VAPOR PROD./t SOL. SECOS	3.1682
151	t VAPOR PROD./t AGUA ALIM.	0.8953

4. Considerações finais

A otimização de um processo através da aplicação computadorizada de balanços de calor e massa constitui-se numa ferramenta valiosa na avaliação sistemática do seu desempenho operacional. Além disso, possibilita que um número maior de usuários tenham acesso a informações correntes do processo, bem como identifica variáveis que devam ser controladas com maior rigor para garantia do bom funcionamento do sistema integrado e consequente minimização dos custos operacionais.

Por meio deste trabalho, que representa uma etapa da otimização ora em execução no sistema da caldeira de recuperação Riocell, procurou-se demonstrar a viabilidade e importância técnica de utilização destes procedimentos no que tange à busca de condições ótimas para as variáveis atuantes, auxiliando para manutenção da estabilidade e controle do processo.

Tomando-se como referência a planilha, expressa pelo Quadro VI, onde imprimem-se os resultados inerentes à execução de um balanceamento massico sobre os dados de operação do sistema, pode-se identificar, numa avaliação preliminar, a atuação de certos parâmetros tais como: fluxo de sólidos secos alimentados, teor de inorgânicos no licor, fluxo de vapor produzido, teor de O₂ e CO₂ nos gases de exaustão, excesso de ar, insuflamento do ar de combustão, vazão de gases secos expelidos, emissões geradas na chaminé, que na análise conjunta, irão prover subsídios ao detalhamento dos fluxos de entradas e saídas atuantes no volume de controle analisado. Esta distribuição serve de suporte principal à projeção da listagem expressa pelo Quadro VII, onde são apresentados os valores inerentes às características térmicas do processo. Neste particular, destacam-se os índices finais de eficiência e perdas térmicas definidos em relação à quantidade total de calor gerado no sistema.

Atualmente, tem-se mantido um rígido controle sobre o desempenho operacional do processo por meio da tiragem diária de balanços de massa e energia. Este procedimento tem auxiliado em muito na detecção de pontos disformes no sistema, fazendo com que fatores como carga de licor alimentado, excesso de ar, distribuição do ar de combustão, emissões aéreas, eficiência térmica e perdas localizadas sejam mantidos em níveis ótimos em relação às condições físico-operacionais do equipamento.

5. Referências bibliográficas

1. CLEMENT, J.L. et alii. B & W kraft recovery unit performance. TAPPI, Atlanta, 46(2):153A-60A, Feb. 1963.
2. GRACE, T.M. Chemical recovery from concentrated liquor. In: HOUGH, Gerald. Chemical recovery in the alkaline pulping process. Atlanta, TAPPI, 1985. Cap.4, p.87-190.
3. INSTITUTO DE PESQUISAS TECNOLÓGICAS DO ESTADO DE SÃO PAULO. IPT. Manual de recomendações para um programa de redução do consumo de energia na indústria de celulose e papel. São Paulo, 1978. V.2, p.IV26-IV53; V.3, p. VI95-VII18. (Publicação IPT, 1115).
4. JUTILA, E. Optimizing energy in chemical recovery, PMS/CR. TAPPI, Atlanta, 65(1):63-6, Jan. 1982.
5. LAVERY, H.P. et alii. Approach for measuring heat and material balances in recovery furnaces. TAPPI Journal, Atlanta, 67(8):70-2, Aug. 1984. .

6. MEDEIROS, A.S. & FRONZA, I.M. Caldeira de recuperação da Riocell. Balanços de calor e massa. Guaíba, RIOCELL, 1985. 95p. (Relatório Técnico, 6).
7. MEDEIROS, A.S. & ZORNITTA, S. Avaliação do desempenho operacional da caldeira de recuperação Riocell, via balanços de massa e energia (período de 11/03 a 13/04/85). Guaíba, RIOCELL, 1986. 30p. (Relatório Técnico, 41).
8. SHAFFER, M.R. & THOMPSON, L.L. Computers and recovery boilers. TAPPI, Atlanta, 56(7):62-4, July, 1973.
9. VALKAMO, P. & PANTSAR, O. Benefits of recovery boiler computer control seen at 13 mills in Finland. Pulp & Paper, San Francisco, 58(5):95-8, May, 1984.