

A Usina de Açúcar e sua Automação

Autor:

Paulo Roberto Ribeiro
SMAR Filial Araçatuba
Divisão Açúcar e Alcool
email: ribeiro.dnapi@smar.com.br

© Direitos Autorais Reservados
Este material não pode ser reproduzido parcial ou completo sem autorização
prévia.
Copyright © 2003 da Smar Equipamentos Industriais Ltda.

Capítulo 1

INTRODUÇÃO E ESTATÍSTICAS



Capítulo 1 – Introdução e Estatísticas

1.1 - A origem da cana-de-açúcar



ORIGEM:
Continente Asiático, trazida logo após o descobrimento do Brasil, pelos portugueses.

CARACTERÍSTICAS:
Planta semi-perene, monocotiledônea, pertencente à família das gramíneas, gênero *Sacharum officinarum*.

PERÍODO DE SAFRA:
150 a 180 dias nas condições brasileiras.
Em outros países como a Colômbia a cana-de-açúcar é produzida em todo o ano.

PRODUTIVIDADE:
No Brasil a produtividade é de 60 a 100 t/ha.
Os melhores rendimentos agrícolas estão na África do Sul, Austrália, Peru e Colômbia, com um rendimento de 110 a 160 t/ha, que resultará em 15 a 22 toneladas de açúcar/ha.

1.2 - Açúcar, fonte de energia

AÇÚCAR é um adoçante extraído industrialmente de um vegetal que normalmente contém um alto teor de carboidrato na forma de Sacarose.

O carboidrato é o principal constituinte de todos os seres vivos e são sua fonte de energia.

1.3 - Açúcar, a importância histórica

A produção de açúcar é valorizada desde a antiguidade. Financiou as navegações e a descoberta da América no século XVI.

Motivou conquistas e invasões no século XVII.

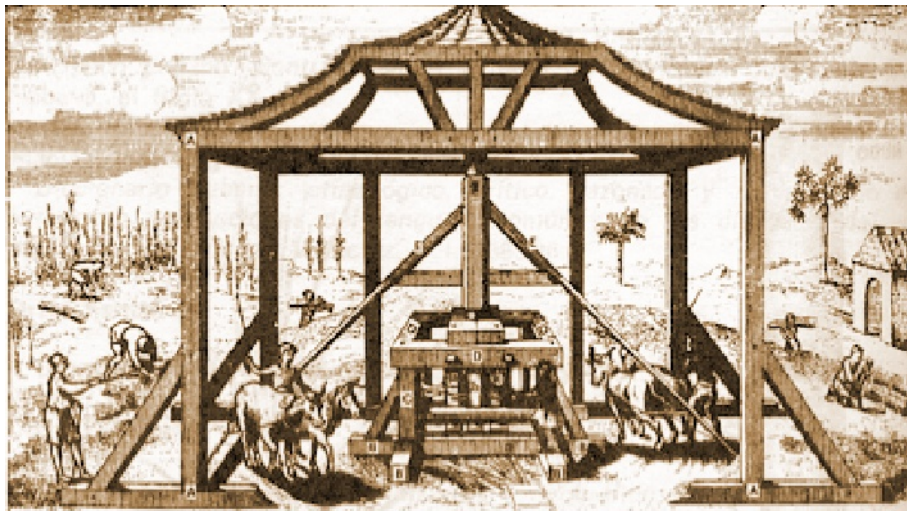
Promoveu o desenvolvimento econômico do Brasil e da América Hispânica.

OS ENGENHOS DE AÇÚCAR

O açúcar era produzido em engenhos usando mão-de-obra escrava e caracterizou a cultura vigente do século XVI ao XVIII.

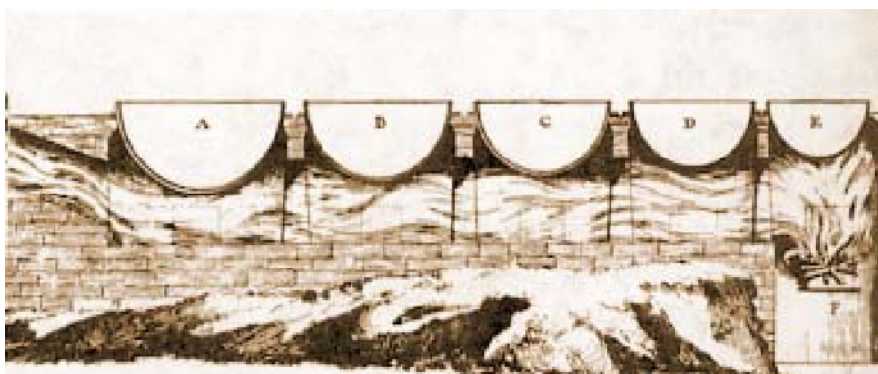
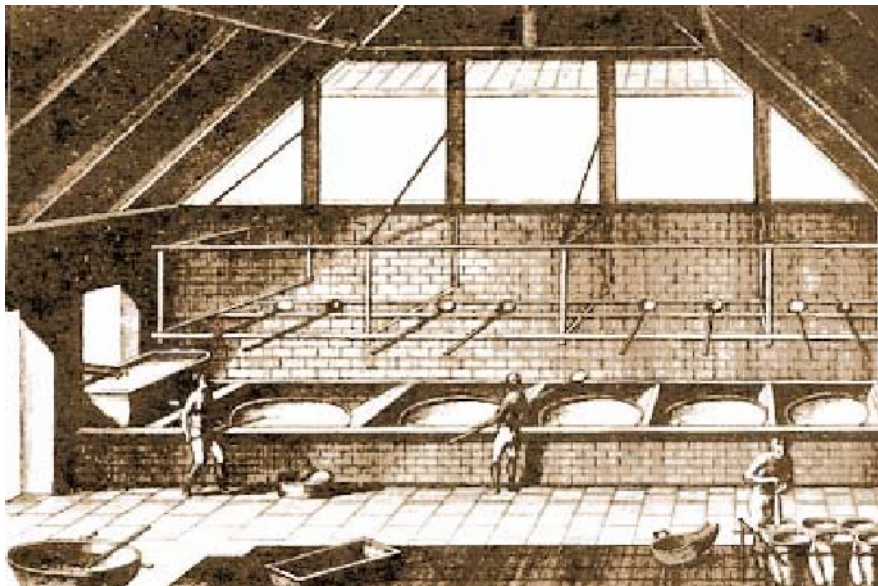
O PROCESSO PRODUTIVO NOS ENGENHOS

A moagem da cana-de-açúcar era feita em moendas construídas em madeira, com rolos verticais e acionados por animais ou rodas d'água.

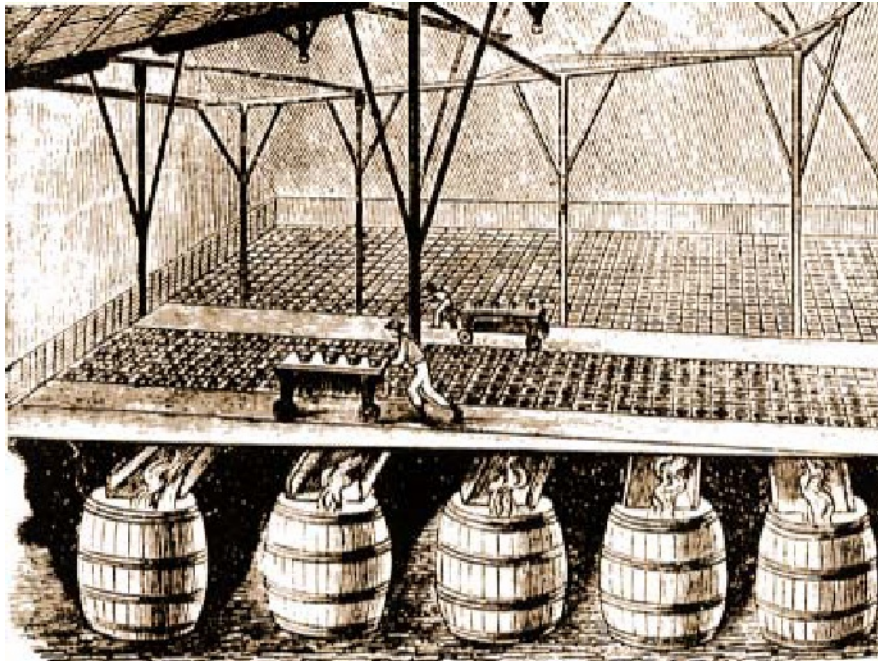


A clarificação, evaporação e a cristalização eram feitas em tanques aquecidos por fogo direto pela queima de lenha.

O controle da cristalização era feito pela colocação ou retirada de lenha, ou seja, pela regulagem do aquecimento.



O caldo evaporado contendo cristais de açúcar era colocado em formas e deixando resfriar dando origem à rapadura ou açúcar mascavo.



Samuel Hazard, Cuba, 1865

O açúcar branco era produzido em casas de purga, onde em formas especiais eliminava-se o mel por gravidade através de um período de repouso que podia chegar a 50 dias.



Henri Monceau, 1764

Em Cuba e demais países do Caribe, o açúcar branco era embalado em caixas e o açúcar mascavo em barris para o transporte até os centros de consumo.



Samuel Hazard, 1865



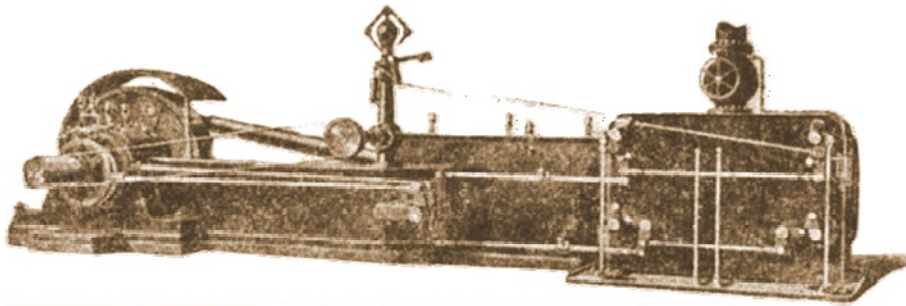
1.4 - Açúcar, a modernização do processo

No início do século XIX vários aprimoramentos foram incorporados ao processo de produção de açúcar. Dentre todos, os mais significativos foram:

- A Máquina à Vapor para acionamentos
- A Evaporação Múltiplos Efeitos
- O Cozedor à Vácuo
- A Centrifugação do açúcar

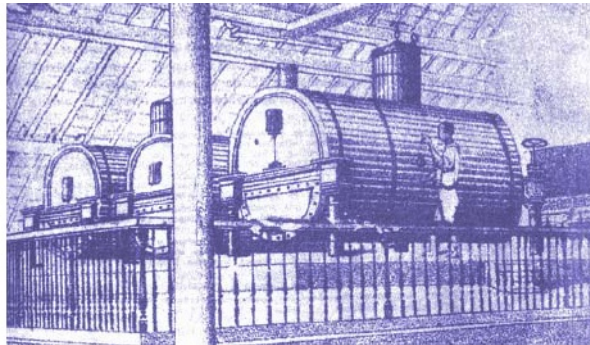
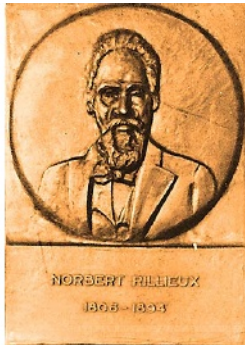
A MÁQUINA À VAPOR

A máquina à vapor substituiu o trabalho braçal ou animal na moagem da cana no início do século XIX, em plena Revolução Industrial. Os países que demoraram em adotar esse avanço tecnológico perderam mercado rapidamente.



A EVAPORAÇÃO MÚLTIPLOS EFEITOS

O químico norte-americano Norbert Rillieux, nascido na Louisiana, foi o responsável pela invenção da evaporação de múltiplos efeitos em 1834, que revolucionou a indústria açucareira mundial e também a indústria química.



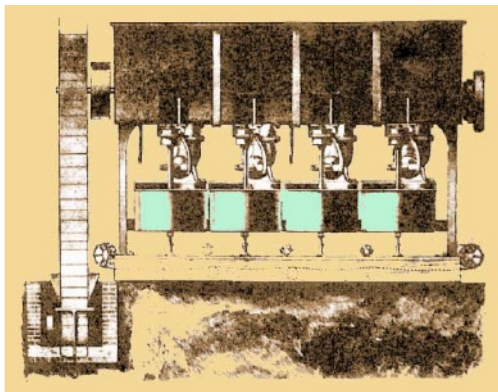
O COZEDOR À VÁCUO

O químico inglês Charles Edvar Howard (1774-1816) foi quem realizou em 1812 o primeiro projeto empregando Vácuo para produzir ebulição do caldo à temperaturas mais baixas. Desenvolveu também projetos para sulfitação, refino, filtragem e emprego de vapor em lugar de fogo direto nos engenhos.



A CENTRIFUGAÇÃO DO AÇÚCAR

As primeiras centrífugas de açúcar surgiram por volta de 1840 e eram acionadas por energia hidráulica (roda d'água). Com o uso das centrífugas de açúcar desapareceram as 'casas de purga' na produção de açúcar branco.



1.5 - Açúcar, a importância para o Brasil

Participação do Açúcar nas Exportações Brasileiras (%)

Mês	Exportação Total Ano 2001		(% do Açúcar nas Exportações do Brasil
	Bra sil U S\$ FOB	Açú car U S\$ F OB	
Janeiro	4.537.905.000	229.618.827	5,06
Fevereiro	4.083.023.000	74.282.170	1,82
Março	5.167.500.000	116.041.631	2,25
Abril	4.729.698.000	71.822.001	1,52
Maiο	5.367.054.000	78.503.793	1,46
Junho	5.041.980.000	163.264.621	3,24
Julho	4.964.485.000	239.760.286	4,83
Agosto	5.727.436.000	287.345.097	5,02
Setembro	4.754.965.000	292.192.709	6,15
Outubro	5.002.529.000	291.304.947	5,82
Novembro	4.500.260.000	281.727.815	6,26
Dezembro	4.345.808.000	151.867.191	3,49
Total	58.222.643.000	2.277.731.088	3,91

Mês	Exportação Total Ano 2002		(% do Açúcar nas Exportações do Brasil
	Brasil US\$ FOB	Açúcar US\$ FOB	
Janeiro	3.971.828.775	148.309.343	3,73
Fevereiro	3.658.349.034	127.931.406	3,50
Março	4.260.412.206	63.761.274	1,50
Abril	4.641.399.729	52.996.253	1,14
Maiο	4.441.379.547	90.329.025	2,03
Junho	4.078.559.856	186.919.084	4,58
Julho	6.223.334.278	229.823.044	3,69
Agosto	5.751.020.402	219.061.211	3,81
Setembro	6.491.806.837	329.861.646	5,08
Outubro	6.474.407.905	268.940.680	4,15
Novembro	5.126.951.442	183.602.649	3,58
Dezembro	5.242.335.956	192.100.759	3,66
Total	60.361.785.967	2.093.636.374	3,47

Fonte: SECEX/elaboração UNICA

Fonte: Informação UNICA - Ano 6 - Nº 51 - Janeiro/Fevereiro de 2003

Para onde vai o açúcar brasileiro:

2002 - Janeiro a Dezembro			
País de Destino	Toneladas	US\$ FOB	Pr. Médio*
Rússia	2.362.210	338.446.250	143,28
Egito	1.031.612	160.351.871	155,44
Romênia	888.708	124.964.058	140,61
Emirados Árabes	809.680	120.580.040	148,92
Canadá	608.460	87.328.939	143,52
Irã	601.296	90.200.503	150,01
Nigéria	571.892	103.465.650	180,92
Senegal	434.333	56.141.389	129,26
Níger	427.208	73.974.863	173,16
Marrocos	396.185	60.620.481	153,01
Arábia Saudita	388.379	57.809.569	148,85
Argélia	312.861	50.495.371	161,40
Iêmen	257.000	43.850.482	170,62
Síria	255.487	45.433.355	177,83
Angola	245.341	43.521.097	177,39
Malásia	207.199	29.662.501	143,16
Malta	206.802	29.337.150	141,86
Tunísia	196.068	37.714.509	192,35
Iraque	192.166	34.848.280	181,34
Bulgária	173.179	23.755.046	137,17
Mauritânia	160.920	24.586.820	152,79
Indonésia	155.878	21.180.780	135,88
Somália	139.420	24.975.323	179,14
Geórgia	127.325	22.974.830	180,44
Gana	120.500	22.862.565	189,73
Nova Zelândia	119.599	17.530.580	146,58
Gâmbia	118.004	20.726.169	175,64
Estados Unidos	110.012	34.833.590	316,63
Sri Lanka	100.910	16.996.736	168,43
Serra Leoa	93.550	15.291.100	163,45
Haiti	92.000	14.775.840	160,61
Índia	91.955	14.145.316	153,83
Uruguai	70.001	11.675.210	166,79
Taiwan (Formosa)	67.495	8.926.906	132,26
Itália	66.432	11.704.024	176,18
Guiné	60.049	11.419.891	190,18

*US\$/t
 Fonte: Seces/Elaboração UNICA

1.6 - Tipos de Açúcar

AÇÚCAR DEMERARA (RAW SUGAR) E V.H. P. (VERY HIGH POL SUGAR)

Açúcar produzido naturalmente, sem adicionar produtos químicos na sulfitação. A produção desse açúcar é muito grande, pois é destinado para a produção dos açúcares de melhor qualidade, através da sua diluição.

CRISTAL BRANCO

Açúcar produzido através de 3 processos de purificação: Sulfitação, Carbonatação ou Fosfatação. O processo mais utilizado é a Sulfitação.

A Sulfitação é aplicado ao caldo, e seus principais efeitos são: efeito purificante, efeito descolorante, efeito fluidificante, efeito precipitante.

O açúcar cristal branco é qualificado de acordo com um padrão estabelecido:

Tipo	Mínimo Pol.	Máxima Cor	Máx. % Cinzas	Máx. Umidade
Standard	99.3	760	0.15	> 0.05
Superior	99.5	480	0.10	< 0.04
Especial	99.7	230	0.07	< 0.04
Especial Extra	99.8	150	0.05	< 0.04

Com a crescente melhoria da qualidade do açúcar, atualmente existem outros padrões:

- Açúcar Especial Extra A, com a máxima cor de 100
- Açúcar G.C. com granulometria controlada
- Açúcar Orgânico

AÇÚCAR REFINADO GRANULADO

Açúcar obtido através da diluição do açúcar demerara ou V.H.P. recebendo um tratamento de purificação para eliminação de impurezas e adição de produtos químicos.

O açúcar refinado granulado é cristalizado em um Cozedor à Vácuo.

AÇÚCAR REFINADO AMORFO

Açúcar obtido através da diluição do açúcar demerara ou V.H.P. recebendo um tratamento de purificação para eliminação de impurezas e adição de produtos químicos.

O açúcar refinado amorfo é cristalizado através de um choque térmico. Esse tipo de açúcar é menos valorizado que o Refinado Granulado, pois o mel também está contido no produto.

AÇÚCAR LÍQUIDO

Açúcar obtido através da diluição do açúcar demerara ou V.H.P. recebendo um tratamento de purificação para eliminação de impurezas, adição de produtos químicos, filtragem em tanques de resina ou carvão e concentração até aproximadamente 65° Brix.

O poder adoçante desse açúcar é menor devido a quantidade de água adicionada.

Esse açúcar é consumido pelas fabricas de refrigerantes e alimentos. Sua principal desvantagem é o baixo tempo de armazenamento, devido aos ataques de microorganismos, principalmente os fungos.

AÇÚCAR INVERTIDO

Açúcar obtido através da diluição do açúcar demerara ou V.H.P.

O Açúcar Invertido é obtido através da reação de hidrólise total ou parcial da sacarose. Essa reação é denominada Inversão, uma vez que ocorre mudança no sentido de rotação no plano de luz polarizada. O produto final contém sacarose, glicose e frutose, a concentração de cada um desses açúcares muda em função do nível de inversão. O açúcar invertido é encontrado em diferentes graus de hidrólise.

A açúcar invertido mais produzido é o parcialmente invertido, com 50% de inversão, onde o poder adoçante é de 85% do valor do açúcar cristal.

A vantagem do Açúcar Invertido é o menor volume e maior tempo de armazenamento, pois é mais resistente ao ataque de microorganismos.

AÇÚCAR ORGÂNICO

Produto de granulação uniforme, produzido sem nenhum aditivo químico, na fase agrícola como na industrial e pode ser encontrado nas versões clara e dourada. Seu processamento segue princípios internacionais da agricultura orgânica e é anualmente certificado pelos órgãos competentes.

Na produção do açúcar orgânico, todos os fertilizantes químicos são substituídos por um sistema de integração orgânica para proteger o solo e melhorar suas características físicas e químicas (evitam-se doenças com o uso de variedades de cana mais resistentes e combatem-se pragas, como a broca da cana, com seus inimigos naturais, como as vespas)

Exportações Brasileiras de Açúcar (em toneladas)

Ano de 2002					
Meses	Tipos de Açúcar				
	Refinado	Cristal	Demerara	VHP	Total
Janeiro	156.150	76.530	224.106	410.693	867.479
Fevereiro	76.550	123.250	80.284	64.524	344.608
Março	7.000	173.850	110.951	173.745	465.546
Abril	49.150	70.000	47.511	172.329	338.990
Maio	84.600	78.750	41.709	965.956	1.171.015
Junho	14.000	242.027	16.299	932.881	1.205.208
Julho	77.075	399.762	25.000	971.333	1.473.170
Agosto	41.825	474.850	20.127	1.066.775	1.603.577
Setembro	104.635	478.500	44.000	928.243	1.555.378
Outubro	145.075	445.825	351.930	778.349	1.721.179
Novembro	100.876	297.200	332.021	637.611	1.367.708
Dezembro	126.566	194.550	284.810	607.128	1.213.054
Total	983.502	3.055.094	1.578.749	7.709.568	13.326.913
Particip. (%)	7,38	22,92	11,85	57,85	100,00

Fonte: Williams (Serv. Marítimos) Ltda / Elaboração: UNICA

1.7 - Tipos de Álcool

ÁLCOOL HIDRATADO COMBUSTÍVEL

É o álcool a 92°GL (92% de álcool + 8% de água) utilizado como combustível direto nos veículos com motores movidos à álcool.

ÁLCOOL ANIDRO

É o álcool a 99.6°GL (99.6% de álcool + 0.4% de água) utilizado como aditivo aos combustíveis. Atualmente a gasolina brasileira possui 24% de álcool anidro.

ÁLCOOL ANIDRO ESPECIAL

É o mesmo álcool do item anterior, porém isento de contaminantes (benzeno e ciclo-hexano), produzido através do processo de peneira molecular.

ÁLCOOL REFINADO E NEUTRO

É o álcool neutro de impurezas, com pouco odor. Por ser mais barato que o álcool extra neutro, é utilizado pelas indústrias de bebidas e cosméticos populares.

ÁLCOOL EXTRA NEUTRO

É o mais puro álcool, não interfere em aromas ou sabores, é utilizado na elaboração de bebidas, cosméticos e produtos farmacêuticos.

1.8 - Outros subprodutos da Cana-de-açúcar

BAGAÇO DE CANA

Resíduo fibroso resultante da moagem da cana-de-açúcar. É utilizado como combustível nas caldeiras para geração de energia elétrica e calor. Pode ser utilizado na fabricação de papeis e como ração animal se for hidrolizado.

VINHAÇA

Resíduo resultante da destilação do álcool, é utilizado como fertilizante na lavoura. Pode ser utilizada na fabricação de adubos.

ÓLEO FUSEL

Resultante da destilação de álcool, é constituído de álcoois superiores. É extraído em pequena quantidade e utilizado na indústria química e de cosméticos.

MELAÇO

Resultante da centrifugação do açúcar, contendo açúcares redutores e parte de sacarose não cristalizada. É utilizado na fermentação para produção de álcool e como matéria-prima para fabricação de cachaça e rum.

LEVEDURA SECA

Leite de levedura, que sofreu um processo de desidratação muito rico em proteína, destinado a ração animal.

1.9 – Unidades Produtoras – Centro/ Sul do Brasil

RANKING DAS UNIDADES PRODUTORAS – CENTRO/ SUL - SAFRA 99/ 00				
ORD.	Unidades Produtoras	Cana Moída (ton.)	Açúcar (sacas - 50kg)	Álcool Total (m ³)
1	Da Barra (SP)	5.821.092	8.469.000	224.317
2	Santa Elisa (SP)	5.637.141	8.278.320	212.548
3	Itamarati (SP)	5.270.109	5.016.220	256.169
4	São Martinho (SP)	5.239.159	8.439.020	194.730
5	Vale do Rosário (SP)	4.054.867	5.809.600	160.005
6	Bonfim (SP)	3.957.066	6.395.520	163.876
7	Barra Grande (SP)	3.947.349	4.949.220	198.845
8	São José - Macatuba (SP)	3.824.873	5.263.680	180.080
9	Nova América (SP)	3.642.812	5.508.100	117.197
10	São João - Araras (SP)	3.253.493	4.702.000	105.605
11	Costa Pinto (SP)	3.246.146	5.919.900	106.876
12	Da Pedra (SP)	3.039.470	3.187.960	172.125
13	Colombo (SP)	2.940.243	5.123.300	96.992
14	Santa Cruz - Américo Brasiliense	2.850.014	3.571.640	133.690
15	Catanduva (SP)	2.721.495	3.474.620	136.528
16	Alto Alegre (PR)	2.613.834	4.929.860	73.175
17	Colorado (SP)	2.603.304	3.810.020	115.584
18	Vale do Verdão (GO)	2.566.058	2.108.700	110.927
19	Iracema (SP)	2.554.316	3.491.820	105.674
20	Andrade (SP)	2.442.215	2.223.520	158.629
21	Maracá (SP)	2.412.888	4.411.280	70.526
22	EQUIPAV (SP)	2.273.755	2.133.100	115.083
23	Rafard (SP)	2.224.390	4.018.260	63.834
24	São Luiz - Pirassununga (SP)	2.183.763	3.641.740	48.693
25	Bazan (SP)	2.112.403	4.132.100	63.310
26	Cruz Alta (SP)	2.035.834	4.678.000	---
27	Moema (SP)	2.033.648	2.959.300	78.144
28	São Luiz - Ourinhos (SP)	2.002.514	2.856.260	66.300
29	Santa Adélia (SP)	1.943.081	3.003.000	84.298
30	Junqueira (SP)	1.753.914	2.250.300	81.721
31	Virácool (SP)	1.737.540	2.230.840	67.167
32	Santa Helena - Rio das Pedras (SP)	1.728.164	3.147.360	47.079
33	Guaíra (SP)	1.716.578	2.628.780	66.230
34	Diamante (SP)	1.697.462	3.224.840	43.554
35	Moreno (SP)	1.696.654	3.277.100	39.814
36	Santo Antônio - Sertãozinho (SP)	1.666.199	2.075.000	77.080
37	São Carlos (SP)	1.665.620	2.407.480	67.533
38	Iturama (MG)	1.658.524	2.082.840	79.135
39	MB (SP)	1.652.161	2.372.000	73.950
40	Alta Mogiana (SP)	1.640.910	3.237.700	42.517
41	São José da Estiva (SP)	1.635.804	2.073.200	80.330

42	Cerradinho (SP)	1.619.705	2.176.560	61.101
43	Nardini (SP)	1.609.794	1.719.040	87.430
44	Santa Cândida (SP)	1.605.382	1.911.480	72.578
45	N. Aparecida - Pontal (SP)	1.577.550	3.501.860	28.084
46	Ipaussu (SP)	1.571.301	2.817.880	41.698
47	Batatais (SP)	1.560.091	2.395.500	69.127
48	Central Paraná (PR)	1.514.132	2.723.560	32.859
49	Guararã (SP)	1.499.398	3.454.000	52.549
50	Zaffari (SP)	1.495.938	2.629.800	52.102
51	Barralcool (MT)	1.483.785	663.100	95.113
52	Delta (MG)	1.452.151	2.878.560	34.180
53	Quatá (SP)	1.449.557	1.961.080	66.247
54	São Domingos (SP)	1.406.184	2.507.680	44.683
55	São Francisco - Elias Fausto (SP)	1.403.177	3.027.400	---
56	Maringá (SP)	1.400.000	2.075.320	60.000
57	COCAL (SP)	1.356.990	1.681.780	66.439
58	Jalles Machado (GO)	1.330.645	2.396.000	39.034
59	CLEALCO (SP)	1.330.284	2.074.000	40.258
60	Albertina (SP)	1.324.277	2.807.660	21.468
61	Furlan (SP)	1.321.436	1.978.760	40.000
62	Coopernavi (MS)	1.283.565	1.786.380	46.700
63	São Manoel (SP)	1.275.009	2.237.740	39.174
64	Mandu (SP)	1.268.829	1.973.560	48.688
65	UNIALCO (SP)	1.242.042	1.820.060	53.715
66	Jacarezinho (PR)	1.240.870	1.747.000	43.375
67	ARALCO (SP)	1.239.108	1.354.660	58.092
68	Da Serra (SP)	1.235.464	2.692.480	23.083
69	Santa Luiza (SP)	1.234.163	2.001.000	33.400
70	São João - SJBV (SP)	1.226.549	2.241.340	8.348
71	Debrasa (MS)	1.225.065	---	96.222
72	Passa Tempo (MS)	1.200.438	1.936.260	24.385
73	N. Aparecida - Itapira (SP)	1.186.393	1.613.260	50.468
74	São Carlos (PR)	1.183.863	---	89.541
75	Julina (PR)	1.175.676	2.307.780	23.407
76	São José (PR)	1.165.460	2.365.960	22.761
77	Santa Terezinha (PR)	1.165.206	2.075.320	26.838
78	Galo Bravo (SP)	1.150.453	1.444.660	56.036
79	Santa Rita (SP)	1.150.000	1.500.000	47.000
80	Ester (SP)	1.132.499	1.395.000	49.488
81	Vale do Ivaí (PR)	1.130.234	2.023.180	22.699
82	Tamoio (SP)	1.129.158	2.429.300	---
83	Cooprodia (MT)	1.122.187	920.280	65.150
84	São Francisco - Sertãozinho (SP)	1.107.670	1.051.700	48.100
85	Santa Helena (GO)	1.097.688	2.119.920	28.064
86	FBA / UNIVALEM (SP)	1.091.180	1.139.680	54.104

87	Nova União (SP)	1.067.952	1.806.980	32.734
88	Triarco - Piripá (MG)	1.053.477	1.289.520	47.026
89	Santa Olinda (MS)	1.030.006	735.200	52.359
90	Santa Izabel (SP)	1.018.784	1.949.740	26.384
91	Bela Vista - Pontal (SP)	1.007.901	1.430.140	37.875
92	Bandeirantes (PR)	1.002.500	755.000	48.200
93	FB - Cidade Gaúcha (PR)	1.000.259	1.537.720	24.309
94	Sonora Estância (MS)	991.689	741.100	58.433
95	Benálcool (SP)	984.158	1.227.220	46.449
96	Pitangueiras (SP)	981.815	1.066.360	49.449
97	Central Álcool Lucélia (SP)	959.002	904.000	52.376
98	Alvorada (MG)	955.803	1.000.800	36.357
99	Alto Alegre - Un. Floresta (SP)	953.351	1.754.760	25.421
100	Santa Lúcia (SP)	950.510	933.520	44.700
101	Ivaté (PR)	928.293	1.847.120	19.479
102	Santa Maria - Cerquilho (SP)	920.492	821.620	42.860
103	Luciânia (MG)	918.542	1.539.140	28.495
104	Volta Grande (MG)	905.764	1.454.140	33.354
105	Ibirá (SP)	899.164	1.348.300	37.342
106	Cresciumal (SP)	892.352	1.046.920	43.330
107	Ferrari (SP)	878.887	902.080	37.071
108	Campestre (SP)	872.016	631.280	45.351
109	Maracaju (MS)	865.283	1.358.360	24.882
110	Bom Retiro (SP)	865.080	1.269.080	30.840
111	Central Paulista (SP)	863.900	995.860	32.220
112	Sapucaia (RJ)	855.631	1.104.420	21.954
113	Buriti (SP)	855.553	---	77.298
114	AlcoazuL (SP)	849.029	606.940	43.759
115	Jardest (SP)	842.171	1.502.680	27.542
116	Parálcool (SP)	830.000	900.000	34.000
117	Santa Fé (SP)	825.364	1.600.040	14.562
118	Floralco (SP)	815.399	620.200	46.613
119	CEVASA (SP)	808.651	---	74.212
120	Santo Alexandre (SP)	790.943	919.740	39.332
121	Dail - Ibaiti (PR)	777.942	---	61.822
122	Dois Córregos (SP)	763.329	2.045.380	20.229
123	Sobar (SP)	762.920	---	63.086
124	Pantanal (MT)	758.978	1.403.100	17.924
125	Sabarálcool (PR)	744.455	929.420	19.144
126	Coocarol (PR)	742.884	---	55.664

127	Goiasa (GO)	731.534	1.200.300	25.631
128	Passos (MG)	730.031	1.541.620	---
129	Ipiranga (SP)	727.405	945.300	35.013
130	Goianésia (GO)	722.057	1.375.380	14.152
131	São José - Rio das Pedras (SP)	720.676	1.347.680	11.135
132	Anicuns (GO)	719.712	916.560	33.336
133	Alcidia (SP)	716.990	674.460	41.263
134	Sanagro (MG)	714.353	---	54.932
135	Santa Cruz (RJ)	693.385	1.240.540	13.078
136	Pioneiros (SP)	692.817	965.720	30.956
137	Ivaí - Melhoramentos (PR)	679.266	---	55.367
138	FBA/GASA (SP)	668.103	---	38.996
139	Nova União (GO)	666.142	---	54.540
140	Cooperval (PR)	660.735	961.800	24.073
141	Santo Ângelo (MG)	655.505	983.380	25.646
142	Corol (PR)	637.975	725.520	26.247
143	Monte Alegre (MG)	637.349	1.274.060	14.630
144	Pau D'Alho (SP)	620.873	---	34.789
145	Sta. Helena - Nova Andradina (MS)	617.540	---	52.231
146	Branco Peres (SP)	617.096	---	51.281
147	Dacalda (PR)	614.756	---	48.042
148	Libra (MT)	608.112	---	55.571
149	Goioerê (PR)	598.831	713.580	20.936
150	Generalco (SP)	588.489	---	47.311
151	Destivale (SP)	574.573	405.400	32.092
152	Alvorada do Bebedouro (MG)	568.821	---	50.884
153	Ruette (SP)	555.928	302.580	33.333
154	Alcomira (SP)	554.847	550.060	32.161
155	Londra (SP)	551.195	---	42.943
156	Destil (SP)	543.507	---	38.828
157	Copagra (PR)	535.108	---	45.450
158	Novagro (Ex-Cachoeira) (MS)	530.328	---	41.309
159	Alcoeste (SP)	523.793	---	43.172
160	Dacal (SP)	520.964	389.080	26.093
161	Cocamar (PR)	514.869	---	39.826
162	Cocafé (PR)	506.108	---	37.443
163	Paraíso (SP)	504.567	607.600	20.101
164	Diana (SP)	503.345	603.520	20.534
165	Cofercatu (PR)	489.810	479.000	25.492
166	Jaciara (MT)	469.178	964.380	10.520

167	Cooperb (MT)	468.764	---	34.606
168	Santa Rosa (SP)	462.746	416.400	19.835
169	Disa (ES)	461.018	---	31.400
170	Perobácool (PR)	454.758	837.220	7.494
171	Rio Negro (Ex-Cenasa) (GO)	448.393	---	36.645
172	Cocari (PR)	439.684	---	33.012
173	Bertolo (SP)	419.024	---	34.659
174	Lasa (ES)	416.068	---	27.862
175	Dasa (MG)	406.262	---	31.100
176	Paineiras (ES)	399.387	459.060	16.945
177	Della Coletta (SP)	387.727	---	33.580
178	Vale do Rio Turvo (SP)	372.973	---	28.292
179	Cridasa (ES)	371.745	---	27.025
180	Jatiboca (MG)	352.661	495.300	8.631
181	Santa Inês (SP)	350.078	---	29.882
182	Itaiquara (SP)	328.853	670.100	---
183	Rubiataba (GO)	325.497	---	25.443
184	Guaricanga (SP)	314.826	---	25.899
185	Alcana (MG)	312.295	---	23.206
186	Vista Alegre (SP)	310.437	---	24.142
187	Paraíso (RJ)	310.288	466.360	4.920
188	Cupim (RJ)	291.289	544.120	---
189	São José (RJ)	275.698	255.780	12.684
190	Água Bonita (SP)	266.120	---	19.072
191	Gameleira (MT)	263.906	---	20.245
192	Agropéu (MG)	261.796	---	20.883
193	Casquel (PR)	250.000	65.940	10.240
194	Sto. Antonio - Piracicaba (SP)	241.166	655.400	---
195	Alcon (ES)	236.809	---	18.622
196	Barcelos (RJ)	233.842	309.940	5.137
197	Coocapo - Alcopan (MT)	228.414	---	18.687
198	Grizzo (SP)	215.867	---	16.526
199	WD (MG)	209.866	---	17.647
200	Mendonca (MG)	200.262	401.700	---
201	Irmãos Malosso (SP)	194.611	---	13.790
202	Oeste Paulista (Ex-Água Limpa)(SP)	187.123	---	15.809
203	Coamo (PR)	180.618	---	12.277
204	Quissamã (RJ)	130.535	217.880	---
205	Destilaria Moreno (SP)	129.783	---	9.631
206	Americana (PR)	127.497	---	11.098

207	Lopes da Silva (SP)	126.034	---	10.894
208	Albesa (ES)	125.876	---	9.166
209	Pureza (RJ)	125.180	118.460	1.837
210	Carval (GO)	123.204	---	9.239
211	Atenas (MG)	110.300	---	8.611
212	Rio do Cachimbo (MT)	102.498	---	9.724
213	Benedito Coutinho - Agrisa (RJ)	86.770	---	5.182
214	Alpox (RS)	80.262	---	5.306
215	Carapebus (RJ)	69.985	114.340	---
216	Lago Azul (GO)	51.345	---	3.273
217	Pyles (SP)	35.246	---	3.830

Fonte: Informação UNICA - Ano 5 - Nº 46 - Março/Abril de 2002

Comparativo das Produções de Cana, Açúcar e Álcool do Estado de São Paulo e Região Centro-Sul

Produto	São Paulo		Demais Estados		Centro-Sul	
	Quantidade	%	Quantidade	%	Quantidade	%
Cana (t)	-46.008.246	-23,69	-10.892.521	-15,62	-56.900.767	-21,56
Açúcar (t)	-3.379.918	-25,90	-839.586	-22,09	-4.219.504	-25,04
A. Anidro (m³)	-239.417	-6,31	-382.621	-23,47	-622.038	-11,47
A. Hidratado (m³)	-1.807.572	-38,53	-142.721	-9,39	-1.950.293	-31,39
A. Total (m³)	-2.046.989	-23,14	-523.342	-16,67	-2.572.331	-22,11
ATR (t)	-7.129.023	-24,79	-1.824.793	-19,01	-8.953.815	-23,34
kg ATR/t	-2,32	-1,59	-5,54	-4,03	-3,24	-2,28

Estado	Cana-de-açúcar		Açúcar		Álcool	
	Toneladas	%	Toneladas	%	Toneladas	%
Espírito Santo	2.554.166	1,23	45.474	0,36	150.663	1,66
Goiás	7.207.646	3,48	397.440	3,15	318.431	3,51
Mato Grosso	8.669.533	4,19	369.530	2,93	464.357	5,12
Mato Grosso do Sul	6.520.923	3,15	23.635	1,83	314.777	3,47
Minas Gerais	10.634.653	5,14	619.544	4,90	485.063	5,35
Paraná	19.320.856	9,33	989.139	7,83	799.364	8,82
Rio de Janeiro	3.934.844	1,90	307.698	2,44	92.596	1,02
São Paulo	148.226.228	71,58	9.671.388	76,58	6.439.113	71,04
Total Centro-Sul	207.068.849	100,00	12.631.848	100,00	9.064.364	100,00

Fonte: Informativo Orplana - Ano VIII - Nº 01 - Janeiro/2001

1.10 - Terminologia Açucareira

EXTRAÇÃO

Porcentagem em pol extraído da cana.

FIBRA EM CANA

É a matéria seca e insolúvel em água que compõe a cana, que posteriormente dará origem ao bagaço.

EMBEBIÇÃO

É o processo que embebe água ou caldo ao bagaço já esmagado, para que se misture com o caldo existente no bagaço e o dilua no próximo terno.

MACERAÇÃO

É o processo no qual o bagaço é saturado de água ou caldo, geralmente a alta temperatura. A maceração é uma classe especial de embebição.

CALDO RICO OU PRIMÁRIO

É o caldo de cana extraído no primeiro terno da moenda no qual estava contido na cana-de-açúcar.

CALDO POBRE OU SECUNDÁRIO

É o caldo de cana extraída no segundo terno da moenda, que sofreu embebição desde o último terno. É mais diluído do que o caldo rico, pois está contida a água de embebição.

CALDO MISTO

É a mistura do caldo rico e do caldo pobre (caldo do primeiro e do segundo terno), contendo o caldo que veio da cana e a água de embebição.

CALDO SULFITADO

É o caldo que passou pelo processo de sulfitação. Contém dióxido de enxofre para redução de cor e eliminação de colóides.

CALDO CALEADO

É o caldo que passou pelo processo de alcalinização (caleação) para neutralizar o pH do caldo, após a sulfitação.

LEITE DE CAL

É a mistura da cal virgem com água, utilizado para neutralização do caldo ou do xarope.

SACARATO

É a mistura da cal virgem com caldo ou xarope de cana, utilizado para neutralização do caldo ou do xarope.

CALDO CLARIFICADO OU DECANADO

É o caldo que saiu do decantador para eliminação das impurezas contidas no caldo.

LODO

São as impurezas retiradas do caldo durante o processo de decantação.

CALDO FILTRADO

É o caldo que passou pelo processo de filtração, para retirada da sacarose contida no lodo.

TORTA DE FILTRO

É a mistura do lodo com bagacinho de cana que saíram do processo de filtração.

A sacarose contida na torta é despolvida e não será mais processada.

POLÍMERO

Composto químico misturado ao caldo ou xarope, com efeito de decantação ou flotação das impurezas.

BRIX

São os sólidos solúveis na cana ou na solução açucarada, dos quais uma parte é a sacarose. É expressada como percentagem de peso de sólidos.

POL

É o valor obtido pela polarização simples e direta em um sacarímetro de uma solução de peso normal. É expressada como se fosse um valor real.

PUREZA

É a quantidade de sacarose contida em 100 partes de sólidos totais.

$$\text{Pureza} = \frac{\text{pol} \times 100}{\text{brix}}$$

INVERSÃO

A sacarose hidrolisa-se com facilidade em soluções ácidas a velocidades que aumentam notavelmente com o aumento da temperatura e diminuição do pH. Esta reação hidrolítica é denominada de Inversão, e causa perda de sacarose.

POLISSACARÍDEOS

Este nome é dado a todos os sacarídeos com cadeia de mais de 12 monossacarídeos. Os mais fundamentais presentes na cana-de-açúcar é a dextrana e o almidom. São muito prejudiciais nos processos de moagem, clarificação, cristalização e centrifugação do açúcar.

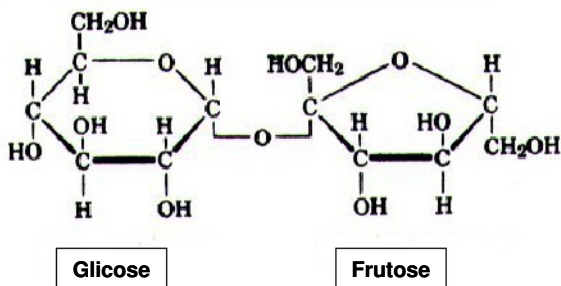
SACAROSE

É o açúcar contido nos vegetais, encontrado em maior volume na cana-de-açúcar ou na beterraba.

A Sacarose é um dissacárideo produzido pela condensação de glicose e frutose, e sua fórmula química é $C_{12}H_{22}O_{11}$ (peso molecular 342,30).

Pode ser determinada por meio de um sacarímetro, utilizando métodos analíticos ou pela polarização direta, já que a diferença entre pol e sacarose não se tem em conta.

Estrutura e configuração da sacarose:



XAROPE

É o caldo de cana concentrado nos evaporadores, antes de realizar alguma operação de extração de açúcar.

MASSA COZIDA

É a mistura de cristais e licor-mãe descarregado dos Cozedores à vácuo. A massa cozida é classificada de acordo com sua pureza (Primeira, Segunda ou Terceira).

MAGMA

É a mistura de cristais de açúcar do Cozedor de Granagem com caldo de cana, xarope ou água. É utilizada como pé dos cozimentos de primeira e de segunda.

MEL

É o licor-mãe separado dos cristais de açúcar através da centrifugação. O mel é classificado de acordo com o tipo de massa cozida (Mel Rico para massa de primeira, Mel Pobre para massa de segunda e Mel Final para massa de terceira).

MOSTO

Mosto é o termo empregado em tecnologia, para definir todo o líquido açucarado susceptível de sofrer fermentação.

Na prática é a mistura de melaço (mel final) com água ou caldo de cana, que é devidamente preparado para sofrer a fermentação alcoólica.

LEVEDURA (LEVEDO OU FERMENTO)

Para o mosto desenvolver o processo fermentativo, ele deve ser inoculado com a levedura, que são os microorganismos responsáveis pela fermentação alcoólica.

VINHO

É o produto resultante da fermentação alcoólica. O vinho é centrifugado para separação da levedura e enviado para as colunas de destilação.

BAGAÇO HIDROLIZADO

Subproduto que sofre um processo de hidrólise (abertura de células). Bagaço destinado à ração animal.

GRAU INP M

Porcentagem de álcool em peso, em uma mistura hidro-alcoólica à temperatura padrão de 20°C.

1.11 – Fórmulas e Conversões

Fórmulas e Conversões utilizadas no setor sucroalcooleiro

Fórmulas mais utilizadas - P CTS
Coefficiente C= 1,0313 - (0,00575 * fibra)
Coefficiente R= $1,6828 * \{1 - [40 / (pureza - 1)]\}$
Fator r= $1,9330 * \{1 - [40 / (pureza - 1)]\}$
Brix% cana= brix% caldo * [1 - (0,01 * fibra) * coeficiente C]
Pol% cana= pol% caldo * [1 - (0,01 * fibra) * coeficiente C]
Ar% cana= ar% caldo * [1 - (0,01 * fibra) * coeficiente C]
Pureza= pol% cana (caldo) / brix% cana (caldo) * 100
ART% cana= [(1,0426 * pol%caldo) + ar%caldo] * (pol%cana / pol%caldo)
Ágio= [(pol% cana / 12,257 * fator r) - 1] * 100
Álcool Provável= [(pol% cana * 8,8 * 1,0526) + (ar%cana * 8,8)] * 0,97 * 0,903 * 0,647
Açúcar Recuperável= pol%cana * 8,8 e coeficiente R / 0,903
Álcool Residual= {[(pol%cana * 9,2629 * (1 - coeficiente R)] + (ar%cana * 8,8)} * 0,5672
Açúcar Teórico Recuperável Total= [(pol%cana * 8,8 * coeficiente R) + {[(pol%cana * 9,2629 * (1 - coeficiente R)] (ar%cana * 8,8)} * 0,5672 * 1,4672] / 0,993

Conversões de STAB
1,0000 açúcar Standard = 1,0526 kgs de ART
1,0000 álcool Anidro = 1,7160 kgs de ART
1,0000 álcool Hidratado = 1,64736 kgs de ART
1,63000 kgs açúcar = 1,0000 lts de álcool anidro

Conversões utilizadas pelo IAA	
1 Kg de açúcar standard equivale a:	- 1,048939 kg de açúcar DEMERARA
	- 0,995966 kg de açúcar SUPERIOR
	- 0,991955 kg de açúcar ESPECIAL
	- 1,006127 kg de açúcar REFINADO AMORFO
	- 0,989962 kg de açúcar REFINADO GRANULADO
	- 0,678979 lt de álcool ANIDRO
	- 0,704547 lt de álcool HIDRATADO
	- 0,594270 kg de HTM
- 1,000000 kg de GLUDEX	

1 kg de açúcar = 1,04726 kg de ART (Açúcar Redutor Total)
1 lt de Anidro = 1,86222 kg de ART
1 lt de Hidratado = 1,78563 kg de ART

1 lt de álcool Hidratado = 0,96371 lt de álcool Anidro
1 lt de álcool Anidro = 1,4728 kg de açúcar Standard
1 saco de açúcar (50 kgs) gera 5,833 lts de álcool Anidro residual
1 ton. de Mel residual (55%ART)=296 lts de álcool Anidro
1 ton. de Cana padrão (12,257 de pol%cana)= 94 kgs de açúcar Standard ou 63,83 lts de álcool Anidro

Conversões do Consecan - SP	
1,0000 açúcar Standard = 1,0495 kgs de ART (Açúcares Totais Redutores)	
1,0000 álcool anidro = 1,8169 kgs de ART	
1,0000 álcool hidratado = 1,7409 kgs de ART	

ART = 9,26288 * PC * 8,8 * AR, onde:
PC = Pol%cana
AR = AR%cana, definido pela fórmula:
$[9,9408 - (0,1049 * pureza)] * [1 - (0,01 * fibra)] * [1,0313 - (0,00575 * fibra)]$

Cálculo de Anidro e Hidratado Direto e Residual	
AEA = ATR * 0,5504	
AEH = ATR * 0,5744	
$AEAr = \{[(8,8 * PC * (1 - (1,66957 * (1 - (40 / pureza - 1)))))] * 1,0526 + (8,8 * AR)\} * 0,5504$	
$AEAr = \{[(8,8 * PC * (1 - (1,66957 * (1 - (40 / pureza - 1)))))] * 1,0526 + (8,8 * AR)\} * 0,5744$	

Fonte: TL Assessoria

1.12 – Padrões Técnicos de Operação

CANA:

PC	> 13%
AR	0,5 a 0,8%
ART	14 a 17,5%
PUREZA	> 87,0%
FIBRA	12 a 14%

BAGAÇO:

EMBEBIÇÃO % CANA	25 a 40%
BRIX % CALDO MISTO	14 a 16%

MOAGEM:-

EMBEBIÇÃO % CANA	25 a 40%
BRIX % CALDO MISTO	14 a 16%
ÍNDICE DE PREPARO	85 A 92%
BAGAÇO % CANA	26 a 29%
EFICIÊNCIA DE MOAGEM	> 85%

LAVAGEM DE CANA:

CONSUMO DE ÁGUA P/ LAVAGEM	5 m ³ /ton cana
pH ÁGUA LAVAGEM	10 a 11 pH

TRATAMENTO DO CALDO:

pH CALDO SULFITADO	3,6 a 4,2
CONSUMO ENXOFRE	250 a 300 gramas / ton.cana 100 a 300 gramas / saco açúcar
pH CALDO CALEADO	7,2 a 7,4 pH (para açúcar) 5,8 a 6,0 pH (para álcool)
CONSUMO CAL	500 a 1500 gramas / ton. cana
TEMPERATURA CALDO P/ DECANTADOR	105°C
BRIX CALDO FILTRADO	10 a 12 brix
TORTA	30 a 40 kg / ton. cana
LODO	150 a 220 kg / ton. cana
% SÓLIDOS INSOLUVÉIS NO LODO	15 a 25%
pH LODO	8 a 9 pH
CONSUMO DE POLÍMERO	1 a 4 gramas / ton. cana
pH CALDO CLARIFICADO	6,6 a 6,9 pH (para açúcar) 5,6 a 5,8 pH (para álcool)
EFICIÊNCIA DOS FILTROS	> 75%
BRIX CALDO CLARIFICADO	13 a 15 brix
TEMPO RETENÇÃO NA CALEAÇÃO	8 a 10 minutos
TEMPO RETENÇÃO NA DECANTAÇÃO	3 a 3,5 horas (açúcar) 2 a 2,5 horas (álcool)

FABRICAÇÃO DE AÇÚCAR:

BRIX CALDO PRÉ EVAPORADO	19 a 25 brix
BRIX XAROPE	55 a 65 brix
PRESSÃO VAPOR DE ESCAPE	1,4 a 1,5 kgf/cm ²
PRESSÃO VAPOR VEGETAL 1	0,7 a 0,8 kgf/cm ²
PRESSÃO VAPOR VEGETAL 2	0,3 a 0,4 kgf/cm ²
PRESSÃO VAPOR VEGETAL 3	0,05 a 0,1 kgf/cm ²
VÁCUO EVAPORAÇÃO	22 a 25 Pol.Hg
TEMPERATURA ÁGUA P/ MULTIJATO	30 a 32°C
TEMPERATURA ÁGUA SAÍDA MULTIJATO	44 a 48°C
BRIX MASSA	90 a 92 brix – Massa A
PUREZA MASSA	81 a 83 brix – Massa B 85 a 87% – Massa A 70 a 72% – Massa B
PUREZA MEL RICO	74 a 76%
PUREZA MEL POBRFE	68 a 74%
PUREZA MEL FINAL	52 a 60%
PUREZA DO MAGMA	> 93,5%
BRIX NO DILUIDOR DE MEL	65 brix
TEMPERATURA ÁGUA LAVAGEM AÇÚCAR	115 a 125°C
QUANTIDADE DE MEL FINAL	55 a 75 kg mel / ton. cana
VÁCUO COZEDORES	20 a 25 Pol.Hg
TEMPERATURA AÇÚCAR P/ ENSAQUE	< 35°C
POL AÇÚCAR	> 99,6

% CINZAS NO AÇÚCAR	> 0.07%
UMIDADE NA SAÍDA DO SECADOR	< 0,02%
TAXA EVAPORAÇÃO	22 a 27 kg vapor / m ² (PRÉS) 16 a 18 kg vapor / m ² (4 EFEITOS)
CV AÇÚCAR	20 a 30%

FERMENTAÇÃO E DESTILAÇÃO:

BRIX MOSTO	18 a 22 brix
TEMPERATURA MOSTO	30 a 32°C
% FERMENTO NO VINHO	10 a 14%
% FERMENTO NO VINHO CENTRIFUGADO	< 0,5%
% FERMENTO NO LEITE	55 a 65%
% FERMENTO NA CUBA	28 a 35%
pH FERMENTO TRATADO	2 a 2,5 pH
TEMPERATURA DE FERMENTAÇÃO	32 a 34°C
CONSUMO ANTI-ESPUMANTE	0,1 a 1 kg / m ³ álcool
CONSUMO ÁCIDO SULFÚRICO	5 a 10 kg / m ³ álcool
TEOR ALCÓLICO NO VINHO	8 a 10 °GL
TEOR ALCÓLICO NA VINHAÇA	< 0,05 °GL
TEOR ALCÓLICO NA FLEGMAÇA	< 0,05 °GL
VINHAÇA	10 a 12 litros / litro álcool
TEMPERATURA VINHO P/ COLUNA A	95°C

1.13 - A importância da matéria prima

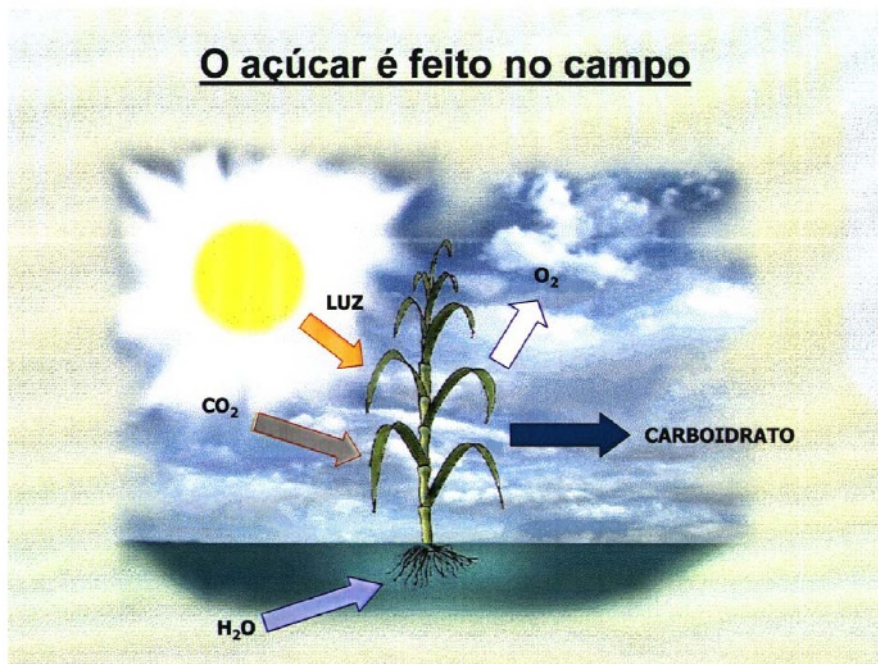
A matéria prima tem que satisfazer um conjunto de requisitos de qualidade para que a indústria ao processá-la seja capaz de obter uma produção estável na qualidade e eficiência.

A qualidade da cana-de-açúcar se resume nos seguintes aspectos:

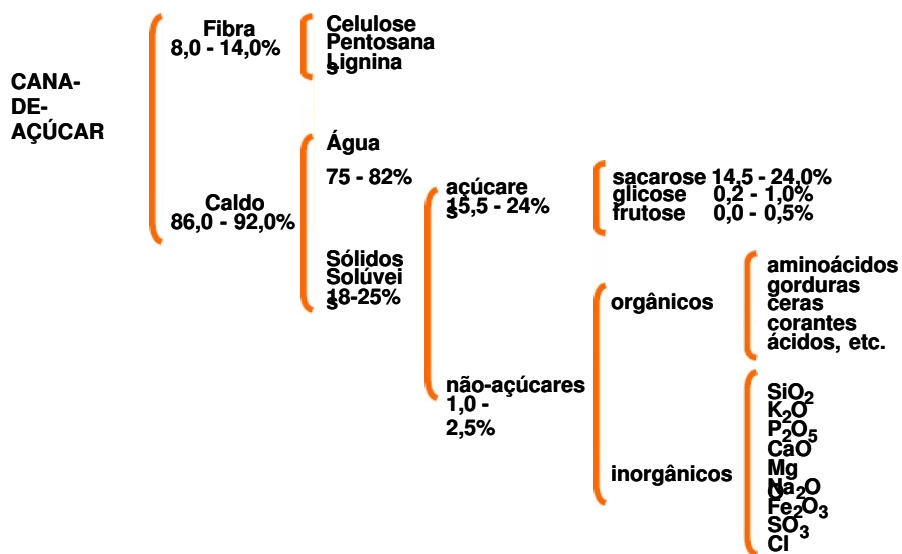
- Conteúdo de sacarose
- Presença de matérias estranhas
- Tempo de corte
- Tempo de queima

QUALIDADES DE UMA BOA VARIETADE DE CANA-DE-AÇÚCAR

- Bom rendimento por hectare
- Alta riqueza de sacarose
- Conteúdo de fibra entre 12 à 14%
- Brix maior de 16°
- Boa e rápida germinação
- Resistência as enfermidades e pragas
- Escassa ou nenhuma floração
- Facilidade para a mecanização da colheita
- Mínimas dificuldades na fábrica



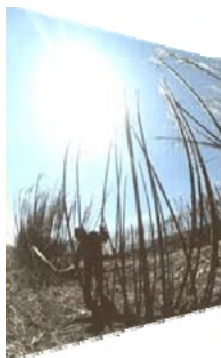
1.14 - Composição tecnológica da cana-de-açúcar



1.15 - A colheita da cana-de-açúcar

Após atingir o ponto adequado de maturação, a cana-de-açúcar é colhida manualmente ou mecanicamente.

No corte mecânico, dispensa-se a queima das palhas antes da colheita.



1.16 - Rendimento Industrial na Usina

As canas velhas provocam:

- Inversão da sacarose do caldo
- Aumento do conteúdo de polissacarídeos nos caldos, principalmente a dextrana
- Aumento da acidez
- Diminuição da pureza do caldo

O tempo de corte influi na velocidade de deterioração da cana:

- A cana cortada se deteriora mais rápido do que a cana em pé.
- A cana queimada se deteriora mais rápido do que a cana verde.

O tempo de deterioração da cana depende da sua variedade.

A dextrana e o amido são polissacarídeos introduzidos em grandes quantidade no processo pelo atraso das canas e pelas matérias estranhas, causando dificuldades ao processo:

- Aumento excessivo da viscosidade dos caldos.
- Redução da velocidade de cristalização da sacarose.
- Deformação dos cristais de sacarose, influenciando negativamente no esgotamento e na centrifugação.
- Redução geral da eficiência econômica da Usina.

O brix do caldo extraído é um indicador importante, já que:

- O brix do caldo do primeiro terno é índice da tendência do rendimento.
- O brix do caldo misto é índice da quantidade de água à evaporar.

A diferença entre o brix do caldo do primeiro terno e do caldo misto é um índice de dissolução proporcional a quantidade de água incorporada no processo de extração, sendo que este aspecto é fundamental determinar:

- A carga de trabalho dos evaporadores e cozedores.
- A demanda de vapor para o processo.

A pureza do caldo serve com base de cálculo aproximado das perdas. A diminuição de pureza significa aumento dos não-açúcares à separar, tendo como consequência:

- Maior quantidade de mel final e portanto aumento das perdas de açúcar.
- Aumento do consumo de vapor por unidade de açúcar produzido.
- Diminuição da produtividade.

A fibra da cana tem um efeito notável sobre a extração, quanto maior seja a fibra, menor será a extração.

1.17 - Processos que formam a produção de açúcar

PROCESSO AGROQUÍMICO

Decide a quantidade de açúcar produzida por tonelada de cana e a quantidade de cana por área disponível, para o começo da safra.

PROCESSO COLHEITA-TRANSPORTE

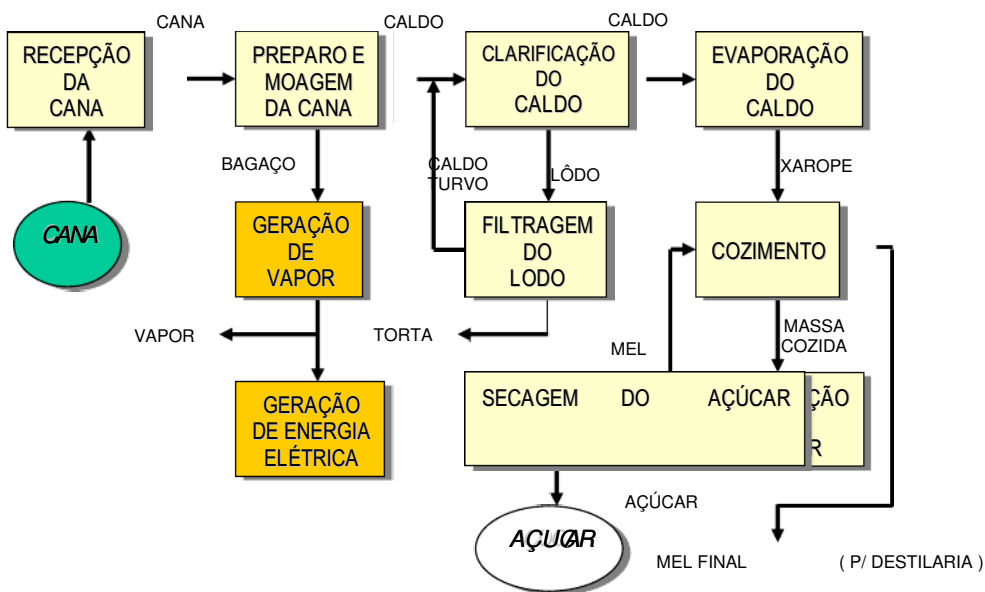
PROCESSO INDUSTRIAL

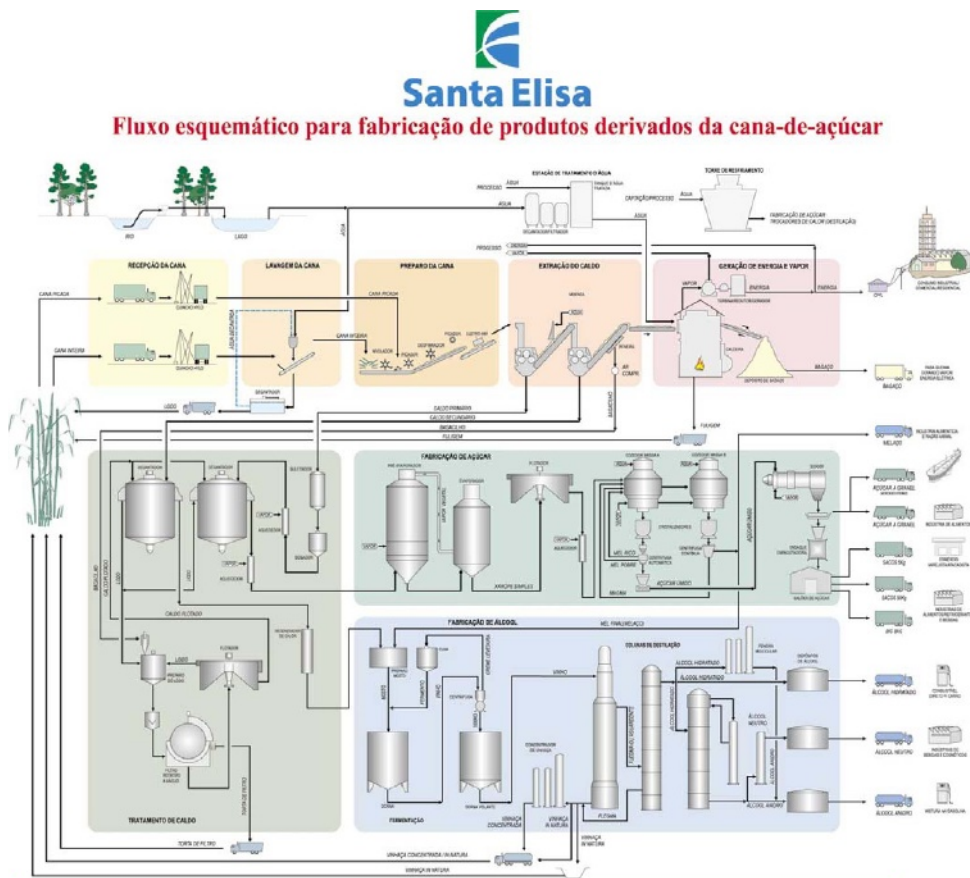
Resume os resultados finais e resultados industriais dos três processos.

$$\text{AÇUCAR PRODUZIDO} = \text{AC} - \text{Pct} - \text{PF}$$

Onde: AC = açúcar na cana
 Pct = perdas na colheita-transporte
 PF = perdas na fábrica

1.18 - Processo industrial de produção do açúcar





Capítulo 2

PREPARO E MOAGEM DE CANA



Capítulo 2 - PREPARO E MOAGEM DE CANA

2.1 – Recepção e Preparo da Cana

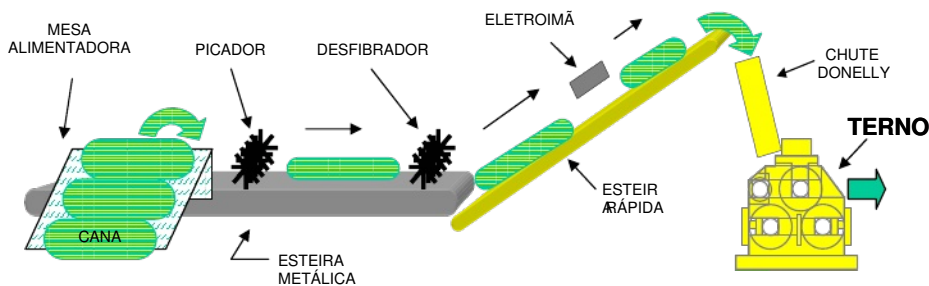
A cana que chega na Usina é pesada para controle agrícola e industrial. A cana é analisada no laboratório de sacarose para sistema de pagamento aos fornecedores de cana.

A cana é lavada nas mesas alimentadoras para eliminação de matérias estranhas. Um índice tolerável de matérias estranhas na cana é de 3%.

A mesa alimentadora conduz a cana para o preparo da cana (picadores e desfibradores). A função dos picadores e desfibradores é a preparação da cana mediante o quebramento da estrutura dura e ruptura das células para a moagem.

A cana desfibrada é conduzida pela esteira de borracha até as unidades de moagem. Esta esteira é de borracha por que possui um eletroímã para eliminação das partes metálicas, para não danificar os rolos esmagadores.

O preparo de cana define a extração e o trabalho das moendas.



Vista da Recepção e Preparo da Cana-de-açúcar para Moagem

2.2 – Unidades de moagem e seus acionamentos

A extração do caldo pode ser feita por Moagem ou Difusão .



Vista de uma Moenda



Vista de um Difusor

A moenda geralmente possui de 4 à 7 unidades de moagem, que são chamados de ternos.

Cada terno possui 3 massas (rolos). Se incorpora uma quarta massa para realização da alimentação forçada.

Os três rolos de um terno de moenda convencional são montados em triângulo tal que a cana desfibrada seja esmagada duas vezes: uma entre o rolo superior e

o rolo superior e outra entre a cana superior e o rolo de saída. Ao passar pela bagaceira até o rolo de saída. Os rolos são acionados por pinhão do rolo superior, acionado por uma turbina e um sistema de engrenagens reductoras.

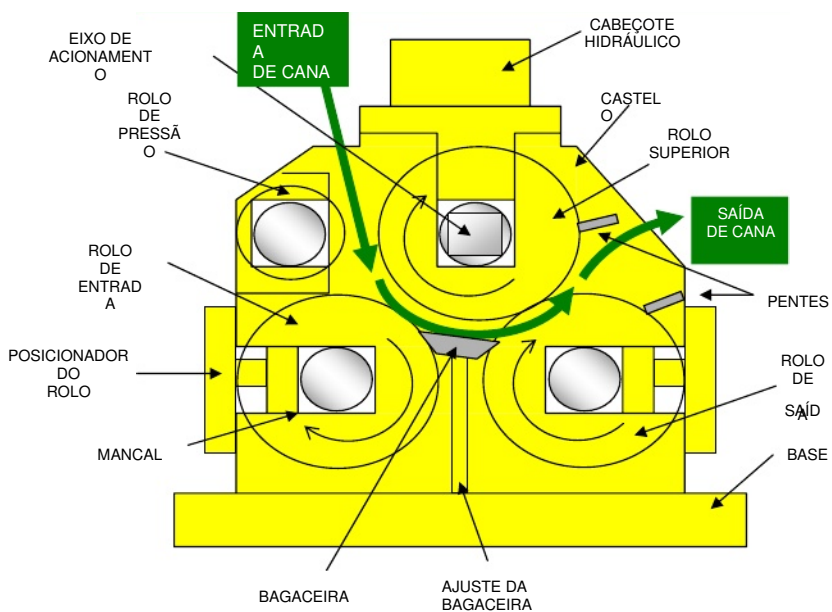
Os rolos de entrada e de saída são fixos, enquanto o rolo superior levanta e abaixa por meio de um sistema de pressão hidráulica.

A cana é conduzida de um terno a outro através de esteiras intermediárias. As esteiras geralmente são do tipo de taliscas de arraste, que conduzem a cana até o chute-donelly do próximo terno.

Os ternos de moendas podem ser acionados por turbinas à vapor, motores elétricos e mais recentemente por motores hidráulicos.

O acionamento dos ternos pode ser individual, duplo ou até um acionamento para todos os ternos de moendas.

ESQUEMA DE UM TERNO DE MOENDA:



2.3 – Embebição e moagem

A embebição pode ser simples, composta com reciclagem de água ou mista. A mais utilizada é a composta, no qual se aplica água ao bagaço no último terno, o caldo extraído no último terno é aplicado no penúltimo terno, e assim sucessivamente até o segundo terno.

No primeiro terno é extraído o caldo contido na cana. Por isso chamamos o caldo do primeiro terno de Caldo Rico ou Primário e o caldo do segundo terno de Caldo Pobre ou Secundário.

A quantidade de água de embebição que se aplica varia de acordo com a região da usina, com a capacidade da moenda, com a característica da cana (sobretudo seu conteúdo de fibra).

O valor de fibra é um parâmetro difícil de ser medido, por isso geralmente aplica-se de 25 à 30% de água contra o peso total da cana.

A temperatura da água de embebição é um parâmetro importante para a eficiência da moagem.

Enfim, há vários pontos importantes para definir o índice de eficiência da extração:

Aumento da pressão hidráulica:

- Aumenta o caldo expelido
- ~~Reduz a pega~~ (capacidade de alimentação)

Aumento na velocidade do rolo:

- Reduz o caldo expelido
- Aumenta a pega

Aumento na ruptura das células (preparo):

- Aumenta o caldo expelido
- Aumenta a pega

Aumento na vazão de água de embebição:

- Aumenta a extração
- Reduz a pega

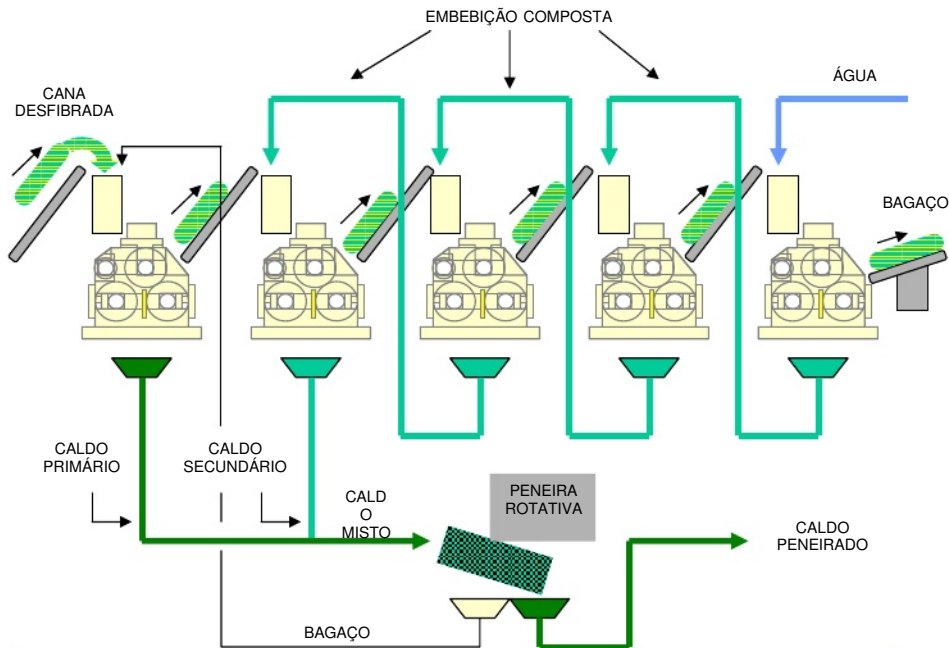
Aumento na temperatura da água de embebição:

- ~~Reduz a pega~~

Redução na abertura dos rolos e da bagaceira:

- Requer aumento da velocidade para manter a moagem
- Aumenta a ruptura das células
- Aumenta a potência necessária

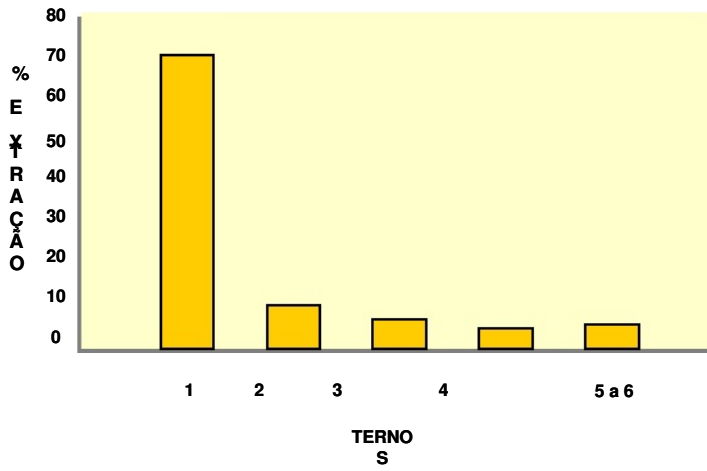
ESQUEMA DO CONJUNTO DE MOAGEM:



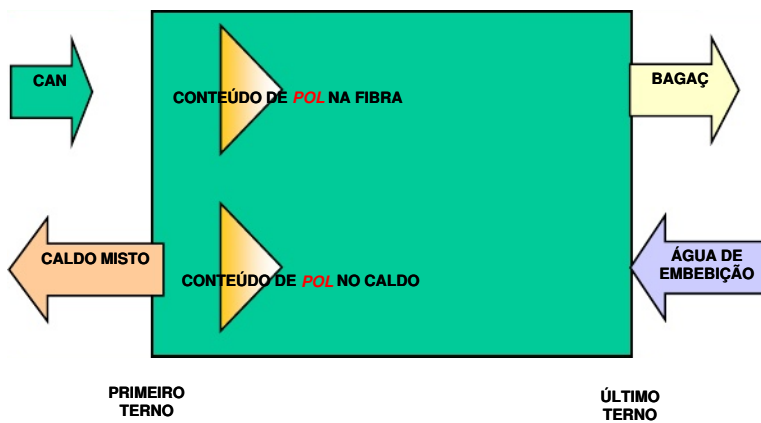
2.4 – Índices de eficiência da moagem:

- Para cada 1% de matéria estranha que entra na Usina, se perde 1,5 kg de açúcar por tonelada de cana moída.
- O índice de rupturas de células define o resultado do preparo de cana. Até 90% é aceitável.
- A extração no primeiro terço deve ser de 50 À 70%.
- A umidade do bagaço dever ser de 48 à 50%.
- A pol do bagaço na saída do último terço dever ser o mais baixo possível, sem afetar outros parâmetros da fábrica. A pol do bagaço até 1,5 é aceitável.
- A extração do caldo deve ser a maior possível. A média de extração para uma moenda é 96% e para um difusor é 98%.
- Limpeza das moendas, mantendo um perfeito estado de assepsia da área, fazendo desinfecção com água quente, vapor ou produtos químicos.

2.5 - Extração do Conjunto de Moinagem:



2.6 - Operação da Extração de Caldo:



2.7 - Automação da área de Moagem :

AUTOMATIZAÇÃO DA ALIMENTAÇÃO DE CANA

Este controle consiste em medir e controlar o nível de cana no chute-donelly do primeiro terno da moenda, atuando na velocidade da esteira de borracha. A velocidade da esteira metálica é sincronizada com a velocidade da esteira de borracha, controlando assim as esteiras de alimentação de cana para a moenda. Também é feita a proteção das turbinas dos picadores e desfibradores, para

evitar embuchamento nesses equipamentos, para isto é necessário a medição de rotação das turbinas. A proteção atua na velocidade da esteira metálica até que a turbina recupere a sua velocidade normal de trabalho.

O nível do colchão de cana da esteira também pode ser medido e entrar no controle, atuando na velocidade das esteiras caso o nível do colchão de cana diminua.

SINCRONISMO DA MESA ALIMENTADORA

Este controle consiste em medir a potência do motor da esteira metálica de cana e manter uma carga de cana determinada na esteira metálica. A velocidade da mesa alimentadora é controlada pela potência do motor da esteira e também pelo sincronismo com a velocidade das esteiras de cana.

CONTROLE DE VELOCIDADE DAS TURBINAS DAS MOENDAS

Este controle consiste em medir e controlar o nível de cana desfibrada no chute-donelly do segundo ao último terno da moenda, atuando na velocidade da turbina de acionamento do respectivo terno. Também pode ser amarrado pelo deslocamento do tolo superior, como um segundo elemento de controle.

PAANEL INTELIGENTE PARA TURBINA A VAPOR

Trata-se de um painel inteligente para controle da turbina a vapor, contendo um Controlador Lógico para segurança, trip da turbina, medição de pressões de vapor primário, vapor de escape, óleo de lubrificação e óleo de regulação da turbina, medições de temperatura dos mancais da turbina e redutores, medição da velocidade da turbina e comandos das bombas de lubrificação. Todos os comandos são feitos através de uma IHM local no painel ou através do sistema de supervisão.

CONTROLE DE VAZÃO DE ÁGUA DE EMBEBIÇÃO

Este controle consiste em medir e controlar a vazão de água de embebição. Este controle pode ter um set-point local para manter uma vazão fixa ou ter um set-point remoto, através da rotação da turbina do primeiro terno ou da vazão de caldo misto.

CONTROLE DE NÍVEL DA CAIXA DE CALDO

Este controle consiste em medir e controlar o nível da caixa de caldo, atuando na velocidade da turbina do primeiro terno da moenda.

CONTROLE DE VAZÃO OU DIVISÃO DO CALDO PARA FÁBRICA E DESTILARIA

Este controle consiste em medir e controlar a vazão de caldo para a fabrica e para a destilaria.

LIMPEZA AUTOMÁTICA

Este controle permite efetuar a limpeza automática da peneira de caldo e dos ternos da moenda, através de válvulas on/off de vapor ou água quente. O

controle consiste em efetuar limpezas automáticas temporariamente com

COMANDO E INTERTRAVAMENTO DE MOTORES

Este sistema permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação da moenda. Para os motores com soft-start ou inversor, poderá ser monitorado todos os dados de configuração, caso eles possuam comunicação Modbus.

MONITORAÇÃO E ALARME DE VARIÁVEIS AUXILIARES

- Medição de flutuação do rolo superior dos ternos de moenda
- Medição de temperatura dos mancais das turbinas, redutores, moendas, picadores, desfibradores, volandeiras e pinhões.
- Medição de temperatura da água de embebição
- Medição de temperatura do vapor para as turbinas
- Medição de pressão do vapor para as turbinas
- Medição de pressão de óleo de lubrificação das turbinas e moendas
- Medição de rotação das mesas alimentadores, esteiras e turbinas
- Medição de umidade do bagaço

SISTEMA DE SUPERVISÃO

Software de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, e interligado a uma rede Ethernet para comunicação com os outros setores da Usina.



Usina Cidade Gaúcha - Paraná

RESULTADOS OBTIDOS COM A AUTOMAÇÃO:

Estabilidade de moagem

Aumento da extração de caldo

Proteção contra embuchamento

Diminuição das perdas no bagaço (POL)

Diminuição das perdas de tempo por paradas

Diminuição das perdas por inversão de sacarose

Melhor embebição e umidade do bagaço

Economia de energia e vapor

Facilidade e segurança na operação



Mesa de Comando da Moenda – Controlador CD600



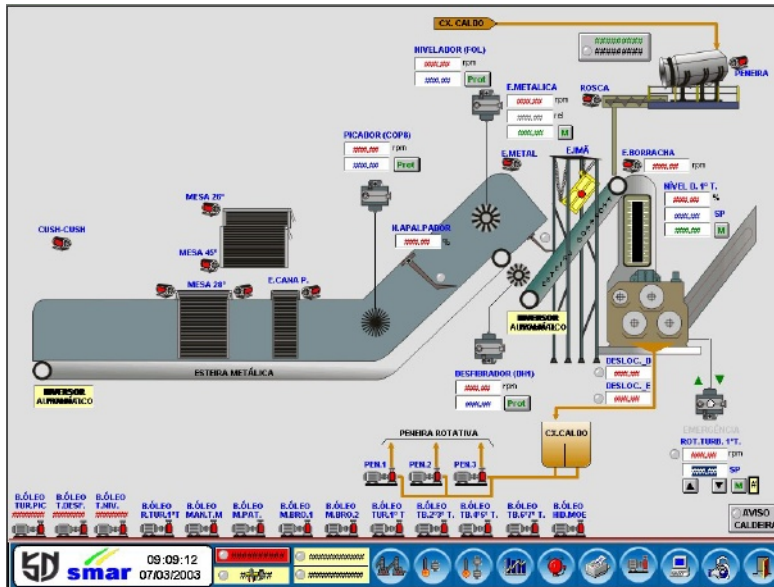
Painel de Comando da Moenda – Usina São Domingos – CLP LC700 SMAR



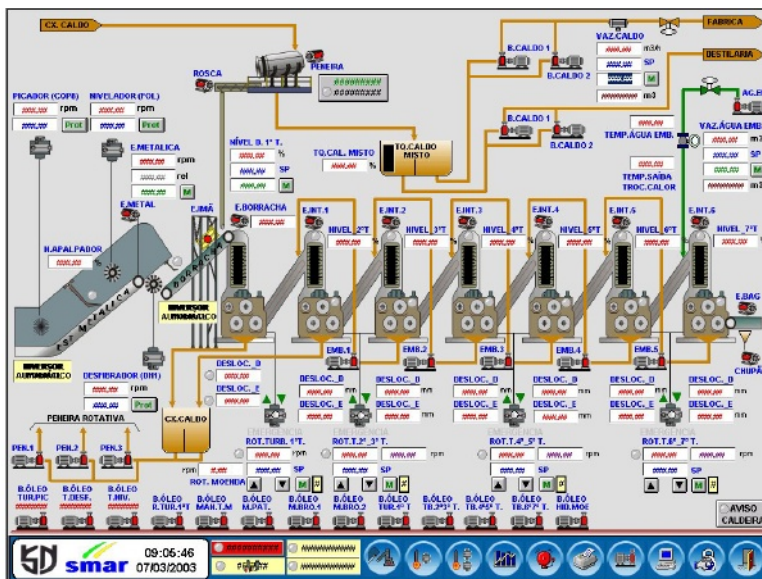
Painel Inteligente de Turbina dos ternos da Moenda – Usina Moema – CLP LC700 SMAR



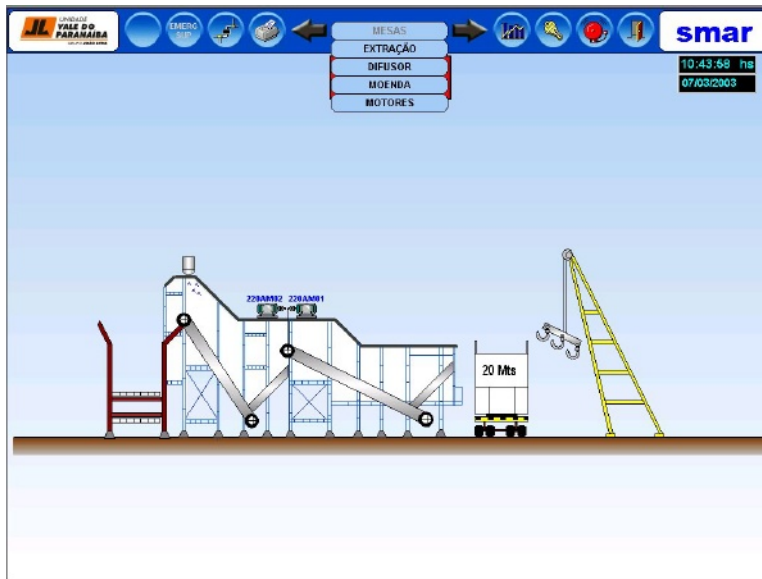
Mesa alimentadora automatizada – Usina Alcoazul – CLP LC700 SMAR



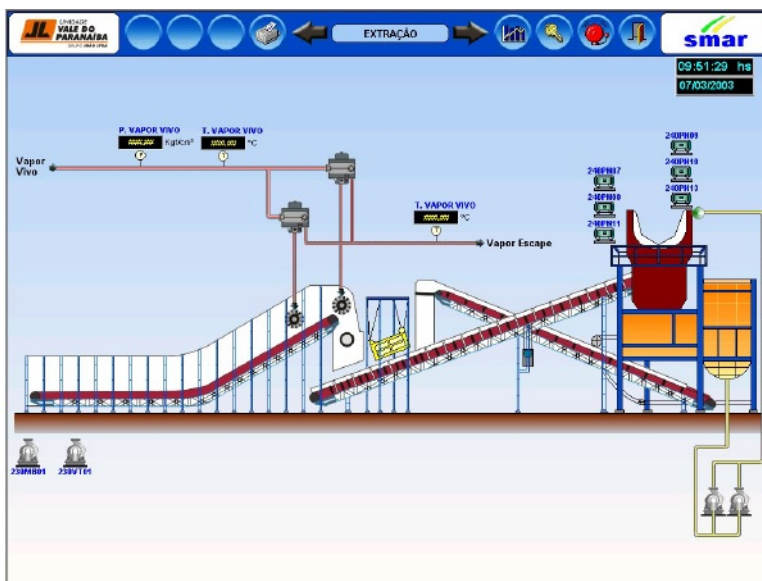
Tela do Preparo de Cana – Usina São Domingos



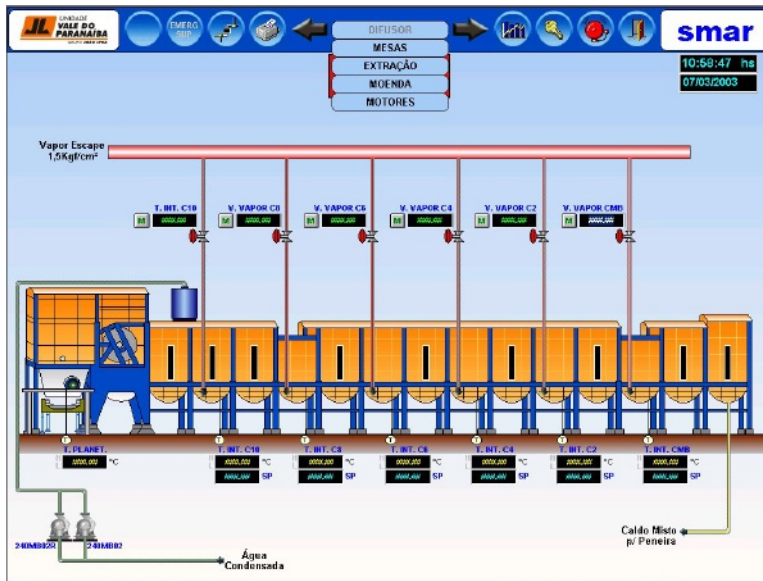
Tela da Moenda – Usina São Domingos



Tela da Mesa Alimentadora



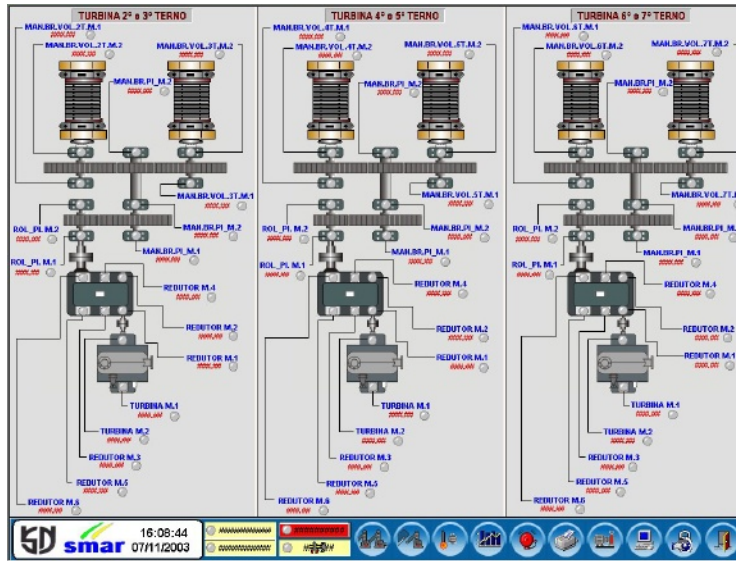
Tela do Preparo de Cana



Tela do Difusor de Cana



Tela do Secador e Esmagador na saída do Difusor de Cana



Tela das Temperaturas dos Mancais da Moenda – Usina São Domingos

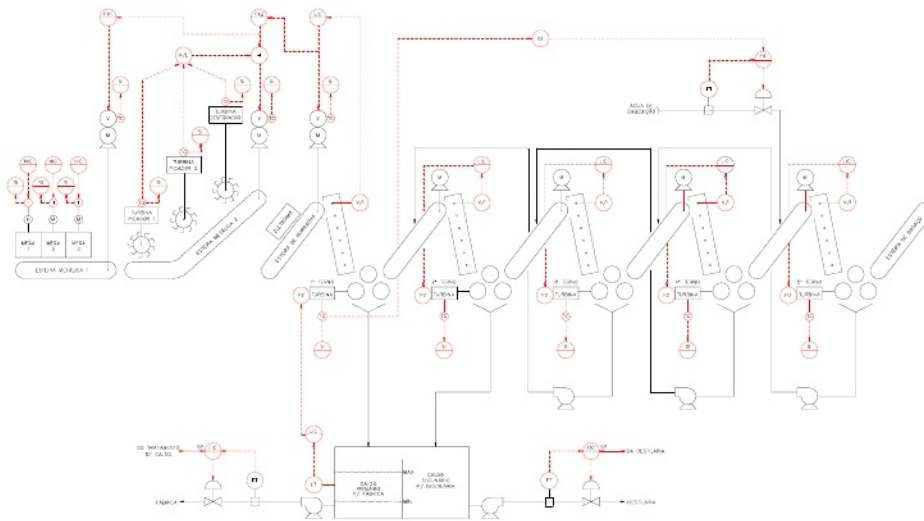
SEQUÊNCIA DE PARTIDA - CCM- MOENDA

BBA ÓLEO TURBINA PICADOR COPB	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO TURB. DESPILADOR DH1	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO TURBINA NIVELADOR FOL	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO REDUTOR 1º TERNO	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO DOS MANCAIS MOENDA	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO DOS MANCAIS PATENTE	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO MANCAIS DE BRONZE 1	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO MANCAIS DE BRONZE 2	LIGA	DESLIGA
ESTERA BRAGAÇO	LIGA	DESLIGA
ESTERA INTERMEDIÁRIA 6	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO TURBINA 6ª/7ª TERNO	LIGA	DESLIGA
ESTERA INTERMEDIÁRIA 5	LIGA	DESLIGA
ESTERA INTERMEDIÁRIA 4	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO TURBINA 4ª/5ª TERNO	LIGA	DESLIGA
ESTERA INTERMEDIÁRIA 3	LIGA	DESLIGA
ESTERA INTERMEDIÁRIA 2	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO TURBINA 2ª/3ª TERNO	LIGA	DESLIGA
ESTERA INTERMEDIÁRIA 1	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO TURBINA 1º TERNO	LIGA	DESLIGA
ROSCA SEM PENEIRA ROTATIVA	LIGA	DESLIGA
PENEIRA ROTATIVA	LIGA	DESLIGA
ELETRO IMÃ	LIGA	DESLIGA
ESTERA BORRACHA (INVERSOR)	LIGA	DESLIGA
ESTERA DE CANA (METÁLICA)	LIGA	DESLIGA
BBA 1 PENEIRA	LIGA	DESLIGA
BBA 2 PENEIRA	LIGA	DESLIGA
BBA 3 PENEIRA (RESERVA)	LIGA	DESLIGA
BBA DE EMBEDIÇÃO 1	LIGA	DESLIGA
BBA DE EMBEDIÇÃO 2	LIGA	DESLIGA
BBA DE EMBEDIÇÃO 3	LIGA	DESLIGA
BBA DE EMBEDIÇÃO 4	LIGA	DESLIGA
BBA DE EMBEDIÇÃO 5	LIGA	DESLIGA
BBA DE ÁGUA EMBEDIÇÃO	LIGA	DESLIGA
BBA ÓLEO HIDRÁULICO DA MOENDA	LIGA	DESLIGA
BBA CHIPAÇO	LIGA	DESLIGA
RESERVA		

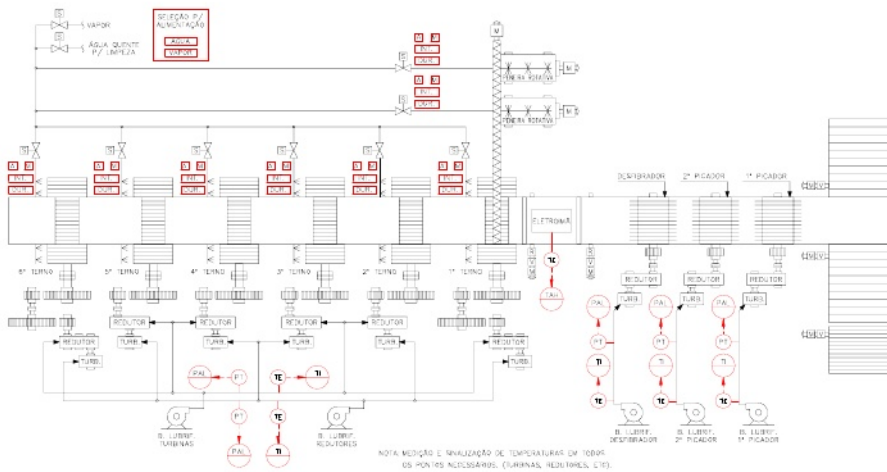
16:15:52 07/11/2003

Tela de Partida dos Motores da Moenda – Usina São Domingos

FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA MOENDA



VISTA EM PLANTA DA MOENDA



Capítulo 3

TRATAMENTO DO CALDO, EVAPORAÇÃO E FLOTADOR DE XAROPÊ



Capítulo 3 - TRATAMENTO DO CALDO, Evaporação e Flotador de Xarope

3.1 – Tratamento do Caldo

O caldo extraído na moagem chega a etapa de cristalização com uma mistura complexa, contendo os componentes integrais da cana-de-açúcar e mais as matérias estranhas incorporadas ao caldo acidentalmente, através do corte de cana, da colheita, do transporte, das operações na moagem. Por isso o caldo deve passar por um processo de Clarificação Simples, que consiste em um tratamento com cal e calor antes da etapa de evaporação.

Os principais objetivos da Clarificação Simples são:

- Elevar o pH do caldo a um nível onde as perdas de sacarose por inversão permaneçam num nível mínimo durante o processo subsequente de recuperação de açúcar
- Incremento da pureza
- Eliminação de colóides
- Separação dos não-açúcares
- Separação de matérias estranhas como a terra, bagacinhos finos e outras substâncias solúveis que sejam prejudiciais
- Produzir um caldo limpo

Controlando o pH a um nível ótimo, assegura-se uma remoção satisfatória dos compostos indesejáveis no caldo e fornece uma condição adequada para a recuperação de açúcar.

O pH ideal do caldo é aquele que resulta num pH do xarope de 6,5. Trata-se do valor mais ou menos ótimo para conduzir as etapas subsequentes de cristalização, fornecendo massas cozidas fáceis de cristalizar, mínimo desenvolvimento de compostos e cor indesejáveis, pequena decomposição dos açúcares redutores e perda de sacarose por inversão.

A clarificação Simples é o método mais antigo de purificação do caldo. Este tratamento a base de cal e calor forma um precipitado pesado de composição complexa, no qual parte é mais leve e parte é mais pesada do que o caldo. Esse precipitado flocculante leva consigo a maior parte do material fino que está no caldo e que não foi extraído pelas peneiras no setor de moagem.

A separação deste precipitado é feita por sedimentação e decantação.

Esse processo de Clarificação Simples é utilizado para a fabricação do açúcar demerara ou VHP, porém para a fabricação do açúcar cristal (conhecido como brando direto) é necessário melhorar a cor e o brilho do açúcar. Para produzir tal açúcar é necessário recorrer a procedimentos mais complexos do que a Clarificação Simples. Os procedimentos que usam SO₂ ou CO₂ com cal, processos chamados de Sulfitação e Carbonatação, respectivamente.

O açúcar produzido pelo processo de Carbonatação é de melhor qualidade e mais uniforme do que o produzido por Sulfitação, porém seu custo é muito maior. Por este motivo a Carbonatação não é muito utilizado no hemisfério ocidental, mas é muito utilizado no hemisfério oriental (Java, Formosa, Índia, África do Sul e outros países).

A Sulfitação pode ser feita à frio ou à quente, antes ou depois do tratamento com cal.

A Sulfitação é feita de forma contínua, já que o caldo e os gases de SO_2 passam ~~Sulfitação~~ simultaneamente em contracorrente através de uma torre (Coluna de

O gás dióxido de enxofre (SO_2) é obtido pela combustão do enxofre em fornos. O gás é resfriado para evitar a formação de SO_3 , pois aumentaria o consumo de enxofre.

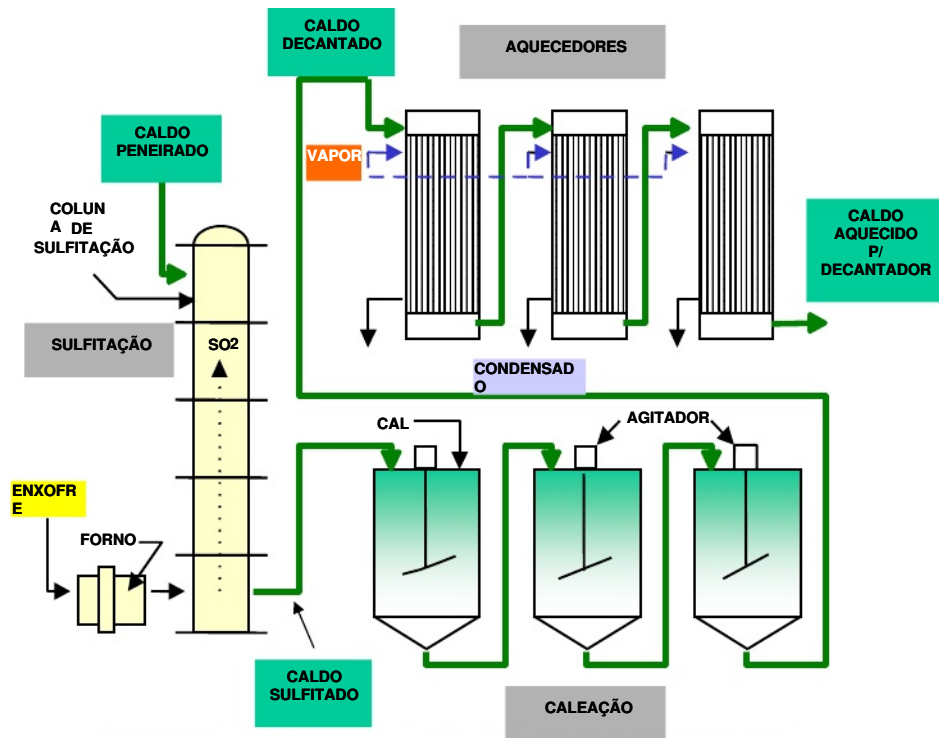
O Leite de Cal (hidróxido de cálcio) é obtido através da mistura de cal virgem com água. A cal virgem deve possuir cerca de 90% de óxido de cálcio. O leite de cal deve ser preparada com 3 à 4 graus Baume, pois este valor garante a controlabilidade do processo.

A operação de Aquecimento consiste na elevação da temperatura do caldo caledado a uns graus acima de sua temperatura de ebulição (mais ou menos 105°C).



Forno de enxofre para Sulfitação do Caldo

ESQUEMA DO TRATAMENTO DO CALDO:

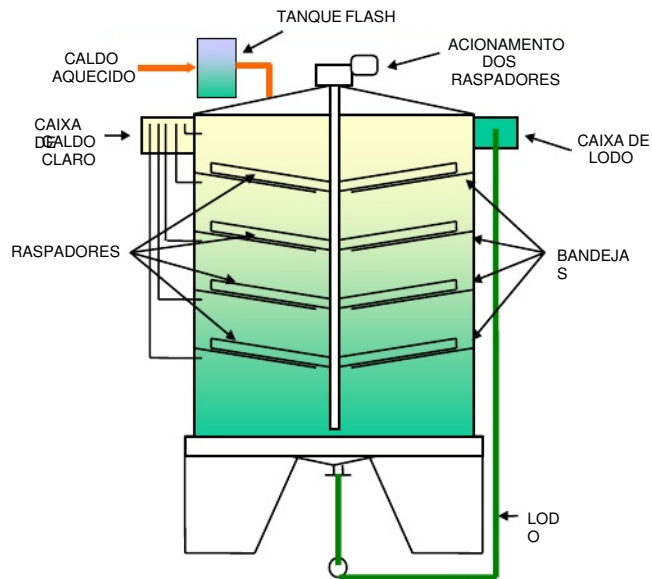


Coluna de Sulfitação e Aquecedores de Caldo

DECANTADORES PARA A CLARIFICAÇÃO CONTÍNUA

Depois que o caldo é sulfitado, caledado e aquecido, ele é enviado para os decantadores para que seja feita a separação das impurezas (lodo). O tempo de retenção do caldo nos decantadores varia de 2 a 4 horas. Atualmente está utilizando Decantadores Rápidos que trabalham com um tempo de retenção menor do caldo, em média de 40 minutos.

ESQUEMA DE UM DECANTADOR:



3.2 - Automação da área de Tratamento do Caldo:

CONTROLE DE pH DO CALDO SULFITADO

Esse controle consiste em medir o pH do caldo após a sulfitação e controlar a velocidade do inversor de frequência da rosca sem fim que alimenta a vazão de enxofre para forno rotativo.

CONTROLE DE pH DO CALDO CALEADO

Esse controle consiste em medir o pH do caldo caleado e controlar a vazão de leite de cal para correção do pH do caldo. A dosagem de leite de cal pode ser feita através de válvula de controle ou de bomba dosadora com inversor de frequência, sendo este último a mais recomendada.

O controle de pH pode ser fracionário, com duas dosagens de leite de cal, uma dosagem na caleação em função da vazão de caldo e outra dosagem fina no balão flash, medindo o pH e controlando a dosagem de leite de cal.

CONTROLE DE TEMPERATURA DO CALDO

Esse controle consiste em medir a temperatura na saída dos aquecedores de caldo e controlar a vazão de vapor para os aquecedores, mantendo a temperatura ideal para a decantação.

CONTROLE DE VAZÃO E DIVISÃO DO CALDO PARA OS DECANTADORES

Esse controle consiste em medir e controlar a vazão de caldo para os decantadores. Caso a Usina possua vários decantadores é recomendado fazer a divisão do caldo, medindo a vazão geral de caldo e distribuindo o caldo proporcionalmente para cada decantador. O nível da caixa de caldo caleado pode fazer parte do controle, alterando a vazão nos casos de níveis críticos (alto e muito baixo).

CONTROLE DE DOSAGEM DE POLÍMERO PARA OS DECANTADORES

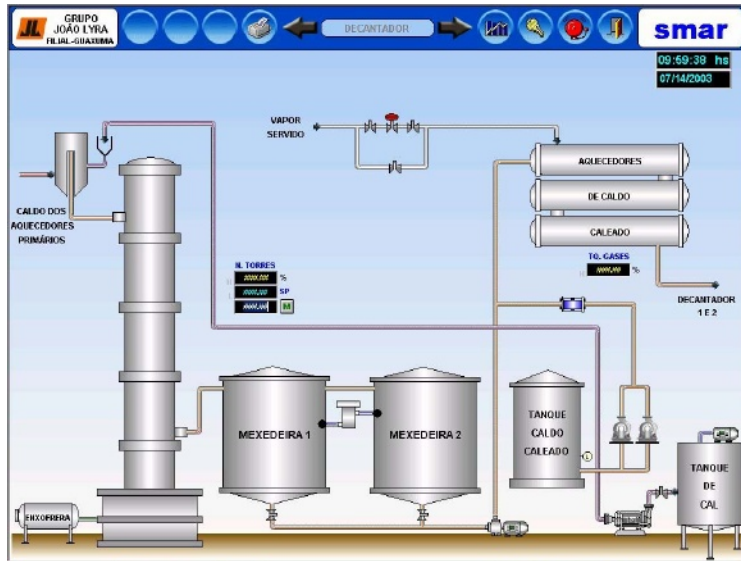
Esse controle consiste em controlar a dosagem de polímero para cada decantador, em função da vazão de caldo, mantendo uma relação caldo x polímero.

CONTROLE DE RETIRADA DE LODO DOS DECANTADORES

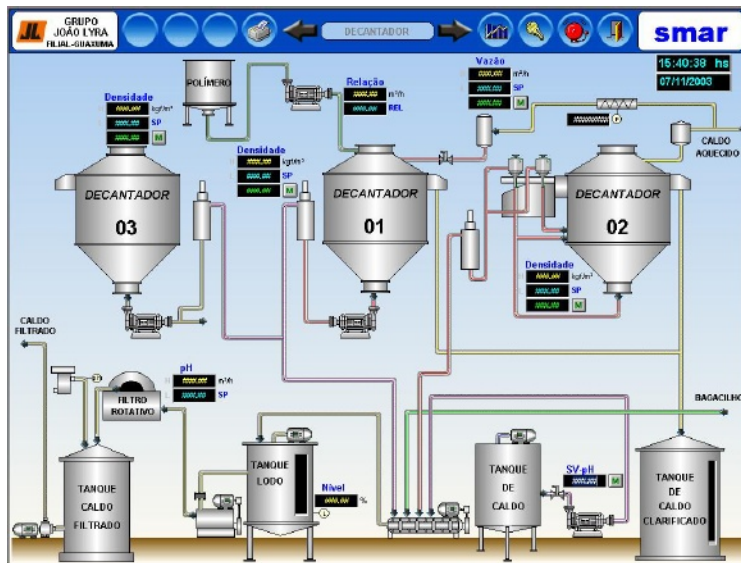
Esse controle consiste em medir a densidade do lodo na saída do decantador e controlar a vazão de saída do lodo através de uma bomba dosadora ou válvula rotativa.

RESULTADOS OBTIDOS COM A AUTOMAÇÃO:

Conteúdo de SO_2 do caldo (ppm) dentro dos parâmetros estabelecidos
Estabilidade do pH do caldo
Temperatura ótima para decantação
Maior remoção do lodo
Menor afetação na cor
Diminuição das perdas por inversão
Melhor recuperação dos filtros (pol da torta)
Menor quantidade de mel na fábrica



Tela do Tratamento do Caldo



Tela dos Decantadores

3.3 - FILTRAGEM DO LODO

O material sedimentado nos decantadores (lodo) é enviado para a filtragem, para ser feita a recuperação da sacarose presente no lodo.

A filtragem é feita através de Filtro Rotativo à Vácuo. O filtro é um tambor rotativo, onde a parte inferior está imersa no cocho de lodo. O tambor possui três zonas de filtragens independentes (Zona de baixo vácuo, zona de alto vácuo e zona de descarga), cobertas por um tela perfurada.

O lodo é misturado com bagacinhos finos, criando uma mistura porosa (torta) que permite a pega no tambor do filtro e a filtrabilidade da torta.

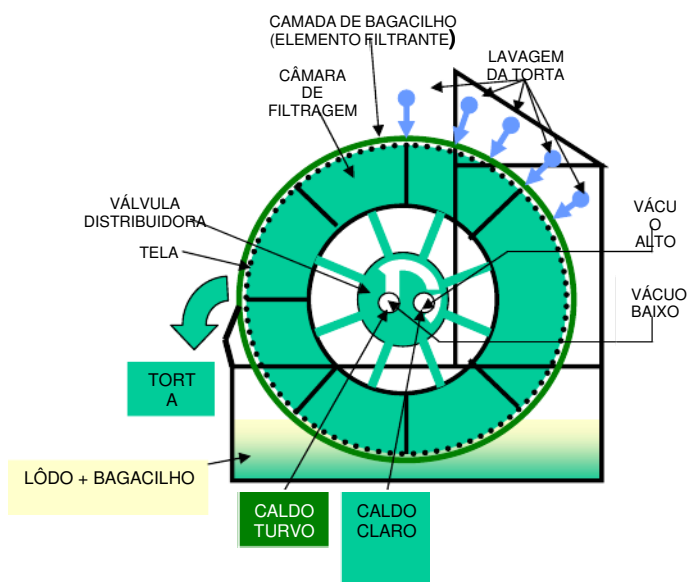
A zona de baixo vácuo serve para efetuar a pega da torta.

Na zona de alto vácuo é feita a aplicação da água na superfície da torta por aspersão. A água passa através da torta, retirando o caldo.

Na zona de descarga é feita a raspagem da tela para a retirada da torta filtrada.

O caldo turvo e claro são retornados para caixa de caldo misto e a torta rejeitada é enviada para a lavoura. A pol da torta rejeitada não deve ser superior a 1,5%.

ESQUEMA DE UM FILTRO ROTATIVO:



3.4 - Auto mação da área de Filtragem do Lodo:

CONTROLE DE NÍVEL DA CAIXA DE LODO

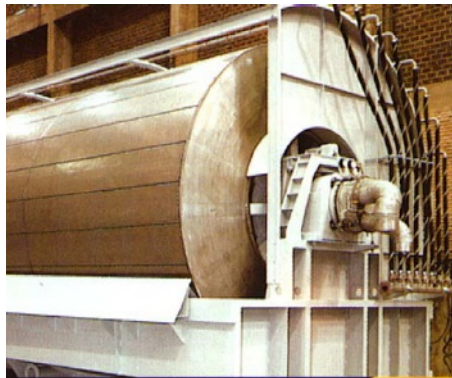
Esse controle consiste em medir o nível da caixa de lodo e controlar a velocidade do inversor de frequência do Filtro Rotativo, com um limite máximo e mínimo.

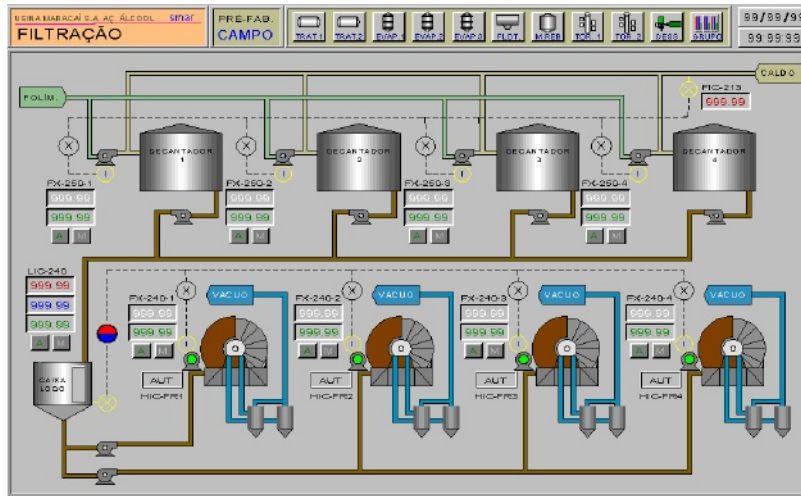
CONTROLE DE NÍVEL DO COCHO DE LODO

Esse controle consiste em medir e controlar o nível do cocho de lodo.

CONTROLE DE PREPARO DA TORTA

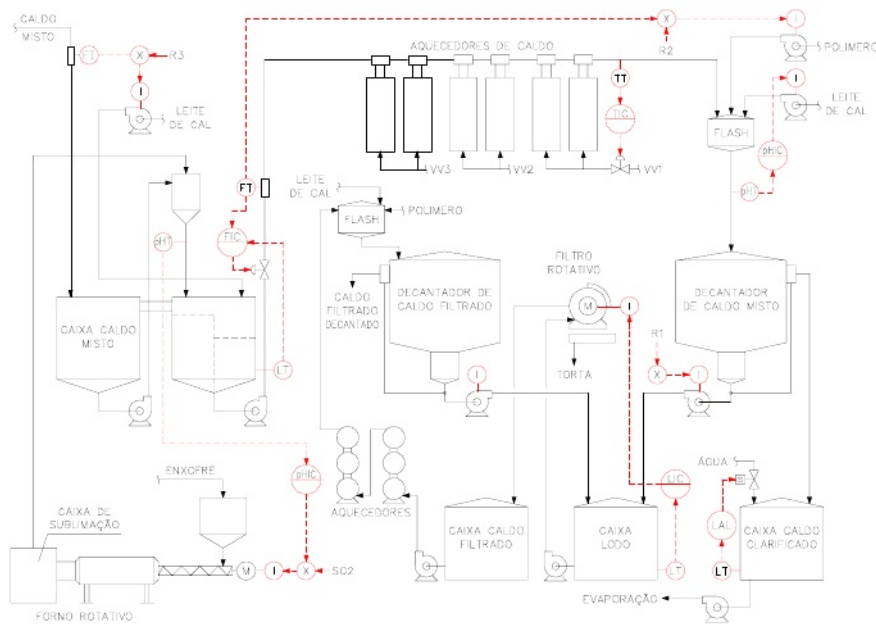
Esse controle consiste em medir a densidade da torta e dosar a vazão de bagacinho para a mistura com o lodo.





Tela dos Filtros Rotativos à Vácuo

FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DO TRATAMENTO DO CALDO:



3.5 - EVAPORAÇÃO

O tratamento do Caldo fornece um caldo clarificado. Este caldo é açúcar dissolvido na água, com certas impurezas. Como já se eliminou parte das impurezas, é preciso evaporar a água. Esta é a finalidade da Evaporação.

Porém, à medida que a água é extraída do caldo, o açúcar fica concentrado, até aproximar do seu ponto de saturação, isto é, do ponto em que os cristais começam a aparecer na massa.

A concentração é levada até seu ponto máximo, quando o licor-mãe fica apenas nos espaços livres entre os cristais (massa cozida). Evidentemente uma massa assim não pode ser manipulada como um caldo ou um xarope líquido. Por isso a concentração é separada em duas fases:

- A evaporação, que concentra o caldo clarificado até formar o xarope, trabalhando apenas com um produto líquido.
- O cozimento, que começa justamente antes do momento em que os cristais começam a aparecer no xarope e vai até a concentração máxima.

O ponto de cristalização do caldo de cana fica nas proximidades de 78° a 80° brix. Teoricamente é possível obter a evaporação até 75° brix, porém no cozimento é preciso de um xarope ainda capaz de dissolver cristais falsos, que se formam no início do cozimento. Por isso o xarope tem em média 65° brix.

Um evaporador de Usina é constituído principalmente por uma calandra tubular, a qual serve como aparelho de intercâmbio de temperatura. O vapor de aquecimento envolve os tubos externamente e o caldo a ser evaporado está no interior do tubo.

O vapor entra na calandra com uma temperatura e pressão fixa, no qual condensa, liberando assim seu calor latente. No interior dos tubos está o caldo com uma temperatura e pressão menor que absorve o calor liberado pela condensação do vapor.

A remoção inadequada dos condensados pode causar afogamento parcial dos tubos no lado da calandra, com redução da superfície efetiva de aquecimento. Os condensados contaminados são encaminhados para a fábrica, como água de diluição e o condensado bom é retornado para a geração de vapor (caldeiras) para o seu reaproveitamento.

O vapor utilizado na Pré-Evaporação é o Vapor de Escape das turbinas à vapor do setor de moagem e da casa quebra-çã. O Vapor de Escape possui uma pressão média de 1,5 kgf/cm².

Em média a evaporação consome entre 200 a 300 quilos de vapor para evaporar 1000 quilos de água. Enquanto o cozimento consome em média 1100 quilos de vapor para evaporar até 1000 quilos de água.

A evaporação é dividida em duas partes: Pré-evaporação e Evaporação.

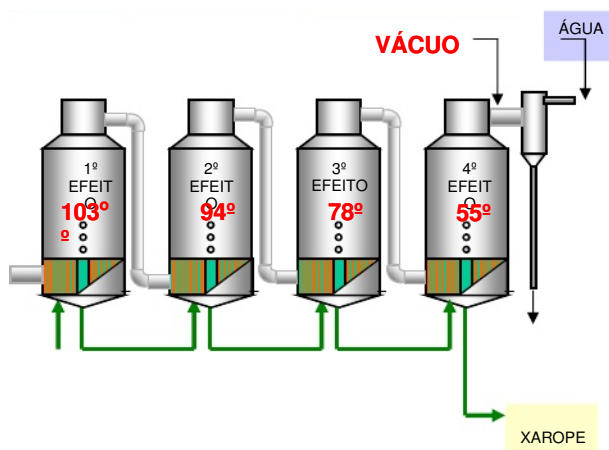
O caldo é primeiro concentrado em um vaso de pressão (pré-evaporador), que trabalha com Vapor de Escape com pressão de 1,5 kgf/cm² na calandra. A água evaporada é extraída do corpo do pré-evaporador em forma de vapor a 0,7 kgf/cm² (Vapor Vegetal).

O Vapor Vegetal gerado nos pré-evaporadores são utilizadas na Evaporação em

Múltiplos Efeitos, para a concentração à vácuo com a água em 20° brix. Esse caldo é enviado para a evaporação em múltiplos efeitos, que deverá ser concentrado até formar o xarope, que deverá conter uma concentração em média de 65° brix.

Na evaporação em múltiplos efeitos, o vapor da ebulição do caldo de um corpo é usado como fonte de calor para o corpo seguinte. Isto pode ser realizado pela redução da pressão no corpo seguinte. Em um arranjo em série, ou múltiplos efeitos, o princípio de Rillieux estabelece que uma unidade de vapor evaporará tantas unidades de água quantos forem os corpos ou efeitos. Assim, em um conjunto de 4 efeitos em série ou quádruplo efeito como é conhecido, uma unidade de vapor é capaz de evaporar quatro unidades de água.

No corpo do último efeito é feito vácuo para garantir a queda de pressão e temperatura de cada efeito.



Esquema de Múltiplos Efeitos

Para obter um Vácuo, os vapores liberados pela evaporação devem ser condensados.

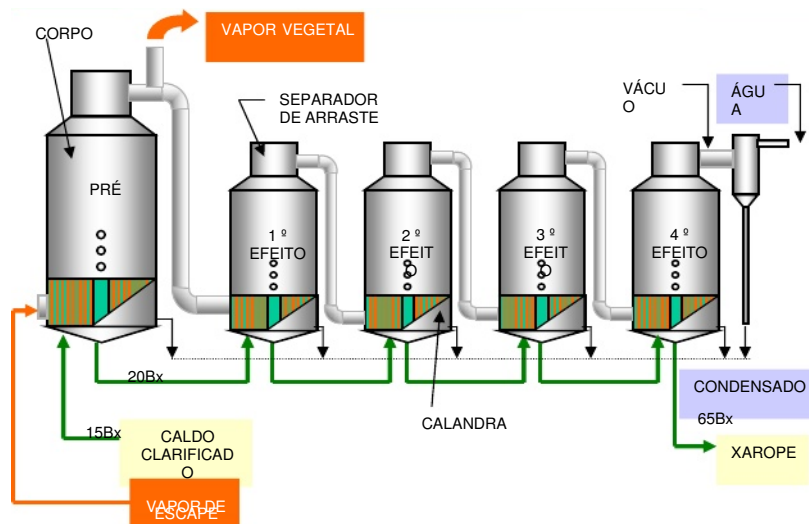
O condensador é um recipiente cilíndrico e fechado, que entra água fria na parte superior, que entra em contato com os vapores quentes, que condensam aumentando sua própria temperatura. A mistura da água fria e o condensado dos vapores, saem pela parte inferior do condensador, por uma tubulação até o poço quente, que está no piso zero. Esta água é enviada para a torre de resfriamento

e voltará novamente para o condensador, em um circuito fechado.

Os condensadores mais utilizados são:

- condensador em contracorrente , onde o vapor entra na lateral, perto do fundo.
- condensador de corrente paralela , onde o vapor entra por cima.
- condensador ejetor (Multijato) , que é uma modificação do condensador de corrente paralela, onde a água fria entra em forma de spray, através dos bicos do multijato.

CONJUNTO DE EVAPORAÇÃO:





Conjunto de Evaporação Convencional tipo Roberts

Existe vários tipos de evaporadores:

- Evaporador Roberts que é o convencional e mais utilizados pelas usinas.
- **Evaporador Kestine** este é o mais utilizado na África do Sul.
- Evaporador à placas, que é mais utilizado nas refinarias de açúcar para concentração da calda.

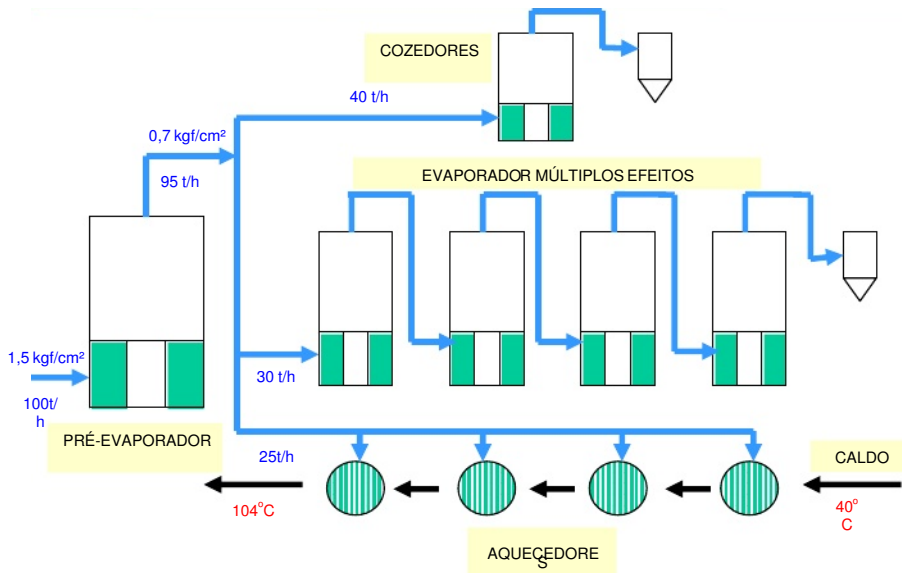


Evaporador à placas



Evaporador de Filme Descendente

FLUXOGRAMA DO VAPOR VEGETAL:



A área de evaporação é centro do balanço energético da Usina, pois ela recebe vapores de escape de alta pressão e entrega vapores vegetais com baixa pressão aos aquecedores, aos cozedores à vácuo e em alguns casos aos aparelhos de destilação.

Em alguns múltiplos efeitos é possível a sangria de vapor vegetal do 1º e 2º efeitos, utilizados para os aquecedores primários.

3.6 - Automação da área de Evaporação:

CONTROLE DE NÍVEL DA CAIXA DE CALDO CLARIFICADO

Esse controle consiste em medir o nível da caixa de caldo clarificado, abrindo uma válvula on/off de água quente, se caso o nível chegar a um nível crítico muito baixo. Esse controle é importante para não faltar líquido para os evaporadores, o que poderia aquecer os tubos da calandra e parar a geração do Vapor Vegetal, que causaria falta de vapor para os cozedores e aquecedores.

CONTROLE DE TEMPERATURA DO CALDO

Esse controle consiste em medir a temperatura do caldo antes da entrada no pré-evaporador, e controlar a vazão de vapor para o aquecedor de caldo. Esse controle é importante, pois o caldo irá entrar no pré-evaporador perto de sua temperatura de ebulição, não prejudicando a eficiência do pré-evaporador.

CONTROLE DE NÍVEL DOS PRÉ-EVAPORADORES

Esse controle consiste em medir e controlar o nível de caldo para garantir a máxima eficiência do pré-evaporador. Nível alto no pré-evaporador pode contaminar o Vapor Vegetal.

CONTROLE DE VAZÃO E DIVISÃO DO CALDO PARA VÁRIOS PRÉ-EVAPORADORES

Esse controle consiste em medir a vazão de caldo para cada pré-evaporador, e distribuir a vazão proporcional para cada um, de modo que não falte caldo para nenhum pré-evaporador. A vazão geral de caldo é medida e feita uma relação para o controle individual de vazão para cada pré-evaporador.

CONTROLE DE NÍVEL DAS CAIXAS DA EVAPORAÇÃO MÚLTIPLOS E FEITOS

Esse controle consiste em medir o nível de caixa da evaporação, e controlar a vazão de entrada de caldo. Esse controle permite trabalhar com o nível ótimo para evaporação. Se o nível estiver muito baixo, a superfície de aquecimento dos tubos não será usada integralmente, e os tubos podem secar na parte superior. Se o nível estiver muito alto, a parte inferior do tubo fica afogada com caldo que se move a baixa velocidade, não obtendo por consequência, a máxima evaporação.

O nível ótimo é aquele em que o líquido começa a ser arrastado para o topo dos tubos através das bolhas de vapor, com somente um pequeno fluxo na parte superior do espelho. Este nível varia com o tamanho dos tubos, temperatura, taxa de transferência de calor, incrustações e viscosidade do caldo. O nível ótimo está cerca de 25 a 40% da calandra.

CONTROLE DE VAZÃO DE CALDO PARA A EVAPORAÇÃO MÚLTIPLOS E FEITOS

Esse controle consiste em medir e controlar a vazão de caldo na entrada do 1º efeito da evaporação. Esse controle pode trabalhar em cascata com o controle de nível do 1º efeito.

CONTROLE DE BRIX DO XAROP E

Esse controle consiste em medir o brix do xarope e controlar a vazão de xarope na saída do último efeito da evaporação.

CONTROLE DE VÁCUO DO ÚLTIMO EFEITO DA EVAPORAÇÃO

Esse controle consiste em medir a pressão do corpo do último efeito, e controlar a vazão de água fria para o condensador barométrico ou multijato.

CONTROLE DE RETIRADA DOS GASES INCONDENSÁVEIS DO 3 E 4

Esse controle consiste em medir a temperatura do vapor na calandra e a temperatura na saída dos gases, mantendo um diferencial de temperatura, controlando a vazão de saída dos gases.

CONTROLE DE NÍVEL DAS CAIXAS DE CONDENSADO

Esse controle consiste em medir o nível da caixa de condensado, e controlando a vazão de condensado na saída da caixa. Esse controle garante a extração de condensado da calandra, permitindo que o evaporador trabalhe com sua máxima eficiência.

MONITORAÇÃO E ALARME DE VARIÁVEIS AUXILIARES

- Temperatura do caldo clarificado
- Temperatura do corpo das caixas de evaporação
- Temperatura da calandra das caixas de evaporação
- Temperatura da água fria na entrada do multijato
- Temperatura da água quente na saída do multijato
- Pressão do corpo das caixas de evaporação
- Pressão do Vapor de Escape
- Pressão do Vapor Vegetal
- Condutividade do condensado

COMANDO E INTERTRAVAMENTO DE MOTORES

Este sistema permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação da evaporação.

SISTEMA DE SUPERVISÃO

Software de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, e interligado a uma rede Ethernet para comunicação com os outros setores da Usina.

RESULTADOS OBTIDOS COM A AUTOMAÇÃO DA EVAPORAÇÃO:

Estabilidade do brix do xarope

Garanti a da geração de vapor vegetal na falta de caldo

Melhora na eficiência da evaporação

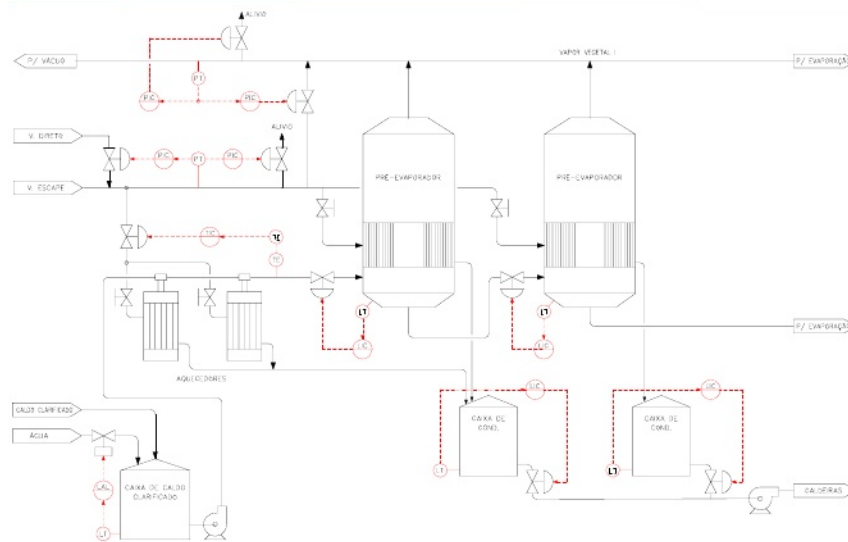
Diminuição da incrustação

Menor afetação na cor

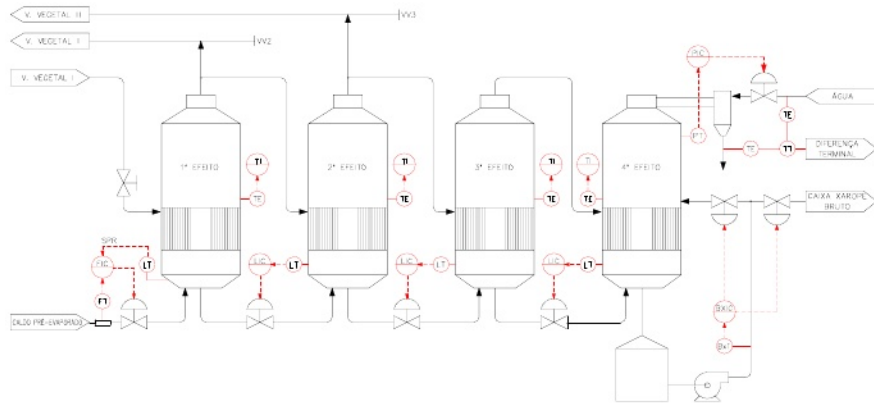
Melhor aproveitamento da energia

Trabalho de cada efeito dentro dos parâmetros estabelecidos de pressão e temperatura

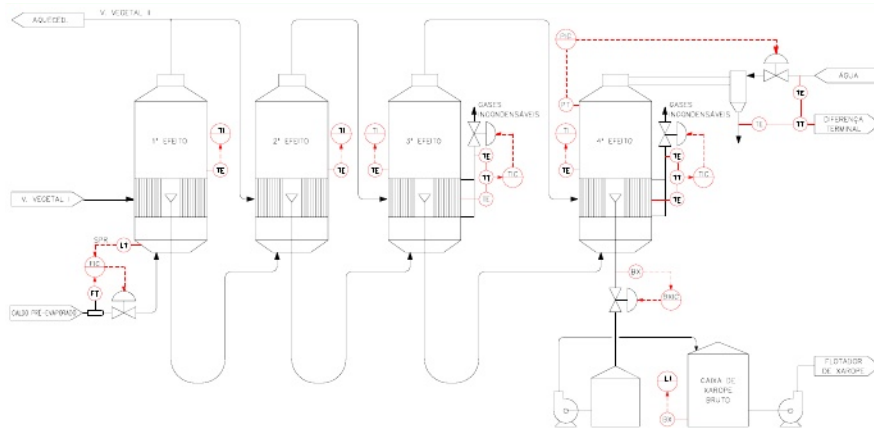
FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA PRÉ-EVAPORAÇÃO



FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA EVAPORAÇÃO MÚLTIPLOS EFEITOS COM CONTROLE DE NÍVEL DAS CAIXAS



FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA EVAPORAÇÃO MÚLTIPLOS EFEITOS COM CONTROLE DE VAZÃO DE CALDO

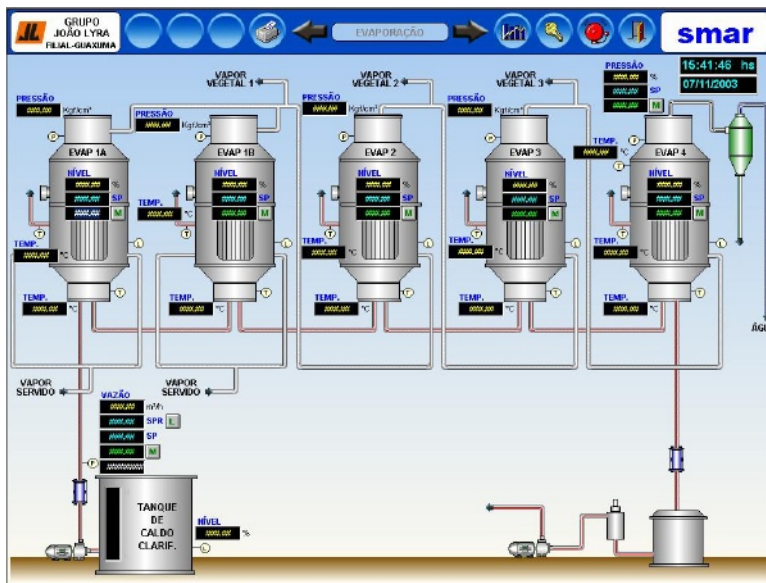


A filosofia deste modo de controle da evaporação é manter a vazão da entrada de caldo e o brix do xarope. Conhecendo a taxa de evaporação do múltiplo efeito, podemos calcular a vazão ideal de caldo para um brix desejável do xarope, teoricamente com a evaporação limpa. Então fixamos este valor como set-point para a vazão de caldo e set-point desejável para o brix do xarope (exemplo: se a evaporação estiver limpa, a evaporação deve evaporar 100 m³/hora de caldo, resultando um xarope com 65° brix). Então colocamos a evaporação em funcionamento. Com o passar do tempo, as caixas irão perder

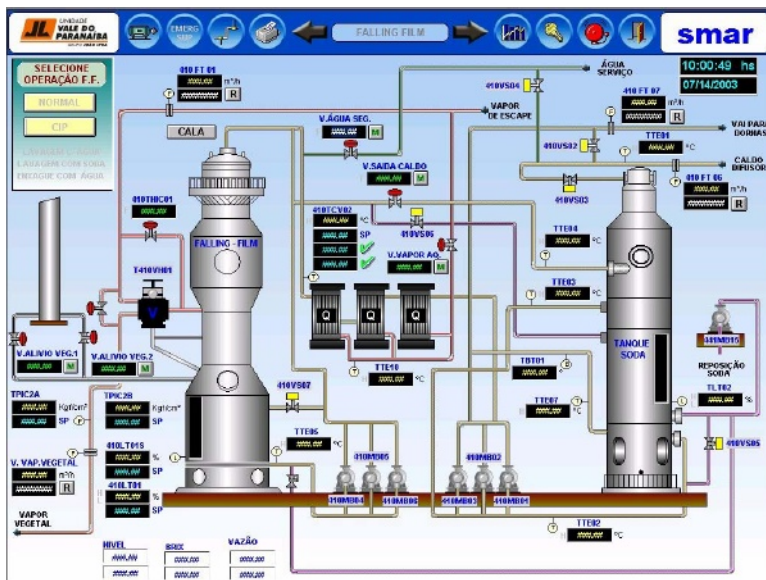
eficiência devido a incrustações, então o controle de brix desejável de mais, consequentemente irá subir o nível de caldo, como as caixas estão interligadas, o nível do 1° efeito também irá subir, como o controle de vazão está em cascata com o nível do 1° efeito, esse controle irá reduzir a vazão de caldo. Portanto a evaporação irá se ajustar para manter o brix desejável. Caso a nova vazão ideal de caldo for baixa, devido a caixa pulmão de caldo clarificado estiver alta, o operador poderá baixar o brix desejável do xarope.



Medidor de vazão com válvula de controle de caldo



Telas de Sinóptico da Evaporação



Telas de Sinóptico do Evaporador Falling Film

3.7 - FLOTADOR DE XAROP E

Querendo produzir um açúcar de melhor qualidade, se fazer uma Clarificação do Xarope através de uma operação unitária baseada na Flotação.

Neste processo tecnológico se aplica um acondicionamento físico-químico das impurezas de forma que elas mesmas se agrupem em flóculos, e pela diferença

de densidade se separam do líquido xaropeal se encontram em suspensão,

Neste processo se produz ainda uma forte descoloração do xarope.

Por meio deste processo são eliminados grandes partes das gomas, polissacarídeos, amídon s. Além de diminuir a viscosidade e ganhar um incremento de pureza.

Este processo consiste em aumentar a acidez do xarope, de maneira que se torne necessário utilizar mais leite de cal para atingir a neutralização novamente.

O xarope recebe uma dosagem de ácido fosfórico e é aquecido com vapor, para depois receber o leite de cal para neutralização do pH. Então o xarope passa por um sistema de aeração e recebe a dosagem do polímero e do descolorante, para depois ser submetido ao Flotador. O polímero de flotação reage com o ar, com os sais e as impurezas, formando um flóculo menos denso que o xarope, subindo para a superfície superior do flotador, formando uma espuma que é separada através de um raspador, que depois é diluída é retornada para a caixa de caldo misto.



Clarificador da Refinadora Catarinense (Açúcar Portobelo) - Ilhota / SC

3.8 - Automação da área de Flotação de Xarope:

CONTROLE DE VAZÃO DE XAROPE EM CASCATA COM CONTROLE DE NÍVEL DA CAIXA DE XAROPE

Esse controle consiste em medir e controlar a vazão de xarope para o Flotador, em cascata com controle de nível da caixa pulmão de xarope. Se o nível estiver dentro de uma faixa pré estabelecida, a vazão de xarope terá um set-point local com a vazão desejada de trabalho. Caso ocorra um nível crítico (muito baixo ou muito alto), o controle de nível atuará na vazão de xarope. Esse controle é muito importante para estabilizar a vazão, pois as oscilações de vazão interferem na formação dos flóculos e no processo de flotação.

DOSAGEM AUTOMÁTICA DE ÁCIDO FOSFÓRICO

Esse controle consiste em dosar automaticamente o ácido fosfórico, em função da vazão de xarope, através de uma relação, garantindo então a dosagem correta de ácido fosfórico, evitando danos ao processo e economia de ácido.

DOSAGEM AUTOMÁTICA DE POLÍMERO

Esse controle consiste em dosar automaticamente o polímero, em função da vazão de xarope, através de uma relação, garantindo então a dosagem correta de polímero, evitando danos ao processo e economia de polímero.

DOSAGEM AUTOMÁTICA DE DESCOLORANTE

Esse controle consiste em dosar automaticamente o descolorante, em função da vazão de xarope, através de uma relação, garantindo então a dosagem correta de descolorante, evitando danos ao processo e economia de descolorante.

CONTROLE DE TEMPERATURA DO XAROPE

Esse controle consiste em medir a temperatura do xarope, e controlar a vazão de vapor para o aquecedor, garantindo a temperatura ideal para a Flotação.

CONTROLE DE PH DO XAROPE

Esse controle consiste em medir o pH do xarope, e controlar a vazão de leite de cal, garantindo a neutralização do xarope e evitando danos ao processo de cristalização.

CONTROLE DE NÍVEL DO AERADOR

Esse controle consiste em medir o nível de xarope no aerador, através de uma válvula na saída de xarope do aerador.

COMANDO E INTERTRAVAMENTO DE MOTORES

Este sistema permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação do flotador.

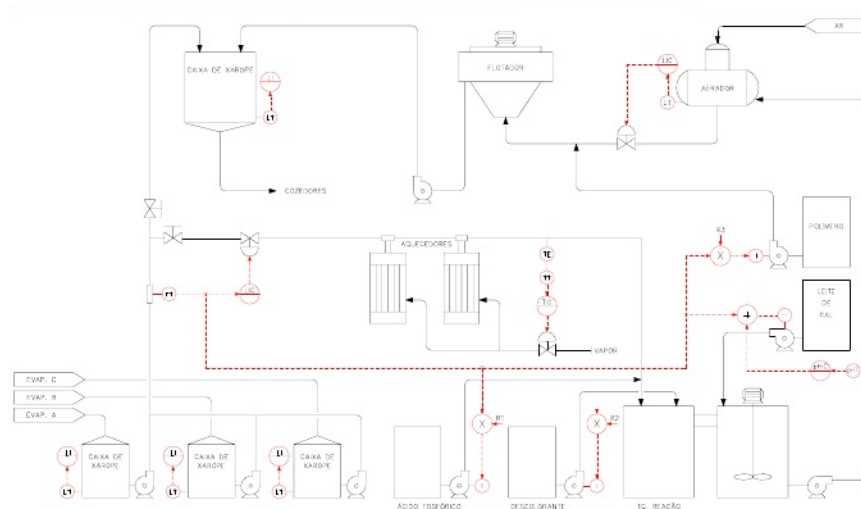
SISTEMA DE SUPERVISÃO

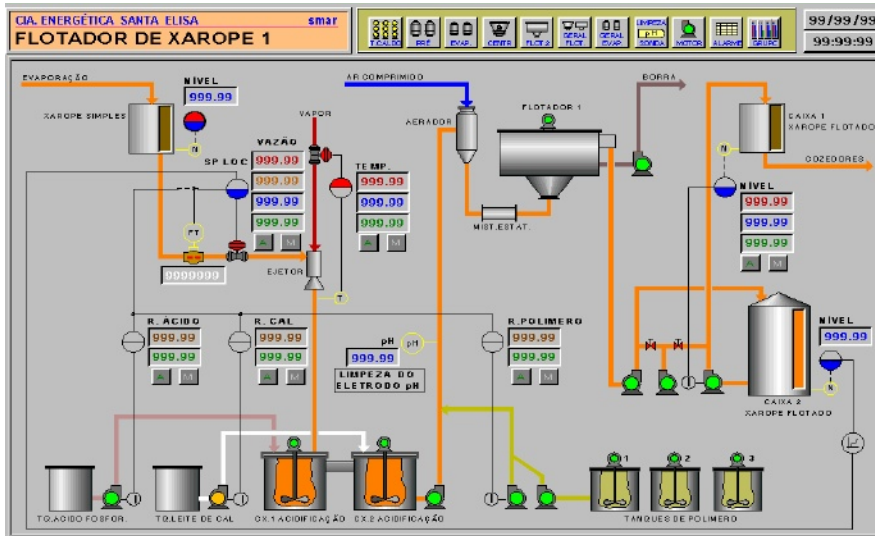
Software de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios e interligado a uma rede Ethernet para comunicação com os outros setores da Usina.

RESULTADOS OBTIDOS COM A AUTOMAÇÃO DO FLOTADOR DE XAROPÊ:

- Estabilidade e eficiência do flotador
- Dosagem exata de produtos químicos
- Economia de produtos químicos
- Melhora na qualidade do xarope
- Melhora na cor do xarope
- Maior remoção de impurezas

FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DO FLOTADOR DE XAROPÊ:





Tela de Síntico do Flotador de Xarope

Capitulo 4

COZIMENTO e SECAGEM DO AÇÚCAR



Capítulo 4 – COZIMENTO e SECAGEM DO AÇÚCAR

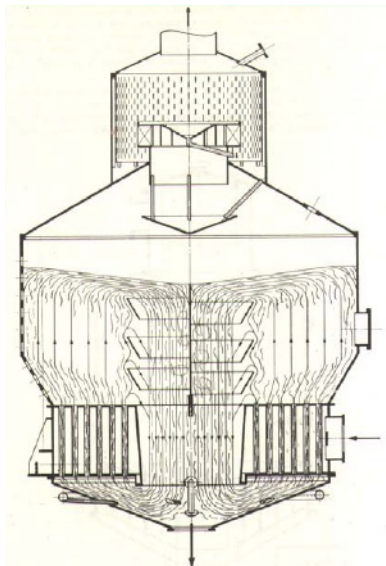
4.1 – Cozimento

Quando o caldo de cana é concentrado, sua viscosidade aumenta rapidamente com o brix e quando este alcança 78 à 80°, os cristais começam a aparecer e a constituição da massa transforma-se: passa progressivamente do estado líquido a um estado meio sólido, meio líquido, perdendo cada vez mais sua fluidez, e conseqüentemente, sua manipulação se modifica-se completamente, torna-se massa cozida.

A consistência da massa cozida não mais permite fervê-la em tubos estreitos e nem fazê-la circular facilmente de um corpo para ao outro. Por isso utiliza-se o Cozedor à Vácuo, que é um evaporador de simples efeito, desenhado para manipular materiais densos e viscosos. O cozedor é essencialmente um cristalizador evaporativo, isto é, um equipamento para realizar e controlar a cristalização do açúcar por meio da evaporação da água.

Existem vários tipos de Cozedores:

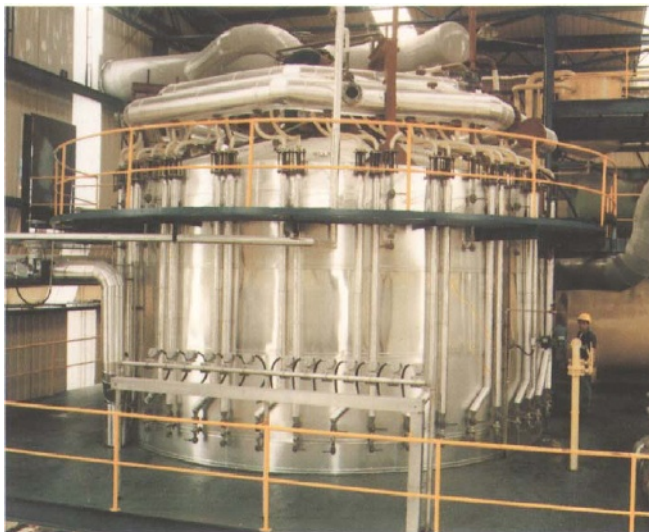
- Batelada ou Contínuo
- Verticais ou Horizontais
- Com calandra ou serpentinas
- Com calandra fixa ou flutuante
- Com calandra plana ou inclinada
- Com circulação natural ou forçada (agitação mecânica)



Cozedor batelada, vertical com calandra fixa e plana, para massas de baixas pureza



Vista interna do Cozedor (calandra fixa e plana, com tubos maiores para melhor circulação da massa).

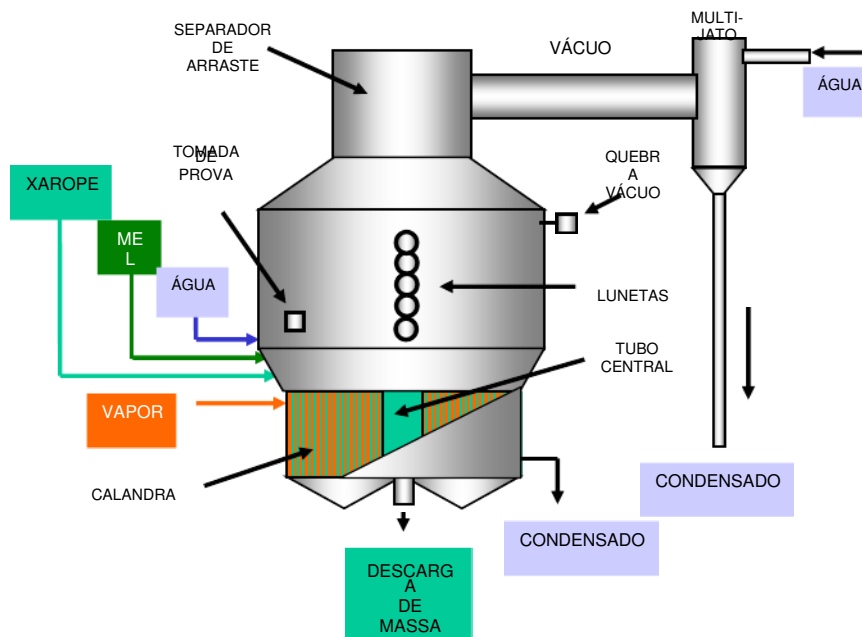


Vácuo Contínuo Langreney



Vácuo Contínuo FCB - Açúcar Guarani Unidade Cruz Alta

CONJUNTO DE UM COZEDOR À VÁCUO " CONVENC IONA L"



CRISTALIZAÇÃO

A cristalização é uma operação unitária do tipo de transferência de massa. A transferência de massa ocorre quando ultrapassa-se um ponto crítico na atração molecular da sacarose. Para que os cristais formem-se na massa, é indispensável que haja uma supersaturação acentuada.

A medida que os cristais se formam e crescem, a supersaturação do licor-mãe diminui. Para manter a supersaturação, é preciso haver evaporação de água e alimentação de produto açucarado.

A velocidade de cristalização de uma massa cozida depende:

- da Viscosidade
- da Temperatura
- da Supersaturação
- da Pureza do licor-mãe

A velocidade de cristalização cai muito, quando a pureza do licor-mãe diminui. Por este motivo, explica-se as diferenças consideráveis entre os tempos de cozimento necessários para os cozimentos de Massa A, B e C.

SUPERSATURAZÃO

Em uma solução açucarada, não há formação e crescimento de cristais se a solução não estiver Supersaturada, isto é, a solução tem que possuir mais sólidos do que a água possa dissolver em uma determina temperatura. A supersaturação possui três zonas:

Zona Metestável

Nesta zona, os cristais existentes na solução crescem e não há formação de

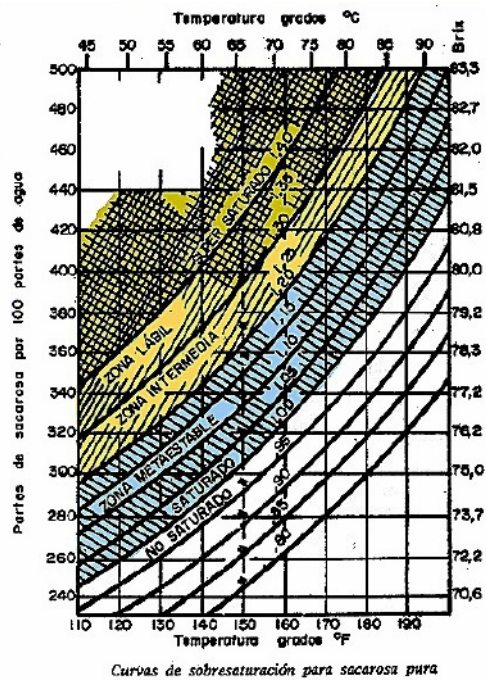
Zona Intermediária

Esta zona está acima da Metestável. Nesta zona há formação de cristais novos na presença dos cristais existentes. Os cristais novos e existentes crescem juntos.

Zona Lábil

Finalmente, mais acima da zona intermediária, está a zona lábil, onde há o crescimento dos cristais existentes e há formação de cristais novos, independente da presença de cristais.

Durante o cozimento, é conveniente manter a supersaturação do licor-mãe o mais próximo possível do limite superior da Zona Metestável.



ESGOTAMENTO

É a proporção de sacarose extraída de uma massa cozida.

O esgotamento da sacarose é realizada em várias etapas dentro de uma fábrica de açúcar. O processo empregado com mais frequência é o de três massas, que consiste em três tipos de cozimentos:

Cozimento A: Também conhecido como cozimento de primeira, consiste em esgotar a sacarose do xarope, que contém uma pureza média de 80 a 90. Este cozimento tem início com o magma do cozimento C, que são cristais com tamanho médio de 0.3 milímetros, que ao crescerem, esgotam a sacarose do licor-mãe. Ao final do cozimento, o açúcar A deve ter um tamanho de 0.8 a 1 milímetro que está misturado com o seu licor-mãe, que deve estar com uma pureza menor, cerca de 68 a 72. Essa massa cozida A será centrifugada para separação do açúcar e seu licor-mãe (mel rico).

O esgotamento deste cozimento é muito eficiente, esgotando em média de 50 a 60% da sacarose do xarope, portanto o açúcar produzido é o de melhor qualidade possível na planta (quanto a pureza, polarização, cor, cinzas, etc.)

Cozimento B:

Também conhecido como cozimento de segunda, consiste em esgotar a sacarose do mel rico extraído do cozimento A, que contém uma pureza média de 68 a 72. Este cozimento tem início com o magma do cozimento C e o processo é igual ao cozimento A, porém ao final do cozimento, o açúcar B deve ter um tamanho médio de 0.7 milímetros que está misturado com o seu licor-mãe, que deve estar com uma pureza menor, cerca de 56 a 60. Essa massa cozida B será centrifugada para separação do açúcar e seu licor-mãe (mel pobre).

O esgotamento deste cozimento é menor, devido a maior viscosidade da massa B, esgotando em média de 40 a 50% da sacarose do mel rico.

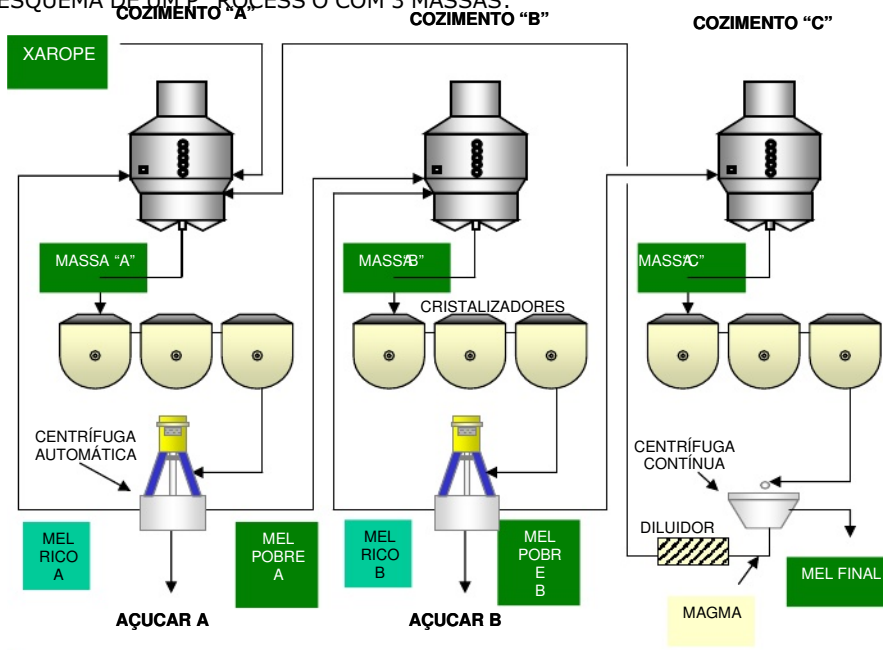
O açúcar B é mais pobre, por isso normalmente não é comercializado. Normalmente é refundido para ser misturado ao xarope (aumentar a pureza) ou para fabricação do açúcar refino granulado.

Cozimento C:

Também conhecido como cozimento de terceira ou de granagem, consiste em esgotar a sacarose do mel pobre extraído do cozimento B, que contém uma pureza média de 60. Este cozimento tem início com mel pobre ou rico, aonde será concentrado até uma determinada supersaturação, onde será introduzida a semente (cristais preparados em laboratório com tamanho médio de 0.1 milímetro), que ao crescerem, esgotam a sacarose do licor-mãe. Ao final do cozimento, o açúcar C deve ter um tamanho médio de 0.3 milímetros que está misturado com o seu licor-mãe, que deve estar com uma menor, cerca de 35 a 40. Essa massa cozida C será centrifugado em centrífuga contínua, para separação dos cristais e seu licor-mãe (mel final).

Esse açúcar é utilizado como pé de cozimento para os cozimentos A e B. Esse processo de 3 massas é utilizado na maioria dos países que produzem açúcar. Porém no Brasil, as usinas utilizam o processo de 2 massas, que consiste nos Cozimentos A e C, que consiste em não produzir o açúcar B, devido ao seu baixo preço, dando preferência a fabricação do álcool. Porém muitas usinas já estão pensando em adotar o processo de 3 massas, devido ao baixo preço do álcool.

ESQUEMA DE UM PROCESSO COM 3 MASSAS:



4.1- Funcionamento de um Cozedor:

Primeiramente o operador deve efetuar a formação de vácuo, que compreende abrir a válvula de água para o multijato, para conseguir o vácuo desejável (média de 24 polegadas de mercúrio). Para formar o vácuo rapidamente, o operador abriu a válvula de vapor de limpeza.

Com o vácuo formado, o operador faz o carregamento de pé, que compreende abrir a válvula de produto açucarado (xarope, mel rico, mel pobre, ou uma mistura desses produtos) com uma pureza média de 78 a 82 (para granagem). A quantidade de pé deve ser o mínimo possível, mas deverá ser suficiente para cobrir a calandra, para evitar a formação de pequenas ondas ou respingos, caindo sobre as partes descobertas dos tubos de aquecimento, que provocaria a caramelização.

Com o pé carregado, o operador faz a concentração, que compreende abrir a válvula de vapor vegetal para a calandra, para poder concentrar o produto açucarado.

A medida que o produto açucarado se concentra, ele torna-se mais viscoso. Quando a supersaturação alcançar o ponto desejado, procede-se a sementeação (granagem).



O ponto de sementeação corresponde a um brix de 80° em média. O operador reconhece este momento pela viscosidade do produto, cujos respingos escorrem cada vez mais lentos sobre os visores. Outro meio é a prova do fio. O operador retira uma pequena amostra do produto, colocando entre os dedos polegar e indicador e os separa rapidamente: o momento certo corresponde a um fio que rompe-se com um comprimento de 2 a 3 centímetros. Efetuando esta prova cedo demais, o fio rompe-se assim que separam-se os dados, tarde demais, não há rompimento.

A granagem é efetuado na zona metastável. Assim que o momento é alcançado (ponto de semente 1) , o operador diminui o vácuo, esperando a concentração adequada para esta nova temperatura. Assim que o momento é alcançado (ponto de semente 2) , o operador abre a válvula de injeção de semente.

Uma vez a semente introduzida, o operador aguarda o tempo de estabelecimento dos grãos, abrindo a válvula de água para manter uma taxa de evaporação alta e uma circulação perfeita, permanecendo cerca de 10 a 20 minutos, até que os cristais tornem-se visíveis a olho nu. Assim impede-se um aumento da supersaturação, que causaria a formação de cristais falsos.

Após o tempo de estabelecimento dos grãos, o operador começa a alimentação, restabelecendo o vácuo normal, e abrindo a válvula de alimentação de produto açucarado.

Todo o restante do cozimento consiste no crescimento dos cristais existentes, sem formar cristais falsos (novos cristais que se formam de tamanhos diferentes, dificultando a centrifugação, ou formando uma poeira que passa pela tela das centrífugas, enriquecendo e contaminando os méis). Para isto não ocorrer, deve-se manter a maior regularidade do cozimento, mantendo o vácuo e a pressão da calandra constantes. Qualquer aumento no vácuo ou queda de pressão da calandra, pode ocasionar uma formação secundária de cristais pela diminuição da temperatura do cozedor (passagem rápida na zona lábil ou intermediária).

Além destas duas causas freqüentes, os cristais falsos também podem ser produzidos, devido a:

- uma evaporação rápida demais.
- introdução de produto açucarado frio demais.
- entrada de ar pelas válvulas secundárias (descarga, corte, quebra-vácuo) que não estão seladas hermeticamente.

Assim que contata-se que os cristais ocupam todo o espaço disponível e que o licor-mãe está somente nos espaços livres entre os cristais, é alcançado o nível final, devendo o operador efetuar a descarga de massa para os cristalizadores ou sementeiras.

4.3 - Automação da área de Cozimento:

CONTROLE DE VÁCUO DO CORPO DO COZEDOR

Este controle consiste em medir o vácuo do corpo do cozedor, e controlar a vazão de água para o multijato. Este controle juntamente com o controle de pressão da calandra, serão responsáveis para manter a temperatura (uma das variáveis que afetam a supersaturação).

CONTROLE DE PRESSÃO DA CALANDRA

Esse controle consiste em medir a pressão da calandra do cozedor, e controlar a vazão de vapor vegetal.

CONTROLE DE ALIMENTAÇÃO

Esse controle consiste em medir a concentração da massa cozida, através de um sonda de radiofrequência, refratômetro, condutividade, etc., e controlar a alimentação de produto açucarado. Este controle permite manter a supersaturação.

CONTROLE DE ESTABILIZAÇÃO DOS GASES APÓS GRANAGEM

Este controle consiste em medir a concentração da massa cozida, e controlar a vazão de água para o cozedor. Este controle permite manter a supersaturação e a taxa evaporativa após a sementeação.

CONTROLE DE RETIRADA DOS GASES INCONDENSÁVEIS DA CALANDRA

Esse controle consiste em medir a temperatura do vapor na calandra e a temperatura na saída dos gases, mantendo um diferencial de temperatura, controlando a vazão de saída dos gases.

CONTROLE DE NÍVEL DA CAIXA DE CONDENSADO

Esse controle consiste em medir o nível da caixa de condensado, e controlar a vazão de condensado na saída da caixa. Esse controle garante a extração de condensado da calandra, permitindo que o cozedor trabalhe com sua máxima eficiência.



Sonda de Radiofrequência

MEDIÇÕES E ALARMES DE VARIÁVEIS AUXILIARES

- Medição de nível do cozedor
- Medição de temperatura da massa cozida
- Medição de temperatura do produto de alimentação
- Medição da corrente do motor do agitador mecânico
- Medição de temperatura da água na entrada e saída do multijato
- Medição de nível dos cristalizadores de massa cozida
- Medição de nível das caixas de xarope, méis, magma e sementeira.
-
- Medição de pressão do coletor de vapor vegetal

COMANDO DAS VÁLVULAS ON/OFF

Este sistema permite o comando e sequenciamento automático do cozimento, comandando as válvulas on/off:

- válvula de descarga de massa
- válvula de corte de massa
- válvula de quebra-vácuo
- válvula de vapor de limpeza
- válvula de semente
- válvula de água de limpeza
- válvula de limpeza dos visores
- válvula de liquidação

COMANDO E INTERTRAVAMENTO DE MOTORES

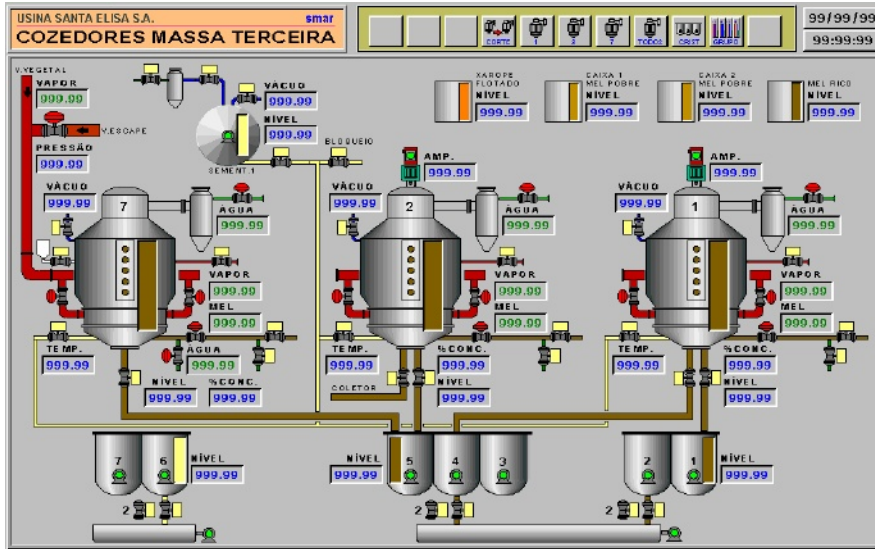
Este sistema permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação dos cozedores.

SISTEMA DE SUPERVISÃO

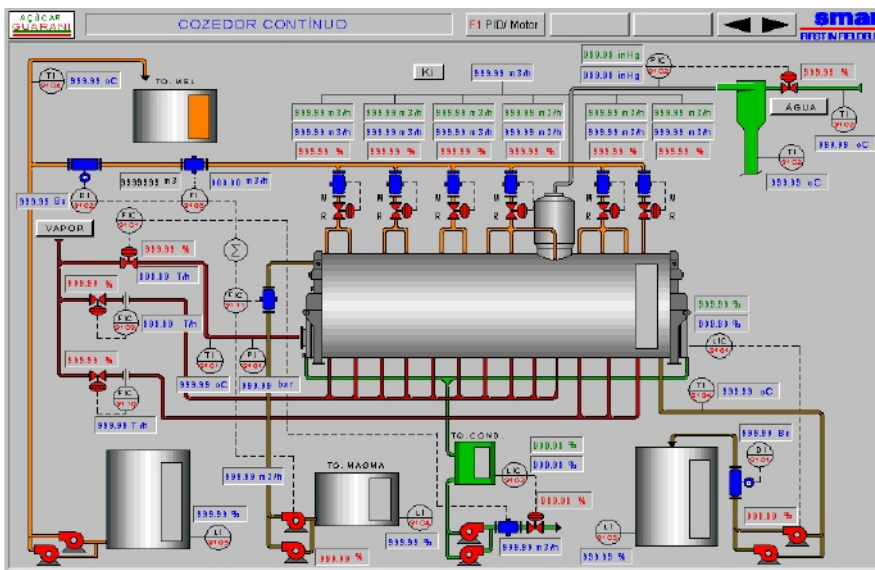
Software de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, e interligado a uma rede Ethernet para comunicação com os outros setores da Usina.



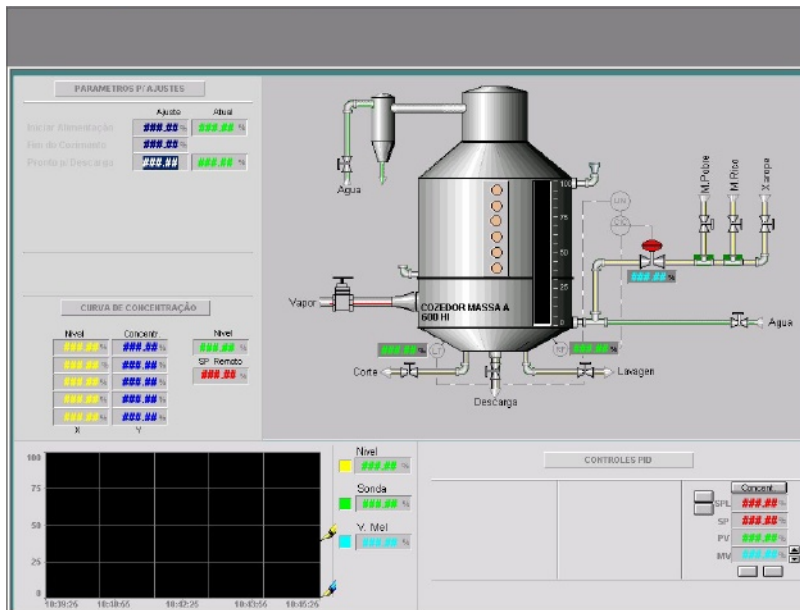
Sala de operação dos Cozedores - Usina Santa Elisa



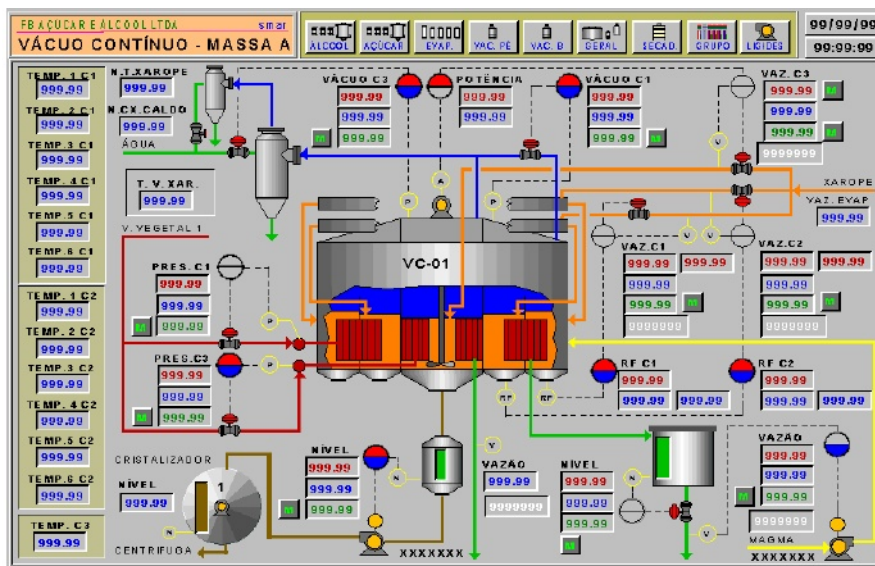
Tela de Sinótico dos Cozedores (Batelada)



Tela de Sinótico do Cozedor Contínuo FCB



Tela de Síntico do Cozedor Batelada



Tela de Síntico do Cozedor Contínuo - Langreny

RESULTA DOS OBTIDOS COM A AUTOM AÇÃO DOS COZEDORES :

Diminuição do tempo de duração do cozimento: 20 à 30%

Uniformidade e repetibilidade dos cozimentos, independente do operador que realiza o cozimento

Economia de vapor, água e potência da fábrica

Eliminação de formação de cristais falsos e grãos conglomerados

Melhor esgotamento da massa cozida

Padron ização do tamanho e cor dos cristais

Melhora no rendimento em cristais

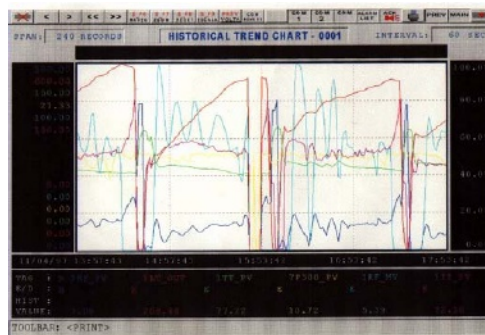
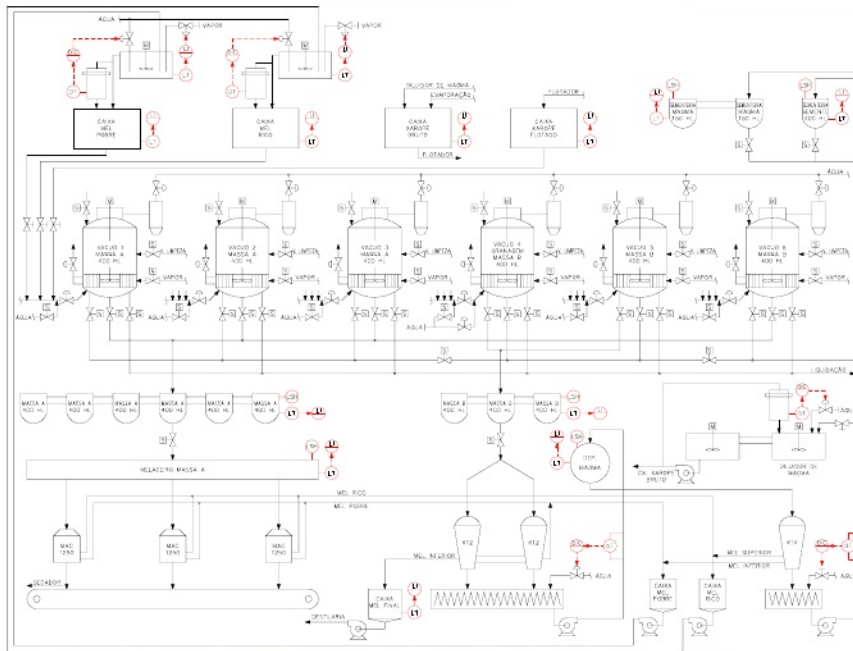


Gráfico de um cozimento em Manual na Usina Santa Elisa



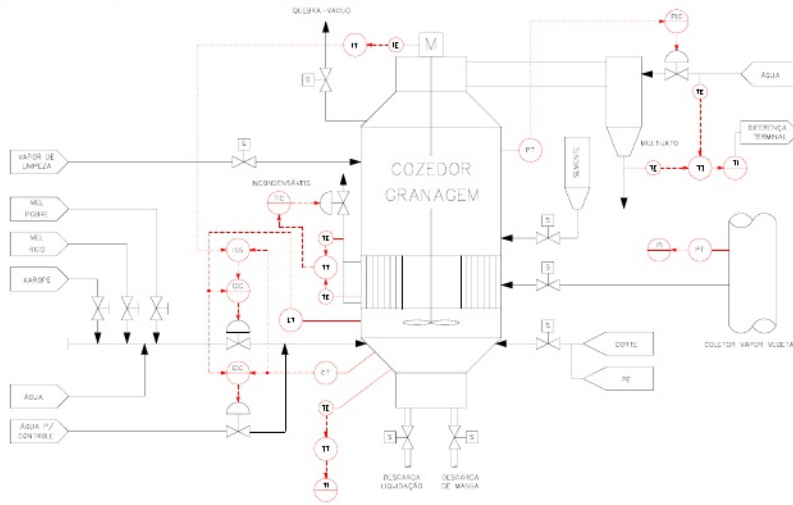
Gráfico de um cozimento em Automático na Usina Santa Elisa

FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DO SETOR DE COZIMENTO

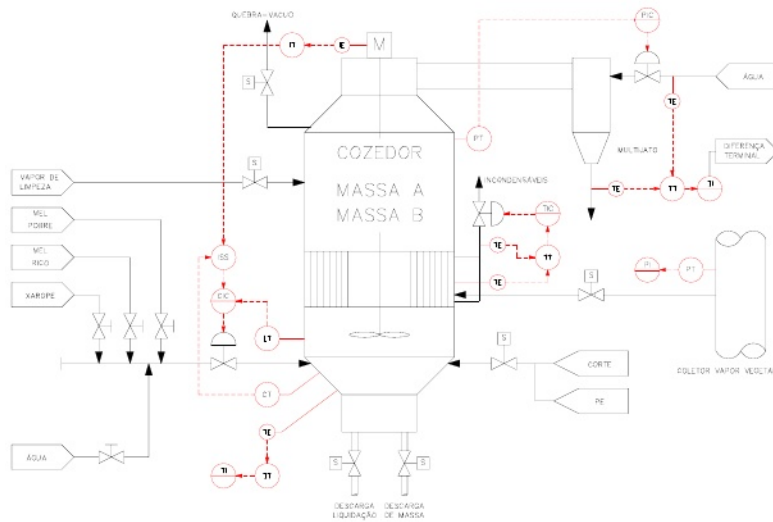


Automação de um Cozedor de Granagem - Usina Maracá

FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DE COZIMENTO DE GRANAGEM



FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DE COZIMENTOS A e B



4.4 - SEPA RAÇÃO DO AÇÚCAR

A massa cozida descarregado de um cozedor apresenta uma supersaturação acentuada. Deixando-a em repouso nos cristalizadores, a sacarose ainda contido no licor-mãe continua a depositar-se sobre os cristais. Porém, após pouco tempo em repouso, a cristalização será interrompida, por isso é preciso agitar esta massa, para modificar constantemente as posições relativas de todas as partículas do licor-mãe e dos cristais.

Portanto, a finalidade dos cristalizadores é completar a formação dos cristais e aumentar o esgotamento do licor-mãe.



Conjunto de Cristalizadores e Centrifugas Contínuas - Usina Maracá

Quando o licor-mãe está praticamente esgotado, é preciso somente separá-lo dos cristais, para obter o açúcar comercial. Esta operação é realizada em turbinas centrifugas de secagem, que são chamadas de turbinas ou centrifugas .

Existem dois tipos de centrífugas: contínua e batelada.

A centrífuga contínua é utilizada para a separação dos cristais do açúcar C, para a formação do magma , que será utilizado como pé dos cozimentos A e B.

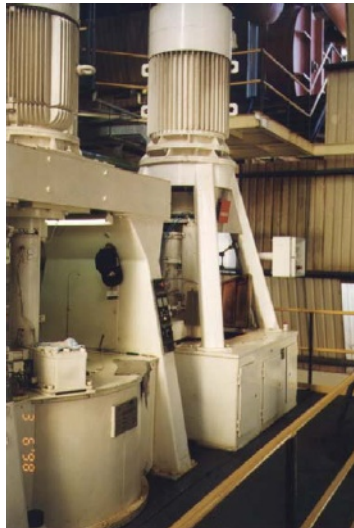
A centrífuga batelada são utilizadas para separação dos cristais do açúcar A e B.

A centrífuga batelada é constituída de um motor, situado na parte superior, o qual aciona um eixo vertical que sustenta uma cesta cilíndrica, na qual coloca-se a massa cozida a ser turbinada. Esta cesta é perfurada, para deixar passar o licor-mãe (mel), reforçada com anéis, para resistir a força centrífuga, e guarnecida com telas metálicas, para reter o açúcar, e ao mesmo tempo deixando passar o mel. É aberta na parte superior, para a introdução da massa cozida e na parte inferior, para descarga do açúcar.

A Usina de Açúcar e sua Automação

O motor utilizado é de pólos comutáveis ou acionado por inversor de frequência, para a comutação da velocidade (600 e 1200 rpm).

A operação completamente automática requer apenas ajustes de tempo para as etapas sucessivas de aceleração inicial, carga, aceleração em baixa velocidade, lavagem, aceleração para alta velocidade, frenagem e descarga do açúcar. Tais ajustes são determinados pelas características da massa cozida e da qualidade do açúcar desejado. Um ciclo completo leva normalmente cerca de 2 a 3 minutos.



Centrifugas Automáticas para Açúcar A e B



Centrifugas Contínuas para Açúcar C

4.5 - Automação da área de Separação de Açúcar:

CONTROLE DE TEMPERATURA DOS CRISTALIZADORES

Esse controle consiste em medir a temperatura da massa cozida, e controlar a vazão de vapor para a serpentina do cristalizador. Esse controle é utilizado nos cristalizadores de massa C, onde o tempo de cristalização é muito grande.

~~MONITORAÇÃO DO NÍVEL DOS MASSAS CRISTALIZADORES~~
Esse controle consiste em medir o nível das massas cozidas, e intertravar com a descarga dos cozedores para evitar enchimento e transbordo de massa cozida.

CONTROLE DE VELOCIDADE DA CENTRÍFUGA BATELADA

Esse controle consiste em medir a rotação da centrífuga, e controlar a velocidade do inversor de frequência do motor da centrífuga, intertravada com o sequenciamento lógico e sistema de segurança configurado no CLP para comando da centrífuga automática. Toda a operação é automática, desde o carregamento de massa até a descarga do açúcar.

CONTROLE DE CORRENTE DA CENTRIFUGA CONTÍNUA

Esse controle consiste em medir a corrente do motor da centrífuga, e controlar a vazão de alimentação de massa cozida.

CONTROLE DE VAZÃO DE ÁGUA PARA CENTRÍFUGA CONTÍNUA

Esse controle consiste em medir e controlar a vazão de água de diluição para a centrífuga contínua.

SISTEMA DE INTERTRAVAMENTO DA CENTRIFUGA CONTÍNUA

Esse sistema consiste no intertravamento de partida da máquina, sistema de lubrificação e sistema de limpeza.

CONTROLE DE NÍVEL DAS CAIXAS DE MEL RICO, MEL POBRE E MEL FINAL

Esse controle consiste em medir o nível das caixas de méis, e controlar a vazão de saída das caixas, para não encher e causar perda de méis, e também para não cavitarem a bomba, no caso de falta de mel.

CONTROLE DE BRIX DO MEL RICO E MEL POBRE

Esse controle consiste em medir o brix do mel, e controlar a vazão de água de diluição, para garantir a diluição dos possíveis cristais falsos contidos no mel.

CONTROLE DE NÍVEL DE MAGMA

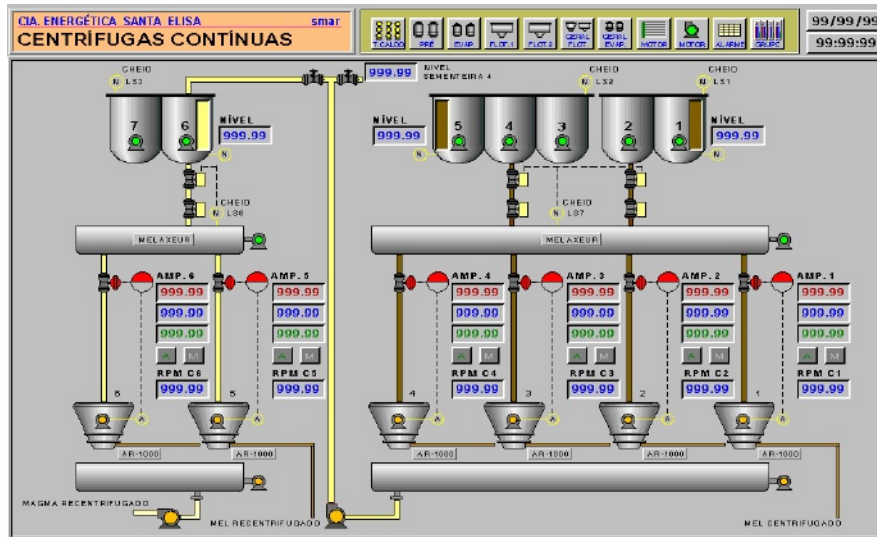
Esse controle consiste em medir o nível de magma na rosca, e controlar a velocidade do inversor de frequência da bomba de magma.

CONTROLE DE VAZÃO DE ÁGUA PARA PREPARO DO MAGMA

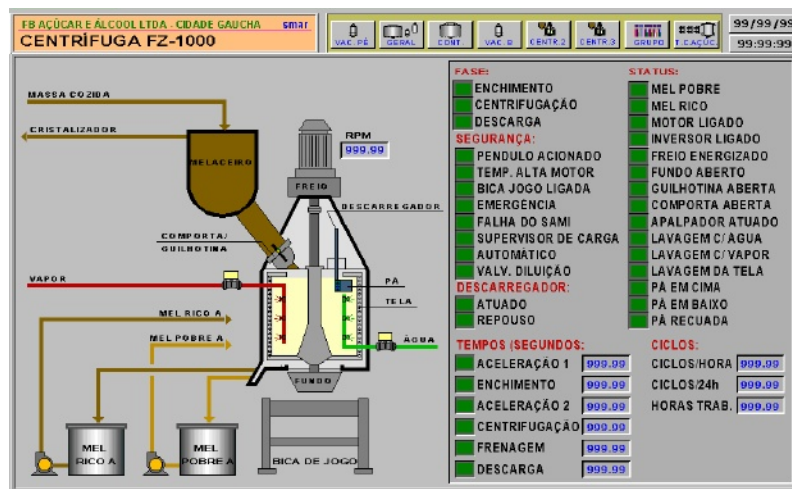
Esse controle consiste em medir a rotação da bomba de magma, e controlar a vazão de água para diluição do açúcar para preparo do magma.

COMANDO E INTERTRAVAMENTO DE MOTORES

Este sistema permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação dos cristalizadores, melaceiros, centrífugas contínuas e automáticas.



Tela de Sinótico da Centrífuga Contínua



4.6 - SECAGEM DO AÇÚCAR

O açúcar comercial saindo das centrífugas contém em média, uma umidade de 0.5 à 2%. Esta umidade representa graves inconvenientes à conservação do açúcar, quando passa de um certo limite (acima de 1%).

Com um secador de açúcar é possível diminuir a umidade para 0.1 à 0.2%,

obtendo uma proporção inversa à água extraída. Em cada tonelada de açúcar, a perda superior à perda de peso ocasionada pela água evaporada.

Um secador compreende um aquecedor de ar com ventilador e é dividido em uma parte de secagem e outra de esfriamento.

A secagem por insuflação de ar quente consiste no aquecimento de ar para aumentar sua capacidade de absorção de água e em projetá-lo sobre o açúcar, o que provoca a evaporação da umidade.

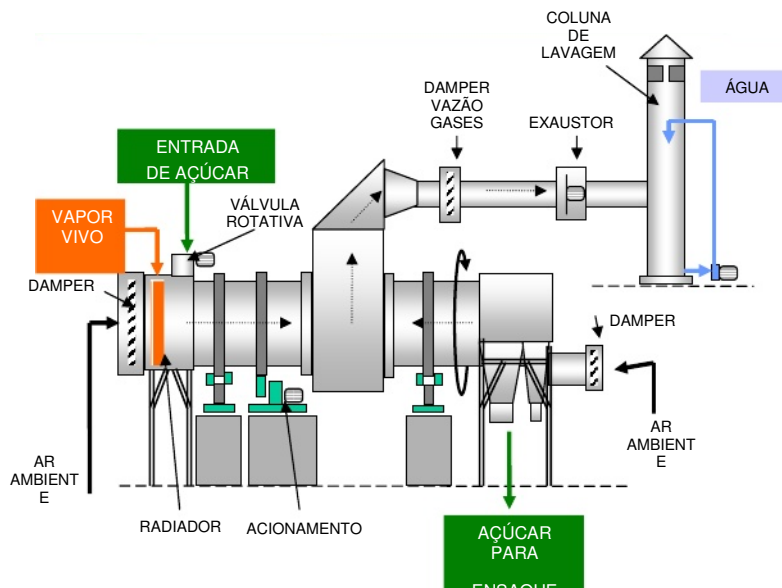
Existe secadores verticais e horizontais. O secador horizontal é formado por um tambor rotativo, com uma inclinação de 5 à 7%, que facilita a progressão do açúcar.

O ar quente que sai através do secador contém uma poeira muito fina de açúcar, por isso é enviado para uma coluna de lavagem para recuperação do açúcar.



Secador Horizontal Rotativo, descarregando açúcar seco para o armazenamento

CONJUNTO DE UM SECADOR HORIZONTAL ROTATIVO:



4.7 - Automação da área de Secagem de Açúcar:

CONTROLE DE TEMPERATURA DO AÇÚCAR

Esse controle consiste em medir a temperatura do açúcar quente, e controlar a vazão de vapor de aquecimento.

CONTROLE DE NÍVEL DO LAVADOR

Esse controle consiste em medir o nível de água doce no lavador, e controlar a recirculação da água doce.

CONTROLE DE BRUX DA ÁGUA DOCE

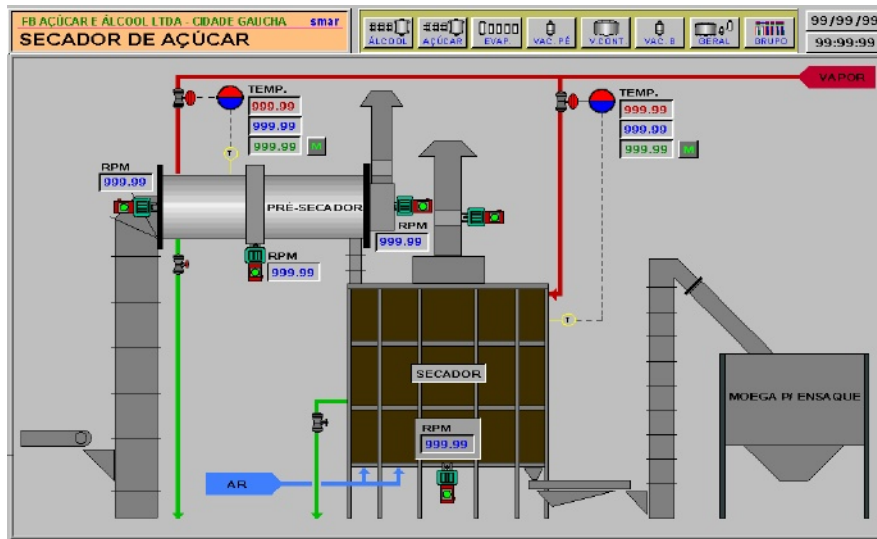
Esse controle consiste em medir o brix da água doce do lavador, e controlar a vazão do retorno de água doce para a fabricação.

ABERTURA DOS DAMPER DE AR QUENTE, AR FRIO E EXAUSTOR

Consiste na abertura à distância dos atuadores de damper de ar quente, ar frio e exaustor.

MONITORAÇÃO E ALARME DE VARIÁVEIS AUXILIARES

- Temperatura do açúcar frio
- Temperatura do vapor
- Rotação do secador



Tela de Sinótico do Secador de Açúcar

Capitulo 5

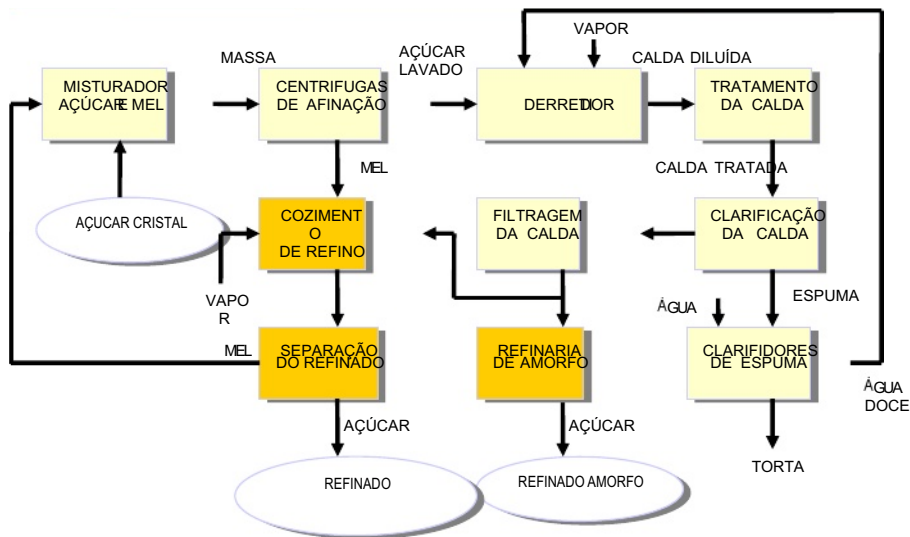
REFINARIA



Capítulo 5 - REFINARIA

Para produzir um açúcar comercial com melhor preço e mais aceitação do mercado, é produzido o Açúcar Refinado, que é um produto mais puro, com mais sacarose e com melhor aspecto (polarização, cor, tamanho, etc.).

A produção do açúcar refinado requer a dissolução do açúcar cristal (demerara, white sugar, etc.). O processo de refinação possui várias etapas. O esquema abaixo mostra um processo clássico de refinação.



A afinação consiste na extração da película de mel que envolve a superfície do cristal. O cristal em si consiste em uma sacarose quase pura (maior de 99,5%), porém a película de mel pode apresentar uma pureza muito baixa (60°). O açúcar cristal é misturado com um xarope denso (75° brix), para depois ser separado nas centrifugas, uma vez eliminado este xarope na afinação, o cristal é lavado com água quente.

O açúcar lavado que sai da centrifuga de afinação é dissolvido em um derretedor, onde o açúcar é diluído com água e vapor, dando origem a calda com um brix médio de 65°, que passará por um processo de clarificação.

Normalmente a Clarificação é feita pelo processo de adição de cal e ácido fosfórico, que permite uma excelente clarificação de boa supressão de cor, porém o precipitado de fosfato é de difícil filtragem, por isso são utilizados os clarificadores de espuma.

O princípio básico dos clarificadores de espuma é a aeração da calda, para que contenha bolhas de ar finamente separadas, e após o aquecimento da calda, o ar possa sair da solução.

As bolhas de ar arrastam consigo o precipitado floculante, para formar uma nata em forma de espuma, que são separadas pelos raspadores do clarificador. A calda limpa é retirada da parte inferior do clarificador, para seguir para o processo de filtragem.

A calda que sai do clarificador possui uma cor clara brilhante, mas com grande parte da cor do açúcar cristal. A cor se suprime pela ação de meio de descoloração: carvão de osso animal, resinas químicas, etc. Estas substâncias extraem a cor e parte das cinzas, com muita eficiência.



Clarificador e Recuperadores de Espuma - Refinadora Catarinense

Depois do processo de descoloração, a calda está praticamente incolor e passa para os concentradores.

A concentração da calda, consiste em aumentar o brix até 75°, através de concentradores à placa ou através da evaporação da água em um múltiplo efeito (tríplice efeito).

A calda concentrada já está pronta para a cristalização, podendo ser utilizada para a produção do Açúcar Refinado Granulado ou do Açúcar Amorfo.

A Usina de Açúcar e sua Automação

O açúcar refinado granulado é cristalizado em Cozedores à Vácuo, idênticos aos do açúcar cristal, porém com algumas modificações para manejar massas com maior pureza e viscosidade.

A massa cozida de refino será centrifugada em centrífugas automáticas, para separação dos méis.



Cozedores à Vácuo para Açúcar Refinado Granulado - Refinadora Catarinense

O açúcar amorfo é concentrado em Tachos com aquecimento e vácuo, porém imediatamente após a cristalização é descarregado para uma bateadeira para afinação do açúcar, evitando a formação de grãos grandes e empedrados.



Automação da área de Refinaria:

CONTROLE DE BRUX DA CALDA NO DILUIDOR

Esse controle consiste em medir o brix da calda na saída do diluidor, e controlar a vazão de água doce para diluição.

CONTROLE DE TEMPERATURA NO DILUIDOR

Esse controle consiste em medir a temperatura da calda no diluidor, e controlar a vazão de vapor para o diluidor.

CONTROLE DE VAZÃO DA CALDA PARA O CLARIFICADOR, EM CASCATA COM CONTROLE DE NÍVEL

Esse controle consiste em medir e controlar a vazão de calda para o clarificador, em cascata com controle de nível da caixa pulmão de calda diluída. Se o nível estiver dentro de uma faixa pré estabelecida, a vazão de calda terá um set-point local com a vazão desejada de trabalho. Caso ocorra um nível crítico (muito baixo ou muito alto), o controle de nível atuará na vazão de calda.

Esse controle é muito importante para estabilizar a vazão, pois as oscilações de vazão interferem na formação dos flocos e no processo de flotação.

DOSAGEM AUTOMÁTICA DE ÁCIDO FOSFÓRICO

Esse controle consiste em dosar automaticamente o ácido fosfórico, em função da vazão de calda, através de uma relação, garantindo então a dosagem correta de ácido fosfórico, evitando danos ao processo e economia de produto.

DOSAGEM AUTOMÁTICA DE AEROFLOC

Esse controle consiste em dosar automaticamente o aerofloc, em função da vazão de calda, através de uma relação, garantindo então a dosagem correta de aerofloc, evitando danos ao processo e economia de produto.

DOSAGEM AUTOMÁTICA DE SUPERFLOC

Esse controle consiste em dosar automaticamente o superfloc, em função da vazão de calda, através de uma relação, garantindo então a dosagem correta de superfloc, evitando danos ao processo e economia de produto.

CONTROLE DE TEMPERATURA DA CALDA

Esse controle consiste em medir a temperatura da calda, e controlar a vazão de vapor para o aquecedor, garantindo a temperatura ideal para a Flotação.

CONTROLE DE PH DA CALDA

Esse controle consiste em medir o pH da calda, e controlar a vazão de leite de cal, garantindo a neutralização da calda.

CONTROLE DE NÍVEL DO AERADOR

Esse controle consiste em medir o nível de calda no aerador, através de uma válvula na saída de calda do aerador.

CONTROLE DE BRUX DA ÁGUA DOS RECUPERADORES DE ESPUMA

Esse controle consiste em medir o brix da água doce na saída do último recuperador de espuma, e controlar a vazão de água para o segundo recuperador.

CONTROLE DE BRUX DA CALDA FINA

Esse controle consiste em medir o brix da calda fina, e controlar a vazão de vapor para o concentrador de calda.

CONTROLE DOS COZEDORES À VÁCUO DE REFINO GRANULADO

A filosofia de controle dos cozedores de refino granulado é igual aos cozedores de açúcar cristal. Os cozedores de refino normalmente possuem agitadores mecânicos para circulação da massa.

CONTROLE DAS CENTRÍFUGAS AUTOMÁTICAS

A filosofia de controle é igual das centrifugas de açúcar cristal, somente com ajustes diferentes, próprios para o açúcar refinado.

CONTROLE DE NÍVEL DO TANQUE MEDIDOR DE CALDA PARA AMORFO

Esse controle consiste em medir e monitorar o nível do tanque medidor, fechando a válvula de entrada de caldo quando encher o tanque.

CONTROLE DE TEMPERATURA DO TACHO DE COZIMENTO DO AMORFO

Esse controle consiste em medir a temperatura da calda no tacho de cozimento, controlando a vazão de vapor de aquecimento.

CONTROLE DA BATEDEIRA DE AMORFO

Esse controle consiste em medir e monitorar a corrente do motor da bateadeira de amorfo, durante o tempo ajustado.

COMANDO DO PROCESSO DE AMORFO

Esse sistema permite comandar a operação da planta de amorfo, comandar as válvulas on/off conforme a seqüência lógica programada.

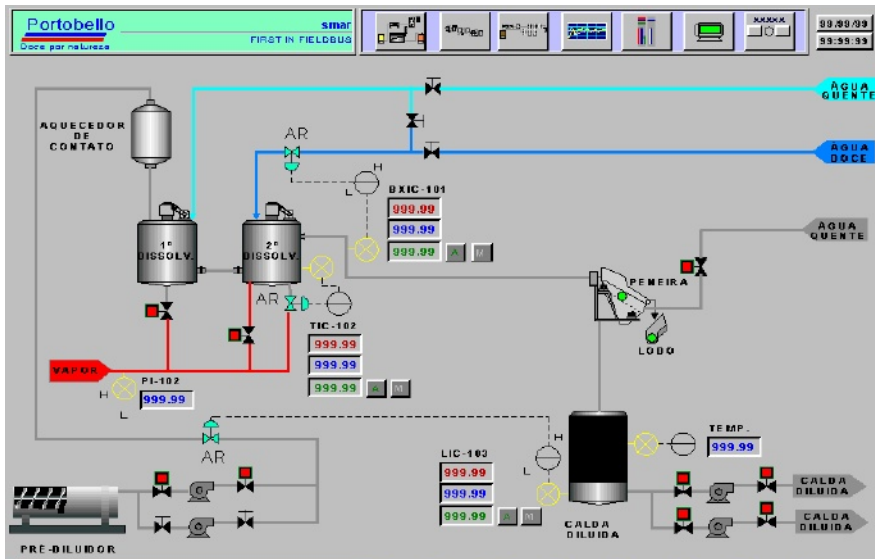
COMANDO E INTERTRAVAMENTO DE MOTORES

Este sistema permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação da refinaria.

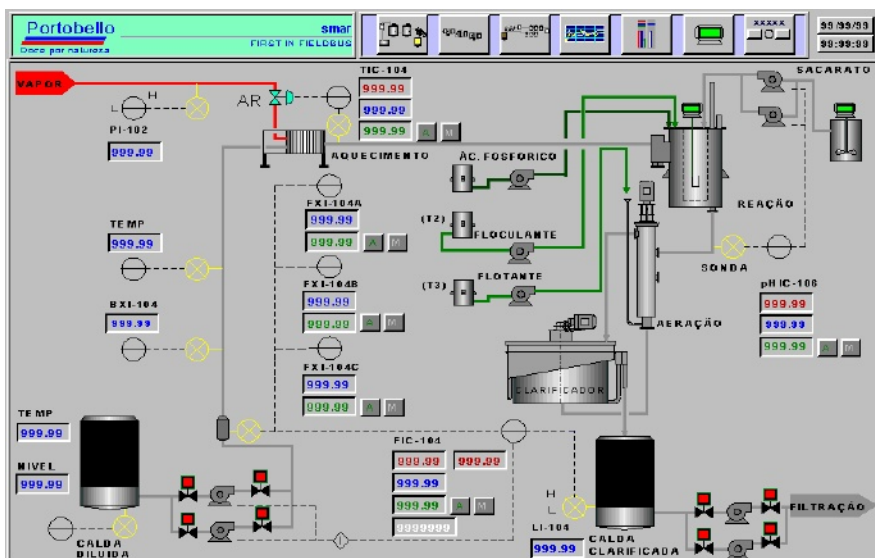
SISTEMA DE SUPERVISÃO

Software de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, e interligado a uma rede Ethernet para comunicação com os outros setores da Usina.

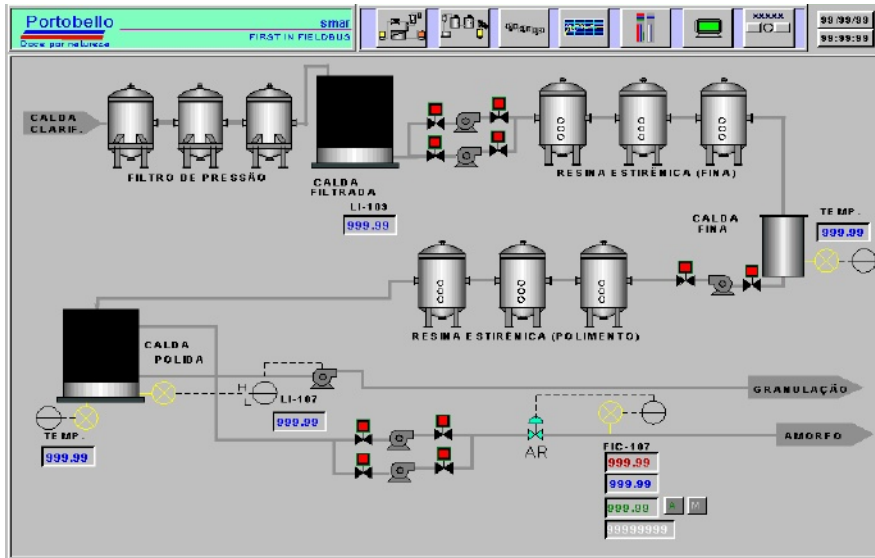
Anotações Pessoais:



Tela de Sinótico da Diluição de Açúcar



Tela de Sinótico da Dosagem e Clarificação da Calda



Tela de Sinótico da Filtragem da Calda

Capitulo 6

FERMENTAÇÃO E DESTILAÇÃO



Capítulo 6 – FERMENTAÇÃO E DESTILAÇÃO

6.1 – FERMENTAÇÃO

O mel final, mas conhecido como melaço, que sobrou do processo de produção do açúcar, será utilizado para a produção de álcool. Da fermentação do melaço resulta uma grande porcentagem do álcool feito no Brasil.

A pureza do melaço depende da quantidade de esgotamento feita na fabrica de açúcar, normalmente de 58° a 60°, com uma concentração média de 75° a 80° brix.



Dornas de Fermentação

Chegando na fermentação, o melaço é diluído com água ou com caldo, para uma concentração em média de 18° à 22° brix, srclinando o Mosto . o brix ideal do mosto depende do tipo de levedura utilizada e do processo de condução da fermentação. Quando se trabalha com um mosto diluído, a fermentação é mais fácil, rápida e completa, a multiplicação é favorecida pela transferência de oxigênio, os problemas de limpeza dos aparelhos são menores, porém exige maior volume de dornas e diminui a capacidade dos aparelhos, exigindo mais vapor e água. Quando se trabalha com um mosto muito concentrado, a fermentação é mais lenta e incompleta (açúcar residual alto), exigindo mais limpeza nos aparelhos e menor rendimento da fermentação.

O mosto preparado é enviado para as dornas de fermentação, onde é adicionado o levedo (fermento), iniciando a fermentação alcoólica.

A fermentação alcoólica é composta por 3 fases: fermentação preliminar, fermentação principal e fermentação complementar.

Fermentação Preliminar

Esta fase tem início, quando o fermento é adicionado e termina quando o desprendimento de gás carbônico CO₂ se torna evidente.

Nesta fase, apesar do fermento estar consumindo sacarose do mosto, praticamente não há produção de álcool, por este motivo deseja-se que a duração desta fase seja a menor possível. Atualmente existem métodos de fermentação que elimina-se esta fase.

Fermentação Principal

Esta fase tem início, quando é caracterizado o desprendimento do gás carbônico CO₂. A produção de CO₂ vai aumentando progressivamente e com rapidez, dando a impressão que o mosto está em plena ebulição, por este motivo há um aumento de 20% do volume e na temperatura. Então torna-se necessário a verificação constante da densidade (brix) e da temperatura do mosto. As dornas possuem um sistema de resfriamento do mosto.

Nesta fase a formação de álcool é máxima e rápida, diminuindo o brix do mosto até o ponto da fermentação complementar.

Fermentação Complementar

Esta fase tem início, quando é caracterizado a queda de desprendimento do gás carbônico CO₂ e com a diminuição da temperatura do mosto. Esta fase é muito delicada, pois é nela que pode aparecer infecções e formação dos álcoois superiores, devido ao óleo da cana. Isto quer dizer que a maior rapidez desta fase, resultará em um álcool de melhor qualidade, mais fino.

Esta fase é controlada pelas medições de brix, até o ponto favorável para a destilação. O brix final varia de 3° à 8°, dependendo da concentração inicial do mosto e outros fatores.

Quando termina a fermentação alcoólica, o mosto torna-se vinho, pois não possui mais sacarose.

A fermentação alcoólica pode ser feita com processo contínuo ou em batelada.

O vinho será centrifugado, para a separação do fermento. O vinho centrifugado é enviado para a dorna volante que alimenta os aparelhos de destilação, e o fermento é enviado para as Cubas, aonde o fermento será tratado, para ser reutilizado nas próximas fermentações.

O tratamento do fermento consiste na diluição com água e diminuição do pH. O fermento deixa a fermentação com uma concentração média de 10 a 12° brix e será diluído com água até 5° brix. Depois de diluído, será tratado o pH do fermento, adicionando ácido sulfúrico para baixar o pH até 2.5.

5.2 – DESTILAÇÃO

O vinho centrifugado é bombeado da dorna volante para caixa de vinho no topo da destilaria, ou diretamente para o Condensador E , onde sofre aquecimento com os vapores da Coluna Retificadora B . O vinho praticamente desgasado é aquecido até 70 à 75°C, passando a seguir ao conjunto de recuperadores ou Trocador K , aonde é aquecido com a vinhaça que sai da base da Coluna Epuradora A , alcançando uma temperatura de 90 à 94°C, entrando na Coluna A1, aonde sofre uma epuração a baixo grau.

Na Coluna A1, o vinho é aquecido com os vapores que sobem da calandra, entrando em ebulição, perdendo maior parte das impurezas, principalmente os produtos leves ou produtos de cabeça que sobem para a Coluna D , sobreposta a Coluna A1. Da base da coluna A1, o vinho passa para a coluna A, onde o vinho vai descendo e se empobrecendo em álcool até chegar na base da coluna A, srcinando a vinhaça. O vapor injetado na base da coluna A, vai subindo, tendo contato com o vinho que está descendo, chegando na coluna A16, aonde é retirada da coluna A, srcinando o Flegma.



Colunas de Destilação – Cocamar Álcool

O flegma que sai da coluna A16, entra na base da coluna B (que está em cima da coluna B1) e vai subindo pela coluna B, até chegar em seu topo com 96°GL, srcinando o álcool hidratado. Na coluna B1 (coluna de esgotamento), o flegma vindo da coluna A, vai se esgotando gradativamente até a sua base, aonde está a entrada de vapor. Na base da coluna B sai o álcool fraco que retorna para a coluna A.

O álcool hidratado que sai da coluna B, vai para a coluna C (desidratadora), aonde o álcool alcançará 99 a 99,8°GL srclinando o álcool anidro, através da extração da água pelo benzol ou ciclo-hexano.

O álcool hidratado entra no topo da coluna C, juntamente com o benzol ou ciclo-hexano. No pé da coluna entra o vapor, que vai subindo, tendo contato com álcool hidratado e benzol. O benzol ou ciclo-hexano vai extrair a molécula de água contida no álcool hidratado, deixando-o mais concentrado. O benzol e água formam uma mistura ternária (água, benzol + álcool fraco), que será enviada para a coluna P (recuperadora). O álcool anidro sai no pé da coluna C.

A mistura ternária entra na coluna P, entrando em contato com o vapor injetado no pé da coluna, extraíndo a água da mistura ternária. O recuperado da coluna P (benzol + álcool) vai para o condensador I, e retorna para coluna C. Teoricamente a coluna P tem que eliminar a mesma quantidade de água que foi extraída da coluna C.

A coluna A possui condensadores R, para recuperação dos gases incondensáveis da cabeça coluna D e retornam para a coluna A.

A coluna B possui condensadores E, para recuperação dos gases incondensáveis da cabeça da coluna.

A coluna C possui condensadores H, para recuperação dos gases incondensáveis da cabeça da coluna.

Tanto o álcool hidratado, como o álcool anidro são resfriados na saída das colunas, e são enviados para o tanque de medição e posteriormente bombeados para os tanques de armazenamento.



Condensadores

6.3 - Automação da área de Fermentação :

CONTROLE DE BRUX DO MOSTO

Esse controle consiste em medir o brix do mosto, e controlar a vazão de melaço, através de um válvula de controle ou de uma bomba com inversor de frequência.

CONTROLE DE VAZÃO DO MOSTO

Esse controle consiste em medir a vazão de mosto para a fermentação, e controlar a vazão de água para o diluidor de melaço.

CONTROLE DE NÍVEL DAS DORNAS CONTÍNUAS DE FERMENTAÇÃO

Esse controle consiste em medir o nível das dornas contínuas, e controlar a saída do mosto para a próxima dorna.

CONTROLE DE PRESSÃO DA DORNA CONTÍNUA

Esse controle consiste em medir a pressão da primeira dorna contínua, e controlar a extração do gás carbônico (CO₂) da dorna volante.

CONTROLE DE TEMPERATURA DAS DORNAS DE FERMENTAÇÃO

Esse controle consiste em medir a temperatura do mosto na dorna, e controlar a vazão de água para o resfriador.

CONTROLE DE VAZÃO DE ÁGUA PARA A CUBA

Esse controle consiste em medir e controlar a vazão de água para diluição do fermento.

CONTROLE DE pH DO FERMENTO

Esse controle consiste em medir o pH do fermento, e controlar a vazão de ácido sulfúrico, através de uma bomba dosadora com inversor de frequência.

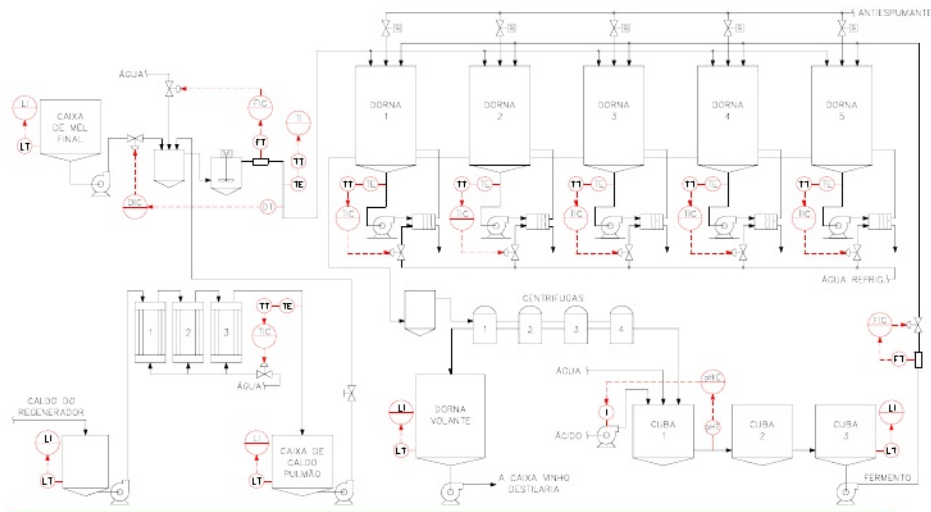
CONTROLE DE VAZÃO DE FERMENTO PARA FERMENTAÇÃO

Esse controle consiste em medir e controlar a vazão de fermento para as dornas de fermentação. Pode ser feito uma cascata com controle de nível da última cuba.

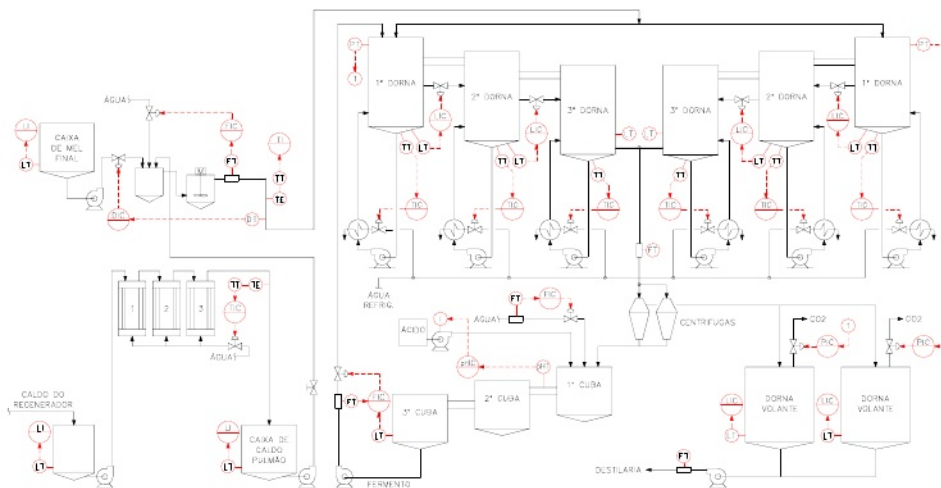
MONITORAÇÃO E ALARMES DE VARIÁVEIS AUXILIARES

- Medição de corrente dos motores das centrífugas de vinho
- Medição de nível da dorna volante
- Medição de nível da caixa de melaço
- Medição de temperatura do melaço
- Medição de temperatura do mosto
- Medição de temperatura do mosto antes e depois dos resfriadores
- Medição de temperatura da água de refrigeração dos resfriadores

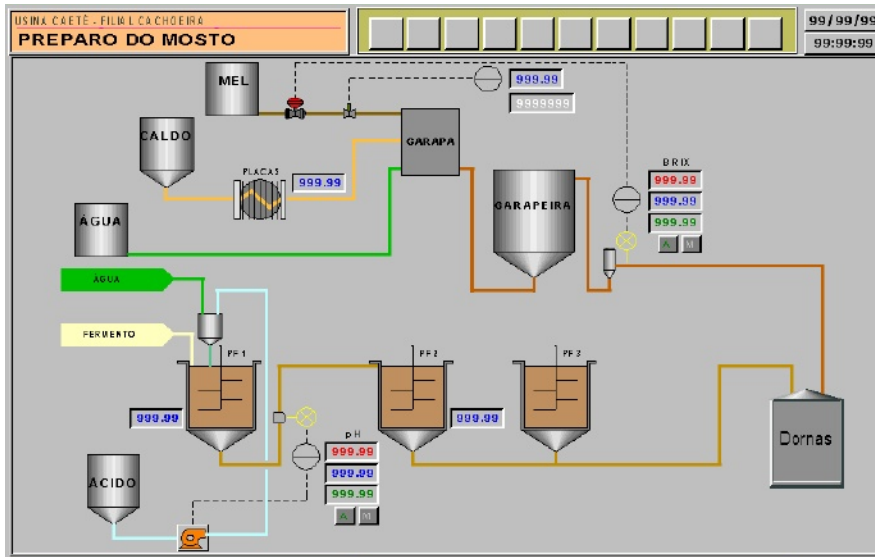
FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA FERMENTAÇÃO BATELADA:



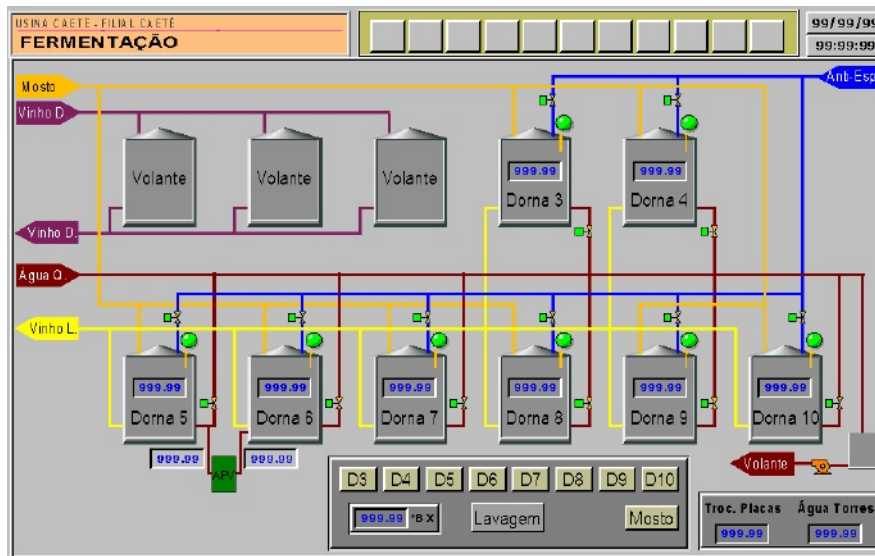
FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA FERMENTAÇÃO CONTÍNUA:



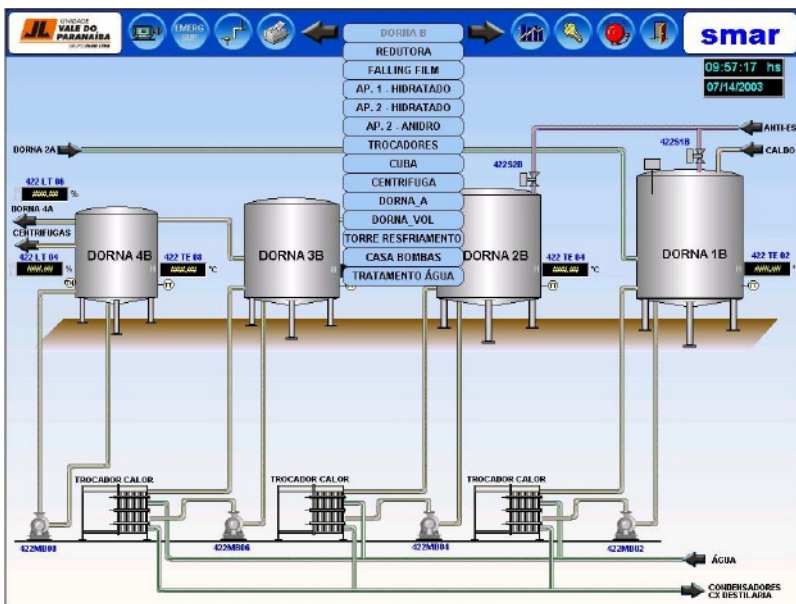
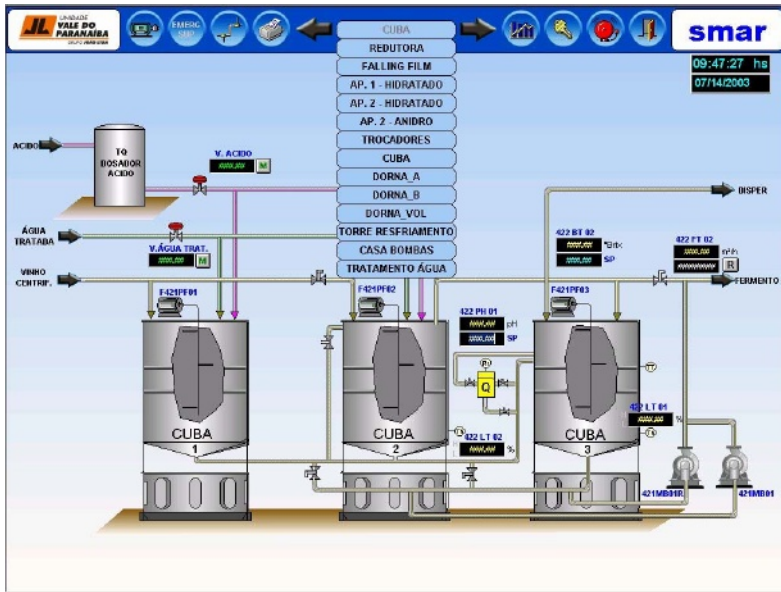
A Usina de Açúcar e sua Automação



Tela de Sinótico do Preparo do Mosto



Tela de Sinótico da Fermentação Alcoólica



6.4 - Automação da área de Destilação:

CONTROLE DE PRESSÃO DAS COLUNAS A, B, C e P

Esse controle consiste em medir a pressão das colunas, e controlar a vazão de vapor.

CONTROLE DE ALIMENTAÇÃO DE VINHO PARA A COLUNA A

Esse controle consiste em medir a temperatura da bandeja A16, e controlar a vazão de vinho para a coluna A.

CONTROLE DE NÍVEL DA CALANDRA DA COLUNA A

Esse controle consiste em medir o nível da coluna A, e controlar a vazão de vinhaça na saída da coluna A.

CONTROLE DE RETIRADA DE ÁLCOOL HIDRATADO ATRAVÉS DA TEMPERATURA DA BANDEJA B4

Esse controle consiste em medir a temperatura da bandeja B4, e controlar a retirada de álcool hidratado da coluna B.

CONTROLE DE RETIRADA DE ÁLCOOL HIDRATADO ATRAVÉS DO DIFERENCIAL DE TEMPERATURA, ENTRE A BANDEJA B4 E O TOPO DA COLUNA B

Esse controle consiste em medir a temperatura da bandeja B4 e do topo da coluna B. Como a temperatura do topo da cabeça da coluna está estável, controla-se a retirada de álcool hidratado, mantendo um diferencial entre a temperatura da bandeja B4 e o topo da coluna.

CONTROLE DE RETIRADA DE ÁLCOOL HIDRATADO ATRAVÉS DO GRAU ALCOÓLICO

Esse controle consiste em medir a temperatura da bandeja B4, a vazão e grau alcoólico do álcool hidratado, e controlar a retirada de álcool hidratado da coluna B.

CONTROLE DE NÍVEL DO TANQUE DE REFLUXO DA COLUNA B

Alguns aparelhos de destilação, possuem um tanque acumulador de refluxo dos condensadores E/E1/E2, que entram na coluna B.

Esse controle consiste em medir e controlar a vazão de refluxo para a coluna B, em cascata com o nível do tanque acumulador.

CONTROLE DE pH DO ÁLCOOL HIDRATADO

Esse controle consiste em medir o pH do álcool hidratado na saída da coluna B, e controlar a vazão de soda para a coluna B, através de uma bomba dosadora com inversor de frequência.

CONTROLE DE ALIMENTAÇÃO DE BENZOL OU CICLO-HEXANO PARA A COLUNA C, EM FUNÇÃO DA VAZÃO DE ÁLCOOL HIDRATADO

Esse controle é feito através da vazão de álcool hidratado que entra na coluna C, mantendo um relação e controlando a dosagem de benzol ou ciclo-hexano.

CONTROLE DE ALIMENTAÇÃO DE CICLO-HEXANO PARA A COLUNA C, EM FUNÇÃO DA TEMPERATURA DA COLUNA C

Esse controle consiste em medir a temperatura da bandeja C-38 e do topo da coluna C. Como a temperatura do topo da cabeça da coluna está estável, controla-se a reposição de ciclo-hexano, mantendo um diferencial entre a temperatura da bandeja C-38 e o topo da coluna.

CONTROLE DE NÍVEL DA COLUNA C

Esse controle consiste em medir o nível da calandra da coluna C, e controlar a retirada de álcool anidro na saída da coluna C.

CONTROLE DE EXTRAÇÃO DO TERNÁRIO DA COLUNA C

Esse controle consiste em medir a temperatura da bandeja C33, e controlar a vazão do ternário da coluna C.

CONTROLE DE VAZÃO DE TERNÁRIO O P/ DECANTADOR DE CICLO

Esse controle consiste em medir a vazão do ternário, e controlar a vazão do ternário para o decantador de ciclo-hexano.

CONTROLE DE NÍVEL DE INTERFACE DO DECANTADOR DE CICLO-HEXANO

Esse controle consiste em medir o nível de interface do decantador, e controlar a retirada da camada pesada que será enviada para a coluna P.

CONTROLE DE EXTRAÇÃO DO RECUPERADO DA COLUNA P

Esse controle consiste em medir a temperatura da bandeja P19, e controlar a extração do recuperado que retornará para a coluna C.

CONTROLE DE TEMPERATURA DOS CONDENSADORES

Esse controle consiste em medir a temperatura na saída dos condensadores, e controlar a vazão de água de resfriamento.

MONITORAÇÃO E ALARMES DE VARIÁVEIS AUXILIARES

- Temperatura dos condensadores (E, E1, E2, R, R1, H, H1, H2, I, I1, I2)
- Temperatura do vinho antes do condensador E e após o trocador K
- Temperatura da Coluna A (pé da coluna A1 e entrada de vinho A16)
- Temperatura da Coluna B (pé da coluna B1, entrada de flegma B4 e topo da coluna)
- Temperatura da Coluna C (pé da coluna C4, bandeja C14, bandeja C33 e topo da coluna)
- Temperatura da Coluna P (pé da coluna P3, bandeja P19 e topo da coluna)
- Temperatura do decantador de ciclo-hexano
- Temperatura da água industrial para os condensadores e da água servida na saída dos condensadores
- Temperatura do vapor
- Pressão do vapor
- Pressão do vinho
- Vazão de vinho para a coluna A
- Vazão de vapor para a coluna A
- Vazão de vapor para a coluna B

- Vazão de vapor para a coluna C
- Vazão de vapor para a coluna P
- Vazão de refluxo do ternário da coluna C

COMANDO E INTERTRAVAMENTO DE MOTORES

Este sistema permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação da destilaria.

SISTEMA DE SUPERVISÃO

Software de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, e interligado a uma rede Ethernet para comunicação com os outros setores da Usina.



Usina São Luiz de Ourinhos

RESULTADOS OBTIDOS COM A AUTOMAÇÃO DA DESTILARIA :

Aumento de produção dos aparelhos, média de 5 à 10%

Diminuição de perdas na vinhaça

Melhor recuperação do benzol ou ciclo-hexano

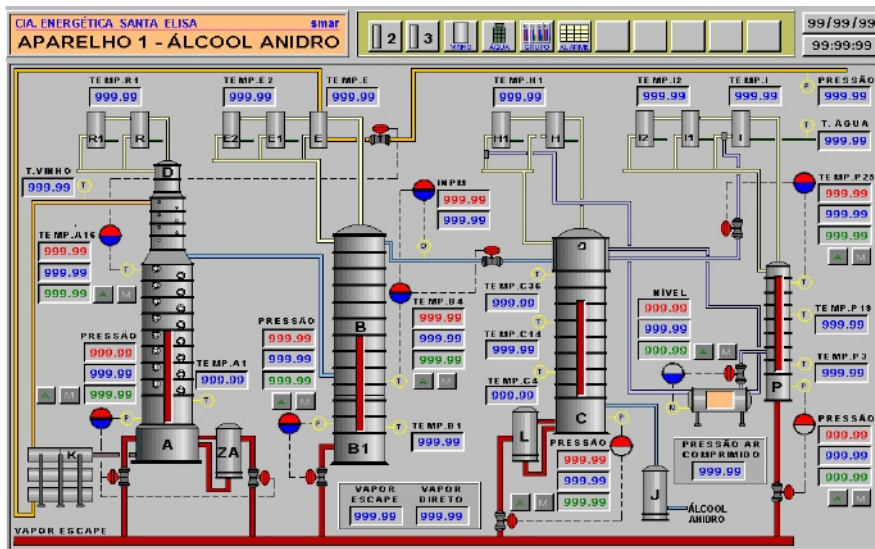
Melhora no produto final (pH, grau alcoólico)

Uniformidade e padronização do produto final

Economia de vapor

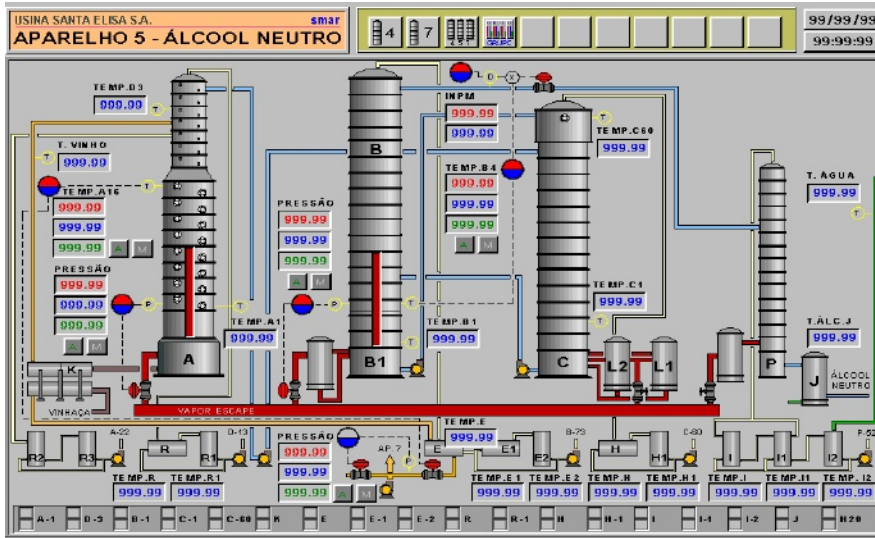


Sistema de Supervisão da Cocamar

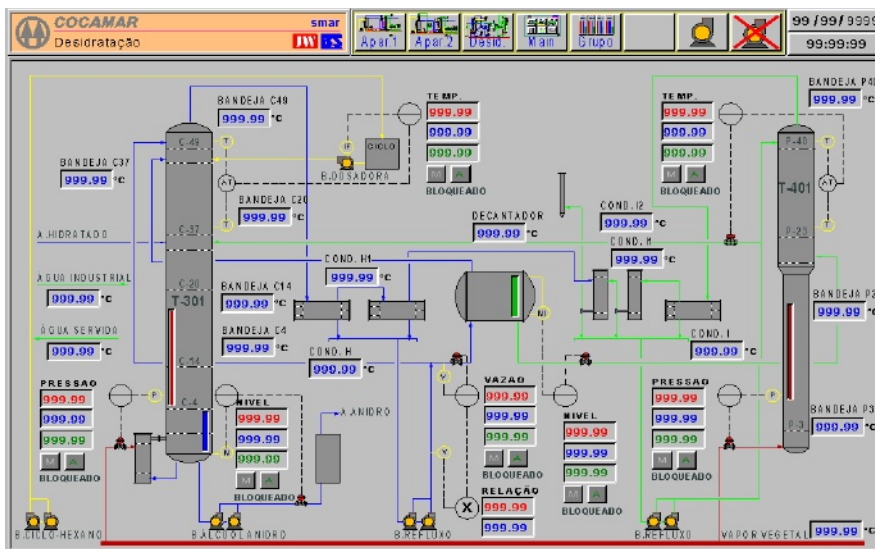


Tela de Sinótico para Álcool Anidro

A Usina de Açúcar e sua Automação

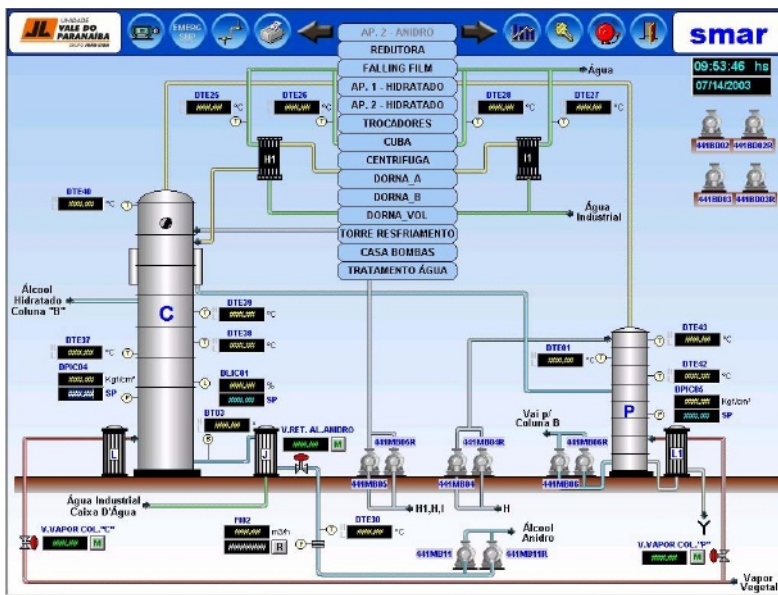
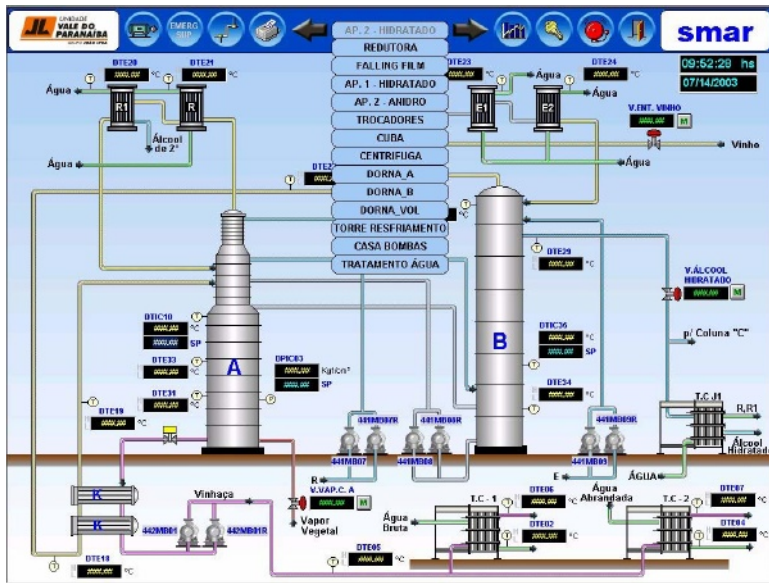


Tela de Sinótico para Álcool Neutro

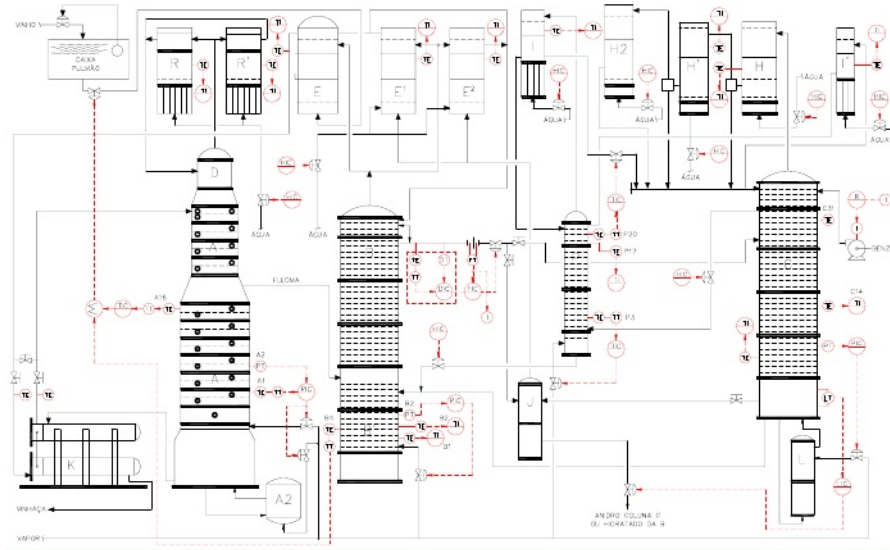


Tela de Sinótico da Desidratação do Álcool Hidratado

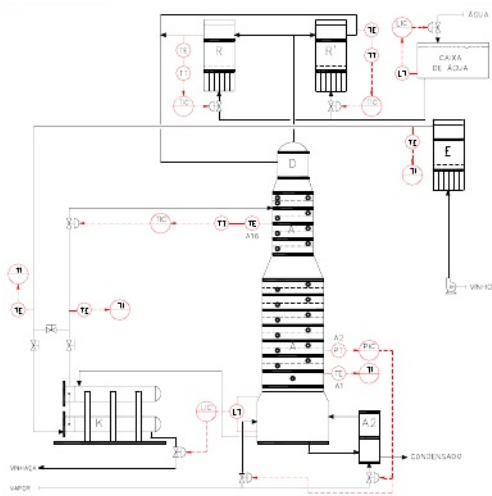
A Usina de Açúcar e sua Automação



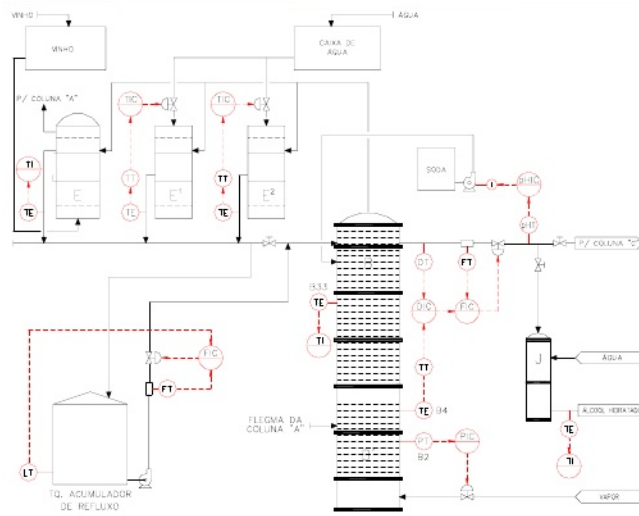
FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA DESTILARIA



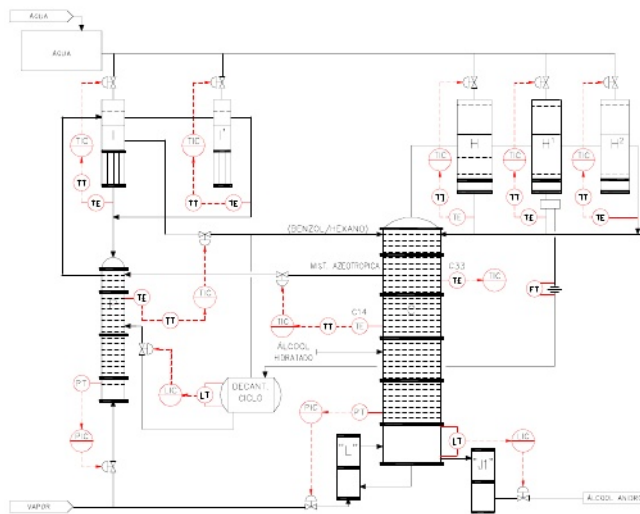
FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA COLUNA A



FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA COLUNA B



FLUXOGRAMA DE INSTRUMENTAÇÃO DA COLUNA C



Capitulo 7

GERAÇÃO DE VAPOR



Capítulo 7 – GE RAÇÃO DE VAPOR OR

Uma Usina de Açúcar é praticamente auto-suficiente em energia, obtendo a potência e calor necessários pela queima de seu próprio combustível, o bagaço .



As caldeiras são responsáveis pela geração de vapor que alimentam as turbinas à vapor, que movimentam as moendas para a extração do caldo ou os geradores de energia elétrica.

O Vapor Direto é produzido a alta pressão, em média a 21 kgf/cm².

O bagaço sai das moendas com umidade de 48% aproximadamente, e é transportado até as caldeiras através de esteiras, que alimentam os dosadores de bagaço. A alimentação da caldeira normalmente é do tipo spreader-stoker, que consiste numa alimentação bagaço e ar, através do ventilador espargidor, que permite a maior queima do bagaço em suspensão.



Alimentadores de Bagaço

Grelhas rotativas asseguram a queima do restante do bagaço, mostrando muita eficiência na remoção das cinzas. A queima em suspensão também dá uma resposta mais rápida a variações de cargas.

O uso de pré-aquecedores de ar e economizador permitem uma melhor eficiência da caldeira, aproveitando os gases de saída da fornalha. O pré-aquecedor aquece o ar de combustão e o economizador aquece a água de alimentação.

O uso de sopradores de fuligem, evitando as entressidas da caldeira, permite a limpeza total do feixe tubular, evitando a perda de eficiência de fuligem entre os tubos do feixe tubular, pois causaria perda de calor.

O lavador de gases na saída da fornalha, permite que o gás da chaminé seja mais limpo, evitando que o bagacinho fino seja jogado para a atmosfera.



*Pré-Aquecedor de Ar e Economizador
(Em fase de montagem)*

A água de alimentação das caldeiras, não deve causar incrustações ou corrosão ao tubulão e feixe tubular da caldeira, e deve fornecer um vapor livre de contaminantes. A melhor fonte de água capaz de satisfazer esta necessidade é a água da condensação do próprio vapor.

Assim, o condensado do vapor constitui na principal fonte de suprimento de água. Como a quantidade de condensado não é suficiente, devido as perdas, é necessário o complemento com água fria tratada.

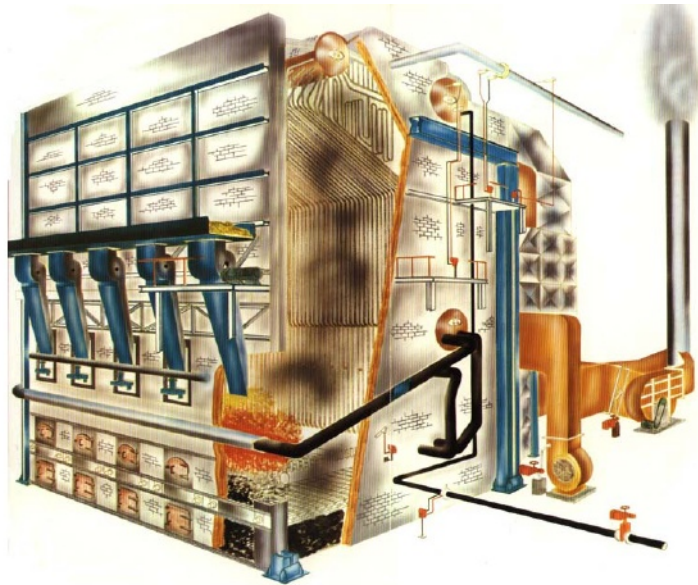
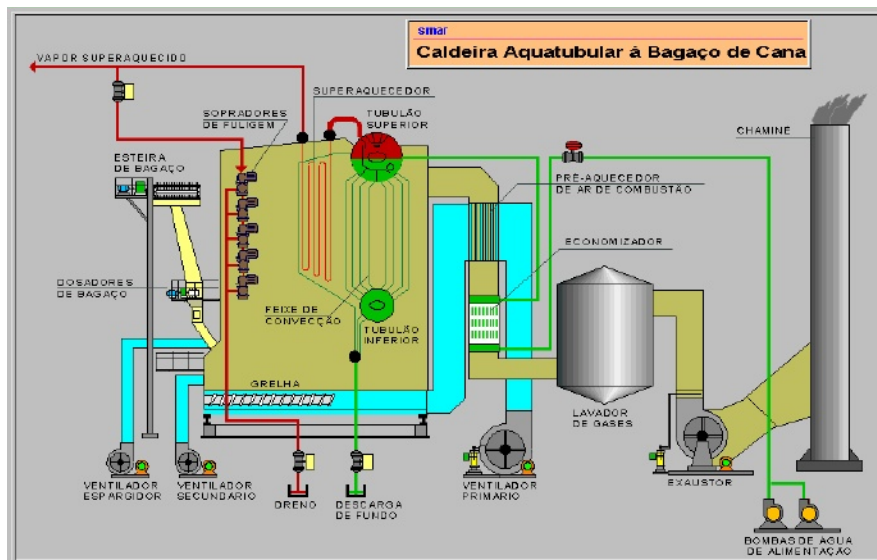
O tratamento da água de alimentação das caldeiras, requer o seguinte:

- desaeração para remoção do oxigênio por flasheamento
- aquecimento, através do próprio desaerador e economizador
- tratamento químico, para evitar incrustações e prevenir corrosões.
- para as nos tubulões para reduzir a acumulação de sólidos, instalando
para as de descarga de fundo.

Uma operação constante e uniforme é vital para manter a eficiência da caldeira.



Desaerador Térmico



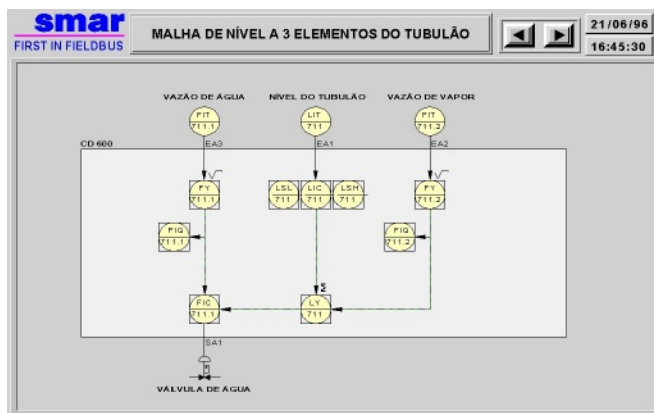
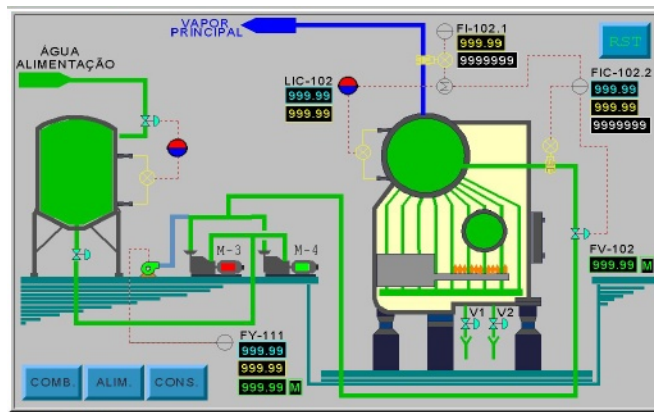
7.2 - Automação da área de Geração de Vapor or:

CONTROLE DE NÍVEL A 2 ELEMENTOS

Esse controle consiste em medir o nível do tubulão superior e a vazão de vapor gerada pela caldeira, e controlar a vazão de água de alimentação.

CONTROLE DE NÍVEL A 3 ELEMENTOS

Esse controle é idêntico ao de alimentação, com o controle sendo feito em dois níveis, um para o controle de nível e outro para o controle de vazão de água de alimentação. Para caldeiras com vapor superaquecido é recomendado que seja feito a compensação da vazão de vapor, medindo a pressão e temperatura do vapor e fazendo uma compensação automática no controlador.



CONTROLE DE PRESSÃO DO VAPOR

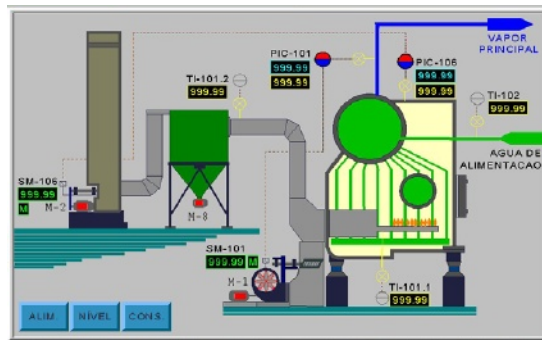
Esse controle consiste em medir a pressão do vapor na saída da caldeira, e controlar a vazão de ar de combustão e bagaço combustível, mantendo uma relação ar/bagaço.

CONTROLE DE MASTER DE PRESSÃO

Esse controle é utilizado para um conjunto de caldeiras, que consiste em medir a pressão de vapor no coletor, e controlar a combustão de cada caldeira (vazão de ar e bagaço), mediante a um ajuste de carga para cada caldeira.

CONTROLE DE PRESSÃO DA FORNALHA

Esse controle consiste em medir a pressão da fornalha da caldeira, e controlar a vazão de gás na saída para o chaminé.



CONTROLE DE TEMPERATURA DO VAPOR SUPERAQUECIDO

Esse controle consiste em medir a temperatura do vapor após o superaquecedor, e controlar vazão de água através de um dessuperaquecedor, diminuindo a temperatura do vapor.

CONTROLE DE NÍVEL DO DESAERADOR

Esse controle consiste em medir o nível do desaerador, e controlar a vazão de água na entrada do desaerador.

CONTROLE DE PRESSÃO DO DESAERADOR

Esse controle consiste em medir a pressão do desaerador, e controlar a vazão de vapor para o desaerador.

CONTROLE DA REDUTORA DE PRESSÃO DE VAPOR DIRETO P/ ESCAPE

Esse controle consiste em medir a pressão da linha de vapor de escape, e controlar a válvula redutora do vapor direto para complementação do vapor de escape. Por segurança, será medida a pressão da linha de vapor direto, que entrará como antecipação no controle, para proteger a linha de vapor direto.

CONTROLE DA REDUTORA DE PRESSÃO DE ESCAPE P/ VAPOR VEGETAL

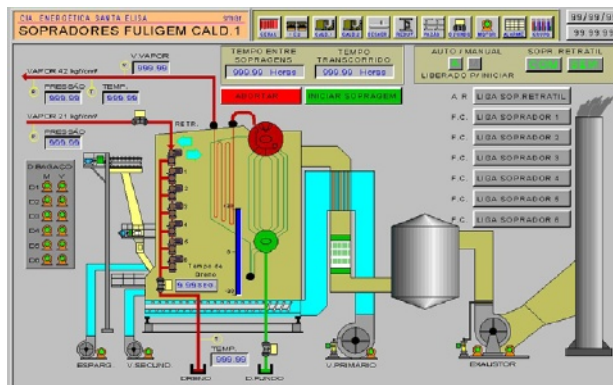
Esse controle consiste em medir a pressão da linha de vapor vegetal, e controlar a válvula redutora do vapor de escape para complementação do vapor vegetal. Por segurança, será medida a pressão da linha de vapor de escape, que entrará como antecipação no controle, para proteger a linha de vapor de escape.

CONTROLE DE DESCARGA DE FUNDO AUTOMÁTICA

Esse controle consiste em estabelecer o tempo entre as purgas e abertura automática da válvula de descarga para retirada do lodo e sólidos do tubulão de vapor.

CONTROLE DE SOPRAGEM DE FULIGEM AUTOMÁTICA

Esse controle consiste em estabelecer o tempo entre as sopragens e o comando automático dos sopradores de fuligens, válvulas de vapor e válvula de dreno.



CONTROLE DE LIMPEZA AUTOMÁTICA DAS GRELHAS

Esse controle consiste em estabelecer o tempo entre as limpezas e o comando automático das grelhas e válvula de dreno para remoção das cinzas.

SISTEMA DE SEGURANÇA DA CALDEIRA

Esse sistema permite a proteção e segurança de uma operação, evitando riscos aos equipamentos, evitando possíveis prejuízos, causados por eventuais falhas de operação, como:

- desarme de motores (ventiladores, forçados e induzidos)
- desarme dos dosadores de bagaço
- queda na pressão do ar das válvulas pneumáticas.
- queda na pressão de água de alimentação
- eventual emergência na operação
- nível muito baixo do tubulão de vapor
- pressão muito baixa do vapor
- etc.

MONITORAÇÃO E ALARMES DE VARIÁVEIS AUXILIARES

- Pressão do tubulão de vapor
- Pressão do ar antes do pré-aquecedor
- Pressão do ar após o pré-aquecedor
- Pressão dos gases antes do pré-aquecedor
- Pressão dos gases após o pré-aquecedor
- Pressão dos gases após o economizador
- Pressão da água de alimentação
- Temperatura do vapor no tubulão de vapor
- Temperatura da água antes do economizador
- Temperatura da água após o economizador
- Temperatura do ar antes do pré-aquecedor
- Temperatura do ar após o pré-aquecedor
- Temperatura dos gases antes do pré-aquecedor
- Temperatura dos gases após o pré-aquecedor
- Temperatura dos gases após o economizador
- Rotação dos dosadores de bagaço
- Rotação da turbina do exaustor
- Rotação da turbina da bomba de água de alimentação
- Corrente dos motores (ventiladores, exaustores e bombas de água)

COMANDO E INTERTRAVAMENTO DE MOTORES

Este sistema permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação da caldeira.

SISTEMA DE SUPERVISÃO

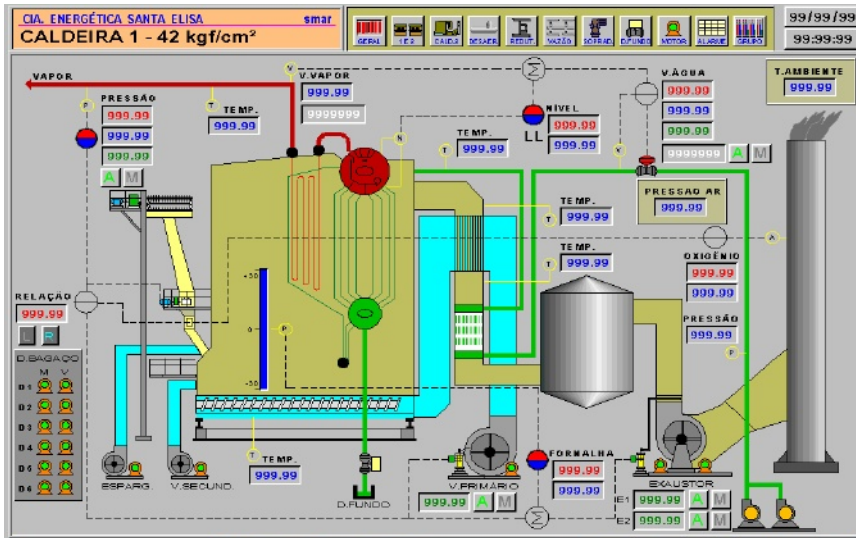
Software de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, e interligado a uma rede Ethernet para comunicação com os outros setores da Usina.



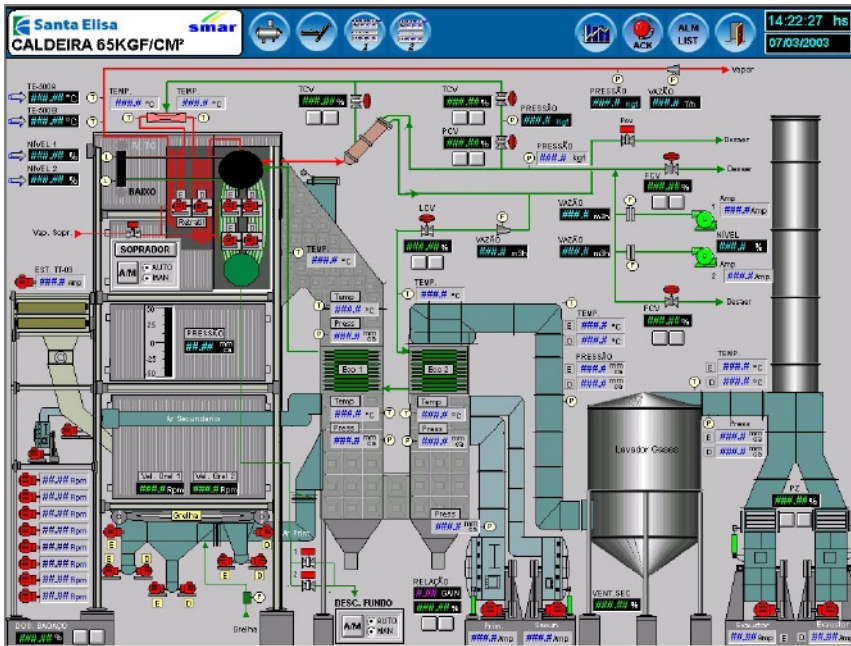
Sala de Controle das Caldeiras - Usina Santa Elisa



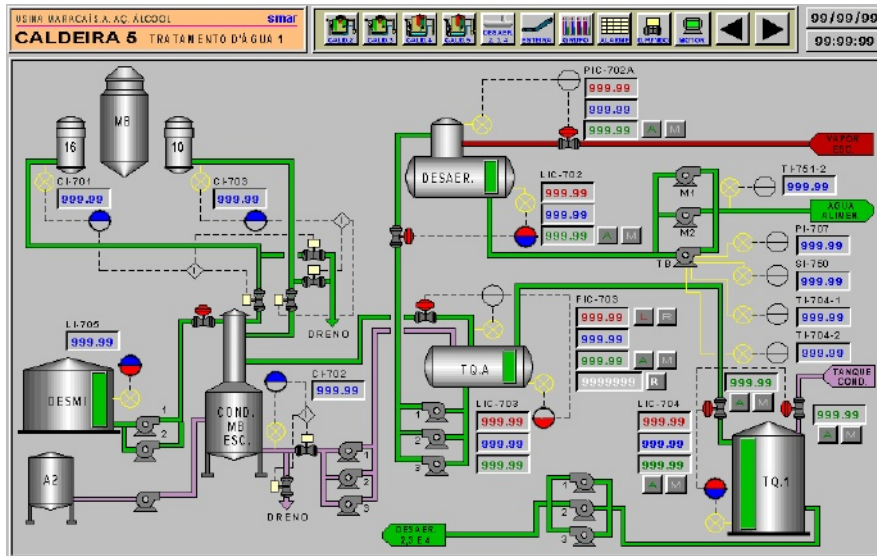
Painel de Controle de Caldeiras - Usina São Luiz de Ourinhos



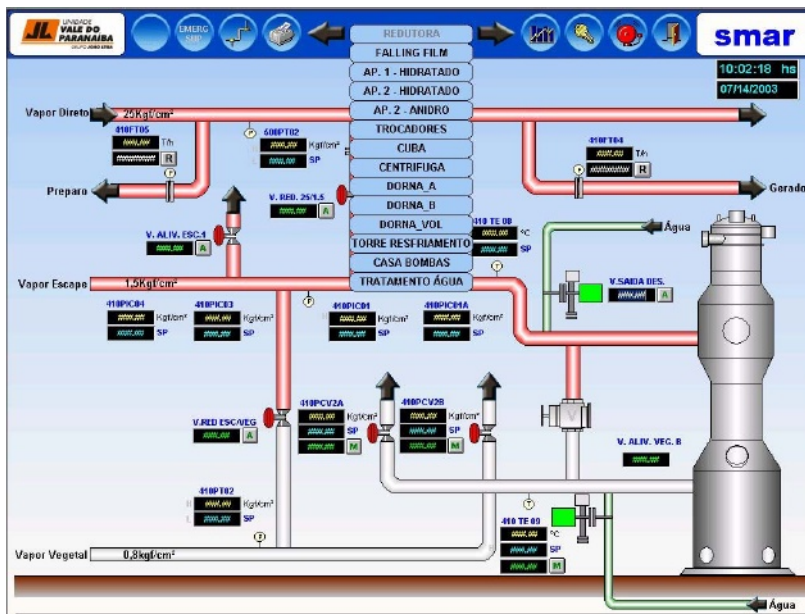
Tela de Sinóptico da caldeira 42 kgf/cm² - Usina Santa Elisa



Tela de Sinóptico da caldeira 65 kgf/cm² para Co-geração - Usina Santa Elisa



Tela de Sinóptico do Tratamento de Água de Alimentação para as Caldeiras



Tela de Sinóptico das Redutoras de Pressão

Capitulo 9

SECADOR DE LEVEDUR A



Capítulo 9 – SECADOR DE LEVEDURA

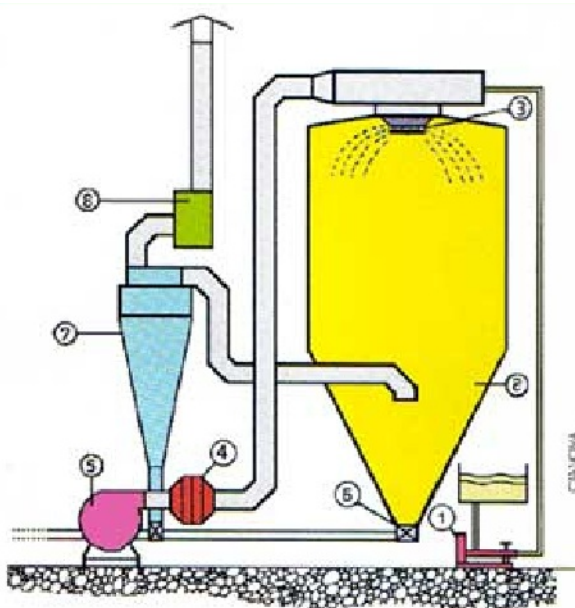
9.1 – Princípio de funcionamento:

Após preparado, o produto é bombeado com uma bomba de deslocamento positivo (1) para a câmara de secagem (2), passando por um cabeçote com disco rotativo atomizador ou Bicos atomizadores (3), que girando a alta rotação, o produto é atomizado em forma de névoa.

Essa névoa em contato com o ar quente, gerado pelo vapor através do trocador de calor e ou queima direta de gás GLP (4), e insuflado por um ventilador (5), o produto é seco instantaneamente, precipitando-se no fundo da câmara.

O produto é descarregado através de válvula rotativa (6), onde já está pronto e seco para ensaque na forma de "pó", não necessitando peneirar, moer ou qualquer outra operação.

As partículas finas que não precipitaram e que tendem a serem arrastadas para a exaustão (8) são recuperadas através dos ciclones (7). O ar é retirado do sistema através do chaminé à atmosfera. Normalmente o produto seco é transportado através de roscas transportadoras até um elevador de canecas ou transporte pneumático que alimenta um silo pulmão e que também serve para alimentar o sistema de empacotamento.



9.2 - Automação do Secador de Levedura:

CONTROLE DE TEMPERATURA DOS TANQUES DE STRESS DO FERMENTO

Esse controle consiste em medir a temperatura dos tanques de stress e controlar a válvula de vapor.

CONTROLE DE PRESSÃO DA CÂMARA DO SECADOR DE LEVEDURA

Esse controle consiste em medir a pressão da câmara, atuando na abertura do ventilador de ar quente e do exaustor de saída dos gases.

CONTROLE DE TEMPERATURA DO AR QUENTE

Esse controle consiste em medir a temperatura do ar quente e controlar a válvula de controle de vapor

CONTROLE DE TEMPERATURA DA LEVEDURA NO SECADOR

Esse controle consiste em medir a temperatura da levedura e controlar a vazão da bomba de levedura.

COMANDO E INTERTRAVAMENTO DE MOTORES

Este sistema permite uma operação segura no comando liga/desliga de motores, pois é feita uma seqüência de partida e intertravamento para desarme da planta, caso ocorra algum problema de segurança ou desarme algum motor que ponha em risco a operação da refinaria.

SISTEMA DE SUPERVISÃO

Software de supervisão para operação, arquivo de dados em histórico e emissão de relatórios, e interligado a uma rede Ethernet para comunicação com os outros setores da Usina.



Capitulo 10

SISTEMA GERENCI AL



Capítulo 10 – Sistema Gerencial

10.1 – Resultados da Automação:

Maior eficiência energética

Controle sobre todo o processo

Aumento da eficiência industrial

Melhor qualidade do açúcar (menor cor, maior filtrabilidade, menor umidade, melhor fator de conservação, etc.)

Diminuição das perdas industriais e maior facilidade em descobrir suas causas

Elevação da observância aos padrões tecnológicos estabelecidos

Maior recuperação de condensado nos equipamentos de troca de calor

Elevação do nível técnico dos operadores

Eliminação dos trabalhos de rotina que consomem tempo e atenção dos operadores, que podem assim dedicar mais tempo à otimização do processo

Maior facilidade de manutenção, já que cada equipamento de processo possui um registro histórico do seu funcionamento e comportamento

Possibilidade de estabelecer uma estratégia de operação para cada situação operacional da fábrica, sem que exista interferência entre as áreas

Otimização do pessoal de operação

Centralização da operação, o qual permite a tomada de decisões operacionais com maior certeza

Maior quantidade de informações sobre o processo

Maior facilidade de operação

Maior aproveitamento da capacidade instalada

Estatística real e confiável dos dados de processo

Maior proteção e segurança de operação

Disponibilidade de informação entre as áreas, facilitando a operação

Possibilita a implantação de Sistema de Gestão Empresarial na indústria, permitindo a integração do processo industrial e da administração.



Sala Gerencial – Cia. Energética Santa Elisa



Centro de Inteligência de Operação - ARALCO

Bibliografia:

PAYNE, John Howard, *Operações Unitárias na Produção de Açúcar de Cana*, Brasil (tradução para português), 1989, 246 páginas

HUGOT, Emile, *Manual da Engenharia Açucareira*, Brasil (tradução para português), 1977, 1171 páginas

HONING, Pieter, *Principios de Tecnologia Azucarera*, Espanha (tradução para espanhol), 1969, 3 volumes, 1663 páginas

SPENCER e MEADE, *Manual del Azúcar de Cana*, Cuba (tradução para espanhol), 1974, 914 páginas

PUERTAS, Rafael Pedrosa, *Fabricación de Azúcar Crudo de Cana*, Cuba, 178 páginas

