

PRZEMYSŁOWY INSTYTUT AUTOMATYKI I POMIARÓW  
MERA-PIAP  
Al. Jerozolimskie 202 02-222 Warszawa Telefon 23-70-81

Ośrodek Automatykacji Kompleksowej i Systemów Cyfrowych

Pracownia Automatykacji Kompleksowej

442

BE10

Główny wykonawca mgr inż. Ludwik Minczewski

Wykonawcy mgr inż. Jacek Jurkowski  
mgr inż. Małgorzata Pacut  
mgr inż. Ryszard Sobczak  
st. ref. Jolanta Dalecka

Konsultant

Nr zlecenia 9404

Analiza możliwości usprawnienia  
gospodarki cieplnej w cukrowni.

Zleceniodawca Praca własna

Pracę rozpoczęto dnia 01.12.1982

Kier. Pracowni

mgr inż. R. Sobczak

p.o. Z-cy d/s  
Automatykacji

dr inż. T. Gałazka

zakończono dnia 15.11.1983

Kierownik Ośrodka  
Ośrodka Automatykacji Kompleksowej  
i Systemów Cyfrowych

mgr inż. J. Hampel

Praca zawiera:

Rozdzielnik - ilość egz:

stron 48

Egz. 1 BOINTE

rysunków 4

Egz. 2 OAK-1

fotografii

Egz. 3 OAK-1

tabel

Egz. 4 OAK-1

tablic

Egz. 5 OAK-1

załączników

Egz. 6 OAK-1

Nr rejestr. 5119

**Analiza deskryptorowa**

**Analiza dokumentacyjna**

**Tytuły poprzednich sprawozdań**

664.1 Przewidywanie  
65.011.56 dokumentacja

**UKD**

SIAP-252/83-6000

2

S P I S T R E Ś C I

str.

1. Wstęp .....	2
2. Przyjęty schemat technologiczny cukrowni .....	4
3. Opisy matematyczne aparatów technologicznych .....	8
3.1. Kotły parowe .....	8
3.2. Turbiny parowe .....	9
3.3. Dyfuzja ciągła .....	11
3.4. Wyparka .....	12
3.5. Ogrzewacze .....	18
3.6. Warniki .....	22
4. Koncepcja sterowania .....	31
4.1. Kontrola pracy aparatów technologicznych .....	32
4.2. Bilans cieplny cukrowni .....	32
4.3. Obliczanie zapotrzebowania na ciepło .....	34
4.4. Wyparka .....	36
4.5. Kotły parowe .....	37
5. Wymagania pomiarowe .....	38
5.1. Wykaz pomiarów analogowych .....	38
5.2. Pomiar ilości ciepła .....	40
6. Wspomagania na sprzęt cyfrowy i oprogramowanie .....	41
7. Wnioski i zalecenia dla dalszych etapów pracy .....	45
8. Literatura .....	47

## 1. Wstęp.

Zużycie paliwa w cukrowniach polskich jest znacznie wyższe niż w cukrowniach zachodnioeuropejskich i wynosi przeciętnie 6% do 8% nb, paliwa umownego o wartości opałowej 29.308 kJ/kg a średnio 7% nb. Wiele cukrowni zachodnioeuropejskich jak podano w [15] osiąga zużycie paliwa umownego 3,0% do 4% nb a cukrownie duńskie nawet 2,6% do 3,0%. Duże zużycie paliwa nie jest cechą charakterystyczną tylko polskich cukrowni. W Związku Radzieckim zużycie paliwa umownego wynosiło w roku 1965 8,41% nb a w roku 1978 6,58% nb [8].

Niskie zużycie paliwa jest możliwe dzięki stosowaniu:

- wysokoprężnych kotłów parowych o sprawności cieplnej 85% do nawet 90%,
- wyparek pięciodziałowych o podwyższonej temperaturze wrzenia, w tym w I dziale 133°C i wielokrotności odparowania wody 3,2 do 3,5,
- stosowania turbosprężania oparów,
- prowadzenia bardzo racjonalnej i oszczędnej gospodarki cieplnej i parowej.

Większość cukrowni polskich eksploatuje kotły wódnorurkowe z rusztami na miał węglowy, które według danych producenta osiągają sprawność od 78% do 81%. Cukrownie polskie pracują z kotłami znacznie wyeksploatowanymi, które nie osiągają nawet tej sprawności.

O sprawności cieplnej kotłów parowych cukrowni decyduje w znacznym stopniu jakość stosowanego paliwa do którego powinny być dostosowane posiadane kotły. Kotłownie przemysłowe w Polsce spalają głównie miał węglowy o wartości opałowej 21 000 do 23 000 kJ/kg o dużej zawartości popiołu i skały płonnej. W takich warunkach wynikowa sprawność cieplna kotłów wynosi 70 do 75%.

Na zużycie paliwa wpływa wielkość cukrowni. Cukrownie o wysokim przerobie dobowym buraków mają mniejsze straty ciepła niż cukrownie małe. Cukrownie zachodnio-europejskie mają średnie przeroby dobowe rzędu 5 - 6 tys. ton. W Polsce przeciętna zdolność przerobowa jednej cukrowni wynosi 2 tys. ton.

Wskaźnikami świadczącymi o ogólnej jakości gospodarki cieplnej cukrowni są zużycie pary przez wyparkę i krotność odparowania wody w wyparce. W cukrowniach zachodnio-europejskich stosujących racjonalny schemat parowy i oszczędną gospodarkę cieplną zużycie pary grzejnej

w wyparce pięciodziałowej wynosi 30 do 35% nb. a krotność odparowania 3,5 do 3,0. Wśród cukrowni polskich, stosujących wyparki czterodziałowe, tylko nieliczne osiągają zużycie pary 40% nb, większość cukrowni osiąga 45 do 50% nb a nawet 55% nb a krotność odparowania zaledwie 2,2.

Prowadzenie oszczędnej gospodarki cieplnej powoduje tak znaczne zmniejszenie pobierania oparów z wyparki, że w celu osiągnięcia należytego zagęszczenia roku wyparka powinna odparować więcej wody i wytworzyć więcej oparów niż pobierają ich wszystkie urządzenia technologiczne. Wtedy aby nie tracić ciepła w wodach barometrycznych jest celowe i możliwe sprężanie oparów I. Rozpatrywane są także [1] korzyści wynikające ze sprężania oparów z warników. Sprawą otwartą pozostaje wybór typu sprężarek oparów. Sprężarki turbinowe są sprawniejsze cieplnie ale kosztowniejsze, natomiast sprężarki strumieniowe, zwane termosprężarkami są tańsze, ale mają niską sprawność sprężania.

W artykule [12] podano szereg zabiegów technologicznych zmniejszających zużycie pary i paliwa nie wymagających dużych nakładów finansowych.

Znaczne zużycie paliwa w cukrowniach polskich większe niż w zachodnio-europejskich powodują dodatkowe następujące okoliczności:

- nadmiernie długie kampanie ponad 100-dniowe, kończące się w warunkach zimowych, wynikające z niewystarczającej zdolności przerobowej przemysłu cukrowniczego,
- przerabianie w końcowym okresie kampanii buraków długo składowanych i zepsutych,
- uprawa buraków odmian plennocukrowych o niskiej wartości technologicznej,
- konieczność wygotowania zarastających powierzchni grzejnych.

Większość wskazanych powyżej przyczyn znacznego zużycia paliwa w cukrowniach polskich zależy od działań strategicznych lub związane jest ze znacznymi nakładami modernizacyjnymi. Część tych przyczyn można jednak usunąć poprzez zmiany technologiczne i modernizacyjne nie wymagające dużych kosztów.

Przykładem takich rozwiązań może być:

- wykorzystanie ciepła skroplin,
- wykorzystanie ciepła oparów warników I i oparów z ostatniego działu wyparki,
- wyparowywanie warników oparami II,
- nieprzeegrzewanie nadmierne soków,
- modernizacja odprowadzania kondensatów, ...
- modyfikacja systemu odprowadzania gazów amoniakalnych.

Do obniżenia zużycia paliwa i pary na cele technologiczne może się przyczynić automatyka poprzez odpowiednie sterowanie produkcją pary i jej zużyciem w różnych warunkach produkcyjnych cukrowni.

## 2. Przyjęty schemat technologiczny cukrowni.

W związku z opisaną wyżej sytuacją w przemyśle cukrowniczym w dalszych rozważaniach przyjmuje się schemat technologiczny odpowiadający średnim warunkom aktualnie panującym w polskich cukrowniach nie uwzględniając oszczędnych metod gospodarowania ciepłem, a więc:

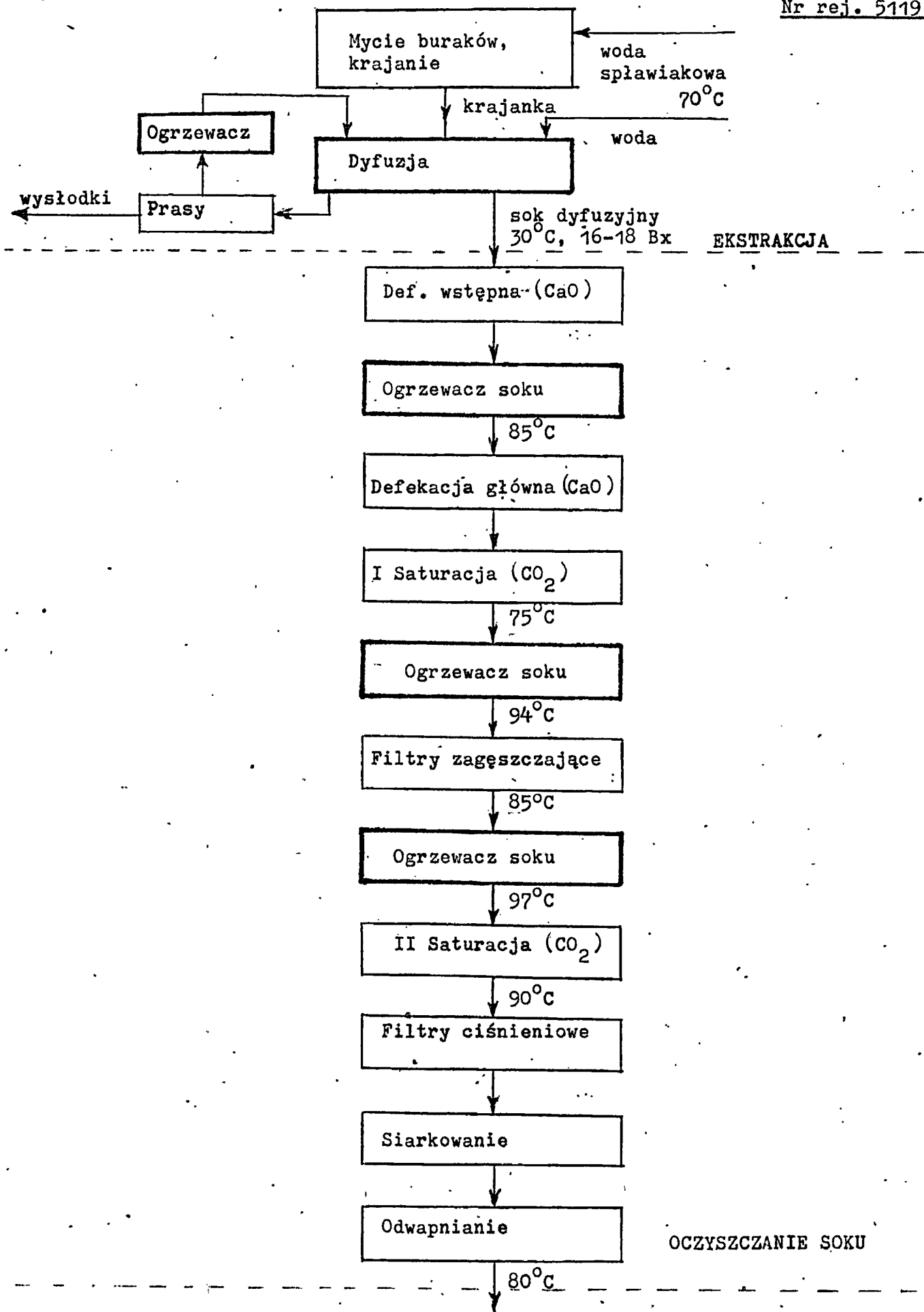
- z wyparką 4-działową,
- bez sprężania oparów,
- bez podgrzewania soków skroplinami.

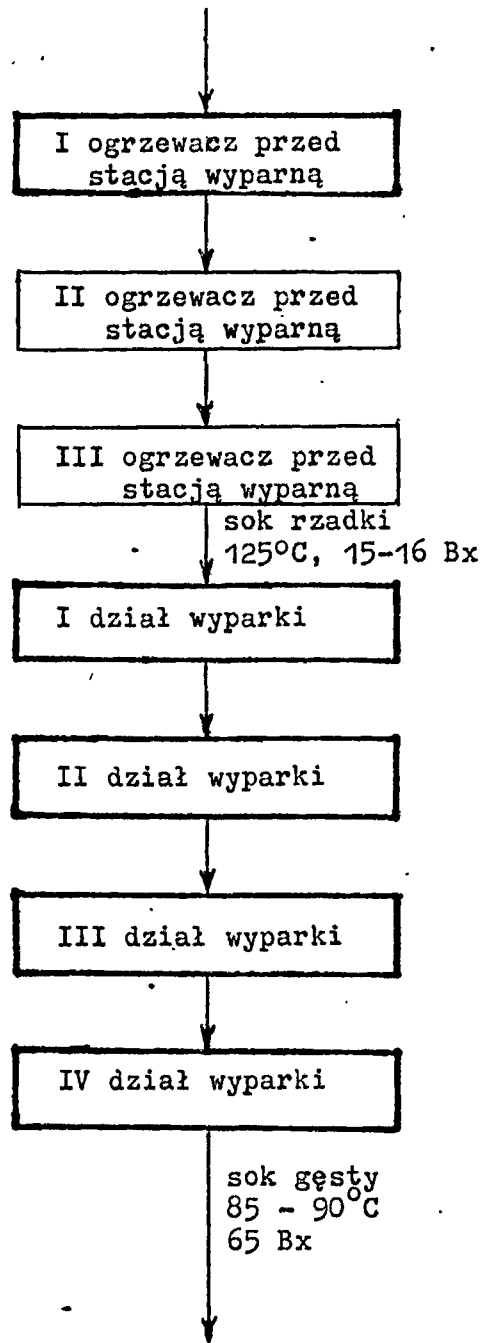
Przyjęty schemat nie jest schematem żadnej z cukrowni pracujących w Polsce. Wobec ogromnej różnorodności schematów technologicznych (praktycznie każda cukrownia jest inna), różnych możliwości wykorzystania produktów w produktowni - byłoby to niecelowe. Opracowanie sterowania gospodarką cieplną dla konkretnej cukrowni będzie i tak wymagało przeanalizowania schematu technologicznego stosowanego w tej właśnie cukrowni. Dla uproszczenia dalszych rozważań przyjęto ponadto:

- bardzo uproszczony schemat produktowni,
- brak linii rafinerskiej.

Schemat technologiczny, wykorzystywany w dalszych rozważaniach przedstawiono na rysunku.

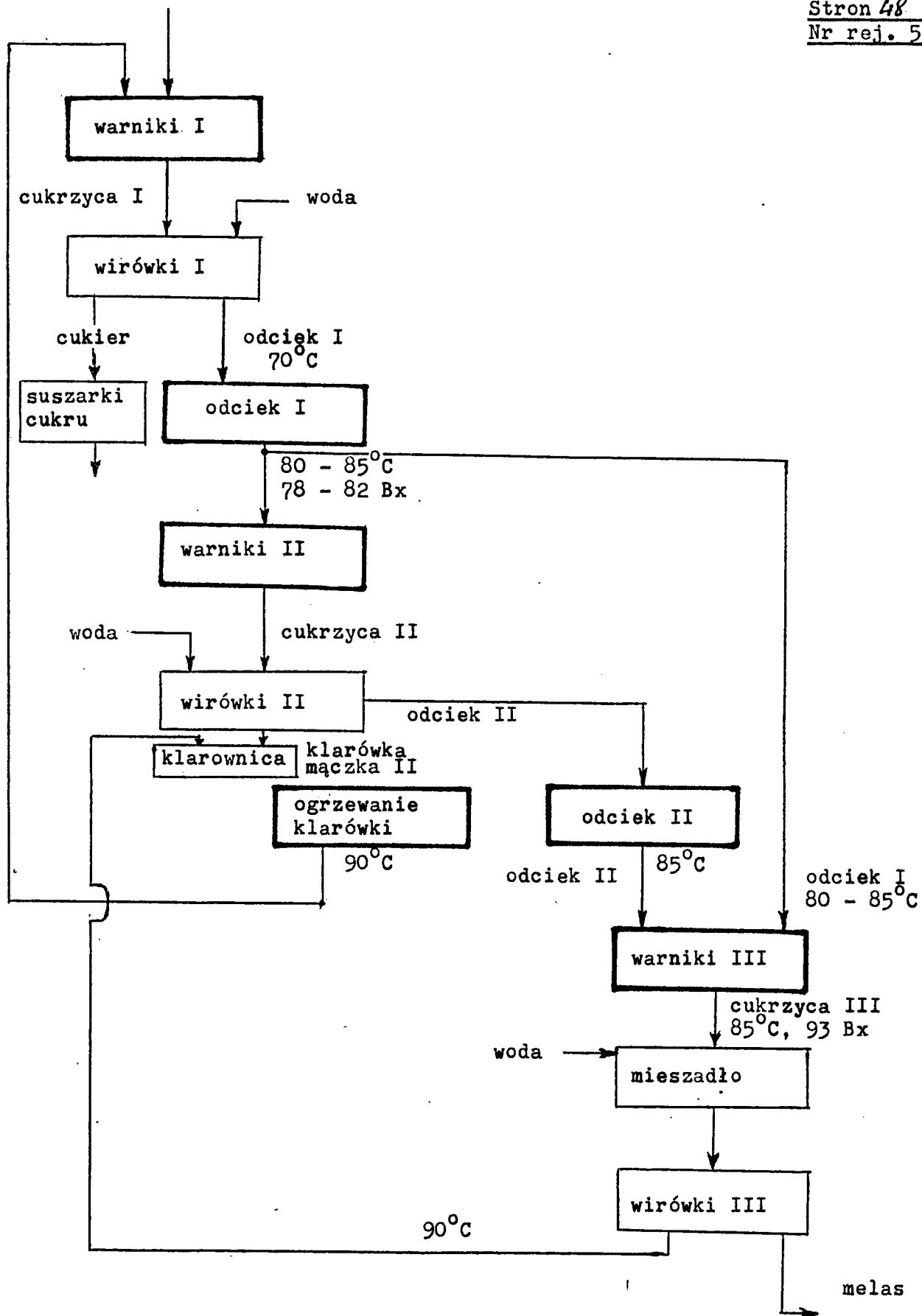
Aparaty, w których odbywa się grzanie parą, pociągnięto na rysunku grubszą linią.







klarówka  
z mączki  
II



### 3. Opisy matematyczne aparatów technologicznych.

Usprawnienie gospodarowania ciepłem w cukrowni polega, oprócz wprowadzenia technologii energooszczędnych, na dostosowywaniu na bieżąco mocy przerobowych poszczególnych aparatów do globalnej ilości pary, jaka aktualnie jest produkowana przez turbinę. Również awarie aparatów technologicznych, jakie dość często zdarzają się w cukrowni, powodują zmiany zapotrzebowania na surowce a także i parę. Zmiany te z kolei rzutują na pracę współpracujących aparatów technologicznych, itd.

Aby umieć określić wynik pracy aparatu przy zmianie punktu pracy aparatu (tj. zmianie doprowadzanych surowców bądź ciepła) należy znać opis matematyczny, ujmujący zależność pomiędzy otrzymywanym rezultatem pracy a surowcami podawanymi do aparatu i ilością pary potrzebnej do ich przerobienia, czyli model aparatu. Poniżej podaje się modele matematyczne ważniejszych aparatów technologicznych. Przyjęto przy tym zasadę, że modele aparatów są ujęte statycznie, z wyjątkiem wyparki i warników, wymagających (z punktu widzenia zarządzania ciepłem) uwzględnienia ich własności dynamicznych. Przewiduje się, że modele te będą podstawą do opracowania modeli matematycznych, jakie zostaną użyte w systemie zarządzania gospodarką cieplną cukrowni.

#### 3.1. Kotły parowe.

Sprawność kotła wyraża się wzorem:

$$\eta_k = 100 - S \quad [\%] \quad (3.1.1.)$$

gdzie:

S - suma strat ilości ciepła wprowadzonego z paliwem.

Dla kotłów węglowych suma strat obejmuje:

1. stratę niecałkowitego spalania
2. stratę niezupełnego spalania
3. stratę kominową
4. resztę strat.

Bilans cieplny kotła wyrażony w kcal/h określa równanie:

$$B W_u = D(i_p - i_w) + \frac{S}{100} B W_u \quad [\text{kcal/h}] \quad (3.1.2)$$

Sprawność kotła można określić wzorem:

$$\eta_k = \frac{Q_u}{Q} \quad (3.1.3)$$

$$Q_u = D(i_p - i_w)$$

$$Q = B W_u$$

gdzie:

- B -- ilość spalonego paliwa [kg/h]
- $W_u$  -- wartość opałowa paliwa [kcal/kg]
- D -- ilość wyprodukowanej pary [kg/h]
- $i_p$  -- entalpia pary przegrzanej [kcal/kg]
- $i_w$  -- entalpia wody zasilającej [kcal/kg]
- $Q_u$  -- ilość ciepła użytecznego [kcal]
- Q -- ilość ciepła dostarczonego z paliwem. [kcal]

Obliczanie sprawności kotła przy pomocy wzoru (3.1.1) w sposób automatyczny jest niemożliwe ze względu na brak pomiarów ciągłych poszczególnych składników. Może do tego celu służyć wzór (3.1.3), który choć niedokładny daje obraz pracy kotła na podstawie nieskomplikowanych pomiarów ciągłych.

### 3.2. Turbiny parowe.

K rzeczywiste jednostkowe zużycie pary może być określone ze wzoru:

$$D_j = \frac{860}{(i_o - i_z)} \eta_o \quad [\text{kg/kWh}]$$

gdzie:

- $i_o$  -- entalpia pary dolotowej
- $i_z$  -- entalpia pary wylotowej
- $\eta_o$  -- sprawność ogólna turbiny

Wpływ obciążenia turbiny na jednostkowe zużycie pary charakteryzuje się dużą nieliniowością. Najekonomiczniejszą pracę turbozespołu uzyskuje się w granicach 75 + 100% obciążenia nominalnego. Poniżej 75% obciążenia nominalnego jednostkowe zużycie pary szybko wzrasta.

Charakterystykę statyczną turbozespołu można opisać przy pomocy wzoru:

$$F = \frac{k N}{i_o - i_z}$$

gdzie:

- F - zużycie pary z kotłów [kg/h]
- k - współczynnik zależny od sprawności
- N - moc pobierana z turbozespołu [kW]

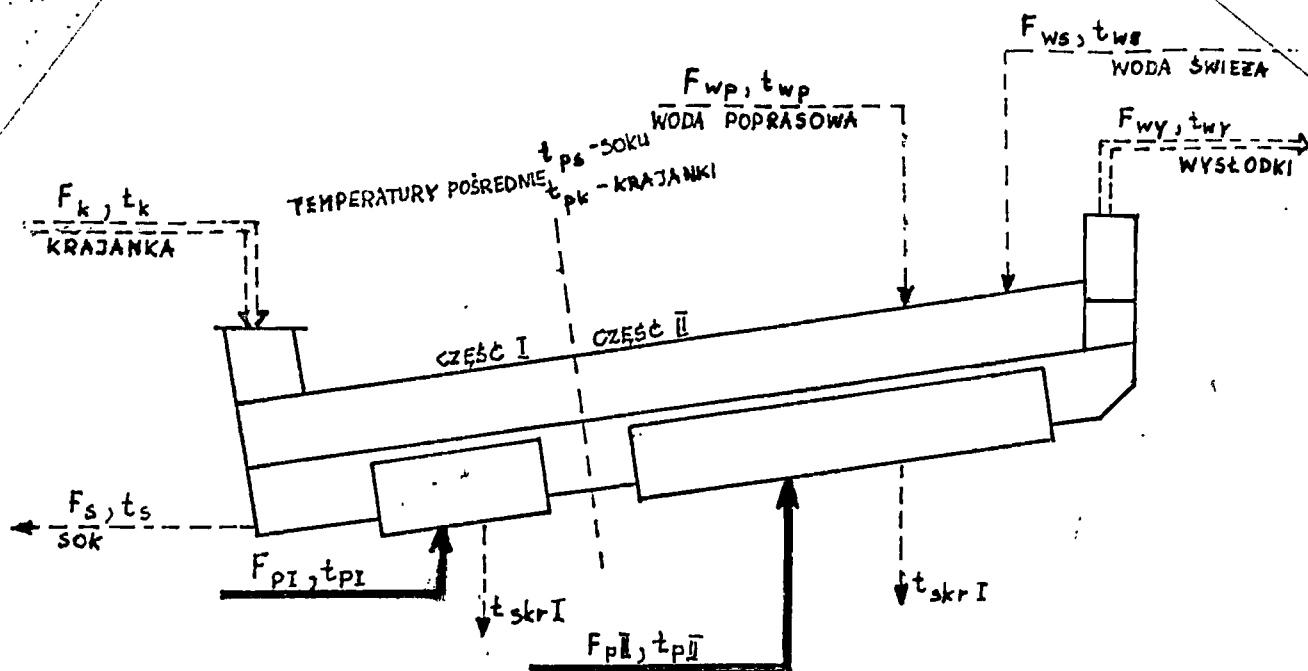
Schemat układu regulacji turbiny zależy od układu gospodarki cieplnej, który w cukrownictwie występuje w dwóch wariantach:

1. Gdy cukrownia produkuje energię elektryczną tylko na potrzeby własne,
2. Gdy cukrownia oddaje energię elektryczną do sieci.

W pierwszym przypadku w zależności od poboru energii elektrycznej utrzymywane są stałe obroty turbiny poprzez otwarcie zaworów dolotowych. Właściwe pokrycie zapotrzebowania na parę zapewnione jest stacją redukcyjną, która utrzymuje ciśnienie pary przed wyparką.

W drugim wariantcie wielkością nadrzędną jest ilość pary jaką zużywa cukrownia, natomiast moc produkowana przez turbozespół musi być temu zużyciu podporządkowana. Zmiana dopływu pary zaworami dolotowymi zależy od ciśnienia pary odlotowej. W tym przypadku stacja redukcyjna uruchamiana jest w wyjątkowych sytuacjach.

3.3. Dyfuzja ciągła.



Rys. 3.3.1.

Z bilansu cieplnego dyfuzora można napisać równanie całkowitego zapotrzebowania ciepła:

$$Q = 1,1(F_s i_s + F_{wy} t_{wy} 3977 - F_{ws} t_{ws} 4185 - F_{wp} t_{wp} 4186 - 100t_k 3768) \frac{F_k}{3600} [W]$$

gdzie:

$i_s$  - entalpią soku

$$i_s = 4186,8 t - (25,581 - 0,03768 t) Bx t [J/kg]$$

Zapotrzebowanie ciepła w części I grzanej oparami II działu:

$$Q_1 = 1,1 (100 \cdot 3768 (t_{pk} - t_k) - G_s (i_{sp} - i_s)) \frac{F_k}{3600} \quad [W]$$

Zapotrzebowanie pary grzejnej w części I:

$$F_{pI} = \frac{Q_1}{i_{pI} - 4191 \text{ t}_{skrI}}$$

Zapotrzebowanie ciepła w części II grzanej oparami III działu:

$$Q_2 = Q - Q_1$$

Zapotrzebowanie pary grzejnej w części II:

$$F_{pII} = \frac{Q_2}{i_{pII} - 4190 \text{ t}_{skrII}}$$

### 3.4. Wyparka.

W zasadzie założenia sterowania stacją wyparną nie różnią się od założeń automatycznej regulacji stacji wyparnej [3];

- wyparka ma pokryć zapotrzebowanie oparów na cele technologiczne,
- stężenie soku gęstego ma być utrzymane w wyznaczonych granicach.

Wielkościami regulującymi są:

- natężenie dopływającej pary,
- natężenie odbioru oparów z IV działu wyparki do skraplacza,
- natężenie dopływającego soku rzadkiego.

Wielkościami zakłócającymi są:

- stężenie soku rzadkiego,
- natężenie odbioru oparów na cele technologiczne.

Niektórzy autorzy np. [9] do założeń regulacji włączają konieczność odbioru przez wyparkę całej ilości soku rzadkiego podawanego z surowni. Powoduje to, że stężenie soku gęstego waha się w bardzo szerokich granicach.

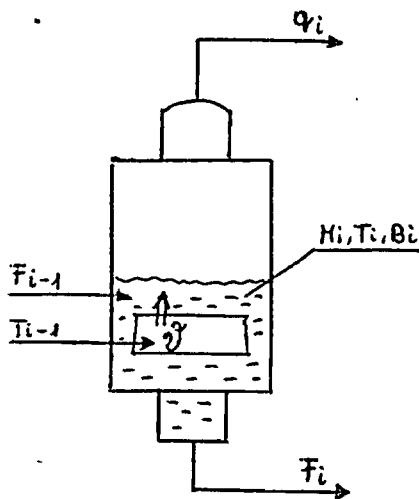
Naszkiecowane poniżej sterowanie stacją wyparną jest tylko wycinkiem funkcji systemu cyfrowego, obejmującego całą gospodarkę

cieplną. Dlatego też system ten może modyfikować wymienione wyżej założenia sterowania lub zmieniać ich priorytety, w trakcie swojego działania "on-line".

W tej sytuacji istotną sprawą okazało się znalezienie takiego modelu stacji wyparnej, który umożliwiłby przewidywanie zachowania się stacji przy zmieniających się wielkościach zakłócających oraz efektu korygujących zmian wielkości regulujących.

W dostępnej literaturze znaleziono tylko dwa opracowania modelu, obejmujące dynamikę stacji wyparnej [9], [14]. Prac opisujących statykę jest znacznie więcej np: [13], [16] choć w rozdziale tym mowa jest tylko o modelach obejmujących dynamikę stacji wyparnej, wydaje się, że modeli statycznych nie można z góry odrzucić, tym bardziej, że już są one wykorzystywane do sterowania stacjami wyparnymi [16].

Pełny model stacji wyparnej podaje S. Romicki w pracy [14]. Przyjmuje się, że w i-tym aparacie wyparnym występuje idealne mieszanie.



- $M_i$  - masa soku w aparacie [kg]
- $B_i$  - zawartość cukru [kg cuk./kg soku]
- $F_i$  - odpływ soku [kg/s]
- $F_{i-1}$  - dopływ soku [kg/s]
- $T_i$  - temperatura soku [°C]
- $q_i$  - ilość wyprodukowanych oparów [kg/s]

Podstawowymi równaniami dla  $i$ -tego aparatu wyparnego są równania bilansu masy i ciepła :

- bilans masowy soku.

$$\frac{dM_i}{dt} = F_{i-1} - F_i - q_i \quad (3.4.1)$$

- bilans masowy cukru

$$\frac{dM_i B_i}{dt} = F_{i-1} B_{i-1} - F_i B_i \quad (3.4.2)$$

- bilans ciepła zawartego w soku

$$\frac{dM_i i_i}{dt} = F_{i-1} i_{i-1} - F_i i_i - q_i i_{pi} - A_i' T_i + X_i (T_{i-1} - T_i) \quad (3.4.3)$$

gdzie:

$F_{i-1} i_{i-1}$  - entalpia doprowadzana z sokiem zasilającym

$F_i i_i$  - entalpia oddawana z sokiem stężonym

$q_i i_{pi}$  - entalpia odprowadzana z oparami

$A_i' T_i$  - straty cieplne (pomijane w modelu)

$X_i (T_{i-1} - T_i)$  - ciepło doprowadzane przez komorę grzejącą

$i_i$  - entalpia soku względem  $0^\circ\text{C}$

$i_{pi}$  - entalpia pary nasyconej względem  $0^\circ\text{C}$

$X_i$  - współczynnik obejmujący wsp. przenikania ciepła i powierzchnię grzejącą

- bilans masy pary wodnej

$$\frac{dm_i}{dt} = q_i - g_i - w_i \quad (3.4.4)$$

gdzie:

$q_i$  - ilość wyprod. oparów [kg/s]

$g_i$  - ilość oparów odbieranych na cele technolog. [kg/s]

$w_i$  - ilość skroplin



- bilans ciepła skroplin

$$w_i(i_{pi} - T_i C_{wi}) = X_i(T_i - T_{i+1}) \quad (3.4.5)$$

Dodatkowe zależności:

entalpia pary nasyconej w odniesieniu do 0°C

$$i_{pi} = a + pT_i \quad (3.4.6)$$

$$a = 249 \text{ kcal/kg}$$

$$p = 3,9 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

entalpia soku w odniesieniu do 0°C

$$i_i = C_w(1-nB_i)T_i + vB_i \quad (3.4.7)$$

$n$  = współczynnik uwzględniający zmniejszenie ciepła właściwego roztworu spowodowane przez zawartość cukru

masa pary wodnej

$$m_i = W_i(f T_i - e) \quad (3.4.8)$$

$$W_i = \text{łączna objętość pary [m}^3\text{]}$$

$$e = 1.35 \text{ kg/m}^3$$

$$f = 0.02 \text{ kg/m}^3\text{ }^\circ\text{C}$$

Jako zmienne stanu przyjęto  $M_i$ ,  $B_i$  oraz  $T_i$ . W wyniku podstawień i pewnych uproszczeń otrzymuje się:

$$\frac{dM_i}{dt} = F_{i-1} - F_i - q_i \quad (*)$$

$$\frac{dB_i}{dt} = \frac{1}{M_i} [F_{i-1} (B_{i-1} - B_i) + q_i B_i] \quad (**)$$

$$\frac{dT_i}{dt} = \frac{1}{M_i(1-nB_i)} [F_{i-1}(1-nB_{i-1})(T_{i-1} - T_i) - q_i(a + (p-1)T_i) + X_i(T_{i-1} - T_i)] \quad (***)$$

17

gdzie: 
$$q_i = g_i + \frac{\lambda_{i+1} (T_i - T_{i+1})}{a + (p - c_w) T_i} \quad (3.4.9)$$

Parametr  $\lambda_i$  reprezentujący współczynnik przenikania ciepła i powierzchnię jest zależny od wielu czynników:

- od poziomu soku w danym dziale
- od stężenia soku  $B_i$
- od różnicy temp.  $(T_{i-1} - T_i)$
- od stopnia zarośnięcia rurek

Mianownik wyrażenia 3.4.9 wynoszący

$$249 + 2,9T$$

można odwrócić tak aby wyrażenie 3.4.9 miało postać iloczynu:

$$q_i = g_i + \lambda_{i+1} (T_i - T_{i+1}) l (c - T_i)$$

gdzie:  $l = 10^{-5}$

$$c = 29\varnothing$$

Równania dla całej stacji wyparnej otrzymuje się przez podstawienie odpowiednich indeksów  $i=1,2,3,4$  w równaniach (\*), (\*), (\*\*\*) dla kolejnych działów wyparki:

$$\frac{dM_1}{dt} = F_0 - F_1 - \lambda_2 l (T_1 - T_2) (c - T_1) + G_1 l (c - T_1) \quad (3.4.10-1)$$

$$\frac{dM_2}{dt} = F_1 - F_2 - \lambda_3 l (T_2 - T_3) (c - T_2) + G_2 l (c - T_2) \quad (3.4.10-2)$$

$$\frac{dM_3}{dt} = F_2 - F_3 - \lambda_3 l (T_3 - T_4) (c - T_3) + G_3 l (c - T_3) \quad (3.4.10-3)$$

$$\frac{dM_4}{dt} = F_3 - F_4 - q_4 \quad (3.4.10-4)$$

$$\frac{dB_1}{dt} = \frac{1}{M_1} \left\{ F_0 (B_0 - B_1) + [\lambda_2 l (T_1 - T_2) (c - T_1) + G_1 l (c - T_1)] B_1 \right\} \quad (3.4.10-5)$$

$$\frac{dB_2}{dt} = \frac{1}{M_2} \left\{ F_1(B_1 - B_2) + [\lambda_3 l(T_2 - T_3)(c - T_2) + G_2 l(c - T_2)] B_2 \right\} \quad (3.4.10-6)$$

$$\frac{dB_3}{dt} = \frac{1}{M_3} \left\{ F_2(B_2 - B_3) + [\lambda_4 l(T_3 - T_4)(c - T_3) + G_3 l(c - T_3)] B_3 \right\} \quad (3.4.10-7)$$

$$\frac{dB_4}{dt} = \frac{1}{M_4} \left\{ F_3(B_3 - B_4) + q_4 B_4 \right\} \quad (3.4.10-8)$$

$$\frac{dT_1}{dt} = \frac{1}{M_1(1-nB_1)} \left\{ F_0(1-nB_0)(T_0 - T_1) - \lambda_2(T_1 - T_2) + q_0(a + (p-1)T_{po}) - G_1 \right\} \quad (10-9)$$

$$\frac{dT_2}{dt} = \frac{1}{M_2(1-nB_2)} \left\{ F_1(1-nB_1)(T_1 - T_2) + \lambda_2(T_1 - T_2) - \lambda_3(T_2 - T_3) - G_2 \right\} \quad (3.4.10-10)$$

$$\frac{dT_3}{dt} = \frac{1}{M_3(1-nB_3)} \left\{ F_2(1-nB_2)(T_2 - T_3) + \lambda_3(T_2 - T_3) - \lambda_4(T_3 - T_4) - G_3 \right\} \quad (3.4.10-11)$$

$$\frac{dT_4}{dt} = \frac{1}{M_4(1-nB_4)} \left\{ F_3(1-nB_3)(T_3 - T_4) + \lambda_4(T_3 - T_4) - q_4(a + (p-1)T_4) \right\} \quad (3.4.10-12)$$

gdzie:

$T_{po}$  - temperatura pary grzeźnej

$T_0$  - temperatura soku rzadkiego

$G_1, G_2, G_3$  - entalpia oparów odprowadzanych do innych stacji cukrowni

Po rozwiązaniu układu równań (3.4.10-1) + (3.4.10-12) otrzymamy szukane funkcje:

$$F_i(t) \quad i=1,2,3,4$$

$$B_i(t) \quad i=1,2,3,4$$

$$T_i(t) \quad i=1,2,3,4$$

Na dalszym etapie prac wyniki modelu nalezy porównac z faktycznym zachowaniem się stacji wyparnej. Wydaje się również konieczne uwzględnienie oparów otrzymanych z rozprężania skroplin.

Inne podejście do matematycznego opisu stacji wyparnej prezentuje K. Mańczak [9]. Wyróżnił on następujące układy regulacji stacji wyparnej:

- układ regulacji poziomu soku w wyparce

- układ regulacji ciśnienia w dziale I
- układ regulacji podciśnienia w dziale IV
- układ regulacji gęstości.

W dalszym ciągu pracy opisane są szczegółowo równania dynamiki aparatu wyparnego jako obiektu regulacji ciśnienia oraz jako obiektu regulacji podciśnienia. Zależności tych nie można traktować jak modelu stacji, jest to analityczna metoda określenia własności dynamicznych obiektów jakimi są aparaty wyparne. Własności te zmieniają się wzależności od warunków prowadzenia procesu, ale ponieważ można je obliczyć, można również na bieżąco wyznaczać parametry "cyfrowych regulatorów", będących częścią programu sterującego stacją wyparną.

### 3.5. Ogrzewacze.

W procesie otrzymywania cukru często zachodzi potrzeba ogrzania soku lub roztworu cukru przed następną operacją. Do ogrzewania wykorzystuje się ciepło odzyskiwane z oparów z poszczególnych działów wyparki. Do najważniejszych ogrzewaczy należą:

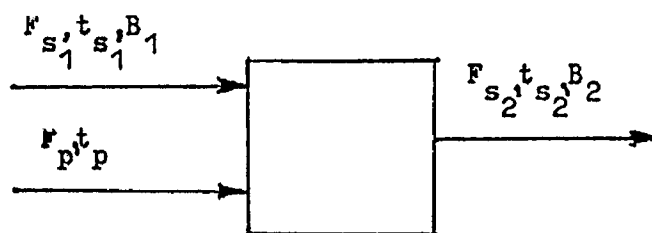
- ogrzewacz soku dyfuzyjnego (o  $9^{\circ}\text{C}$ ),
- ogrzewacze soku wstępnie zdefekowanego I st. (o  $15^{\circ}\text{C}$ ), II st. (o  $13^{\circ}\text{C}$ ), III st. (o  $5^{\circ}\text{C}$ ),
- ogrzewacz przed II saturacją (o  $11^{\circ}\text{C}$ ),
- ogrzewacz przed I zagęszczaniem (o  $7^{\circ}\text{C}$ ),
- ogrzewacz soku przed wyparką I st. (o  $9^{\circ}\text{C}$ ), II st. (o  $10^{\circ}\text{C}$ ), III st. (o  $11^{\circ}\text{C}$ ).

Poniżej przedstawiono opisy matematyczne ogrzewaczy. Uwzględniono przy tym dwa typy ogrzewaczy:

- 1) z ogrzewaniem bezpośrednim, bełkotką parową
- 2) z ogrzewaniem pośrednim, przez przeponę.

Ponieważ pobór ciepła przez każdy z ogrzewaczy jest niewielki (rzędu kilku procent całego zużycia ciepła przez cukrownię) w opisie zawężono się do opisu ogrzewaczy w stanie ustalonym, a ponadto dla uproszczenia zaniedbano parowanie wody w bilansie masowym i energetycznym.

Ogrzewacze bezpořrednie



Bilans masowy

$$F_{s_2} = F_{s_1} + F_p$$

$$B_1 F_{s_1} = B_2 F_{s_2}$$

Bilans energetyczny

$$F_p (c_p t_p - t_{skr}) = (F_{s_1} + F_p) c (t_{s_2} - t_{s_1}) + Q_{strat}$$

gdzie:

- $F_{s_1}$  - natężenie soku dopływającego do ogrzewacza
- $t_{s_1}$  - temperatura soku dopływającego do ogrzewacza
- $B_1$  - briks soku dopływającego do ogrzewacza
- $F_{s_2}$  - natężenie soku odpływającego z ogrzewacza
- $t_{s_2}$  - temperatura soku odpływającego z ogrzewacza
- $B_2$  - briks soku odpływającego z ogrzewacza
- $c$  - ciepło właściwe odprowadzanego soku
- $F_p$  - natężenie dopływu pary
- $t_p$  - temperatura pary
- $c_p$  - ciepło parowania wody
- $t_{skr}$  - temperatura skraplania pary w danych warunkach (ciśnieniu)

$\alpha_{\text{strat}}$  - współczynnik strat ciepłych, rzędu 1,03 - 1,1  
 przy czym ciepło właściwe soku wyraża się wzorem [13]  

$$c = 1 - (0,71 - 0,0018 t_s - 0,0011 c_z) \frac{B_x}{100} \left[ \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right]$$

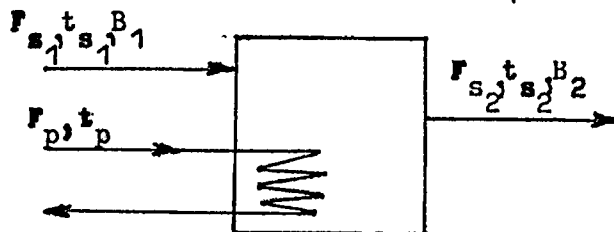
gdzie:

$c_z$  - czystość soku

Z bilansu energetycznego otrzymujemy ilość pary potrzebnej na ogrzanie soku od temp.  $t_{s_1}$  do  $t_{s_2}$

$$F_p = \frac{F_{s_1} c (t_{s_2} - t_{s_1}) \alpha_{\text{strat}}}{(c_p t_p - t_{\text{skr}}) - c(t_{s_2} - t_{s_1})}$$

Ogrzewacze pośrednie (przeponowe)



Bilans masowy:

$$F_{s_1} = F_{s_2}; \quad B_1 = B_2$$

Bilans energetyczny:

$$r_p A (t_p - t_{s_2}) = (F_{s_2} c_{s_2} t_{s_2} - F_{s_1} c_{s_1} t_{s_1}) \alpha_{\text{strat}}$$

gdzie:

$F_{s_1}$  - natężenie dopływu soku do ogrzewacza

- $F_{s_2}$  - natężenie odpływu soku z ogrzewacza  
 $t_{s_1}$  - temperatura soku dopływającego do ogrzewacza  
 $B_1$  - briks soku dopływającego do ogrzewacza  
 $c_{s_1}$  - ciepło właściwe soku dopływającego do ogrzewacza  
 $t_{s_2}$  - temperatura soku odpływającego z ogrzewacza  
 $B_2$  - briks soku odpływającego z ogrzewacza  
 $c_{s_2}$  - ciepło właściwe soku odpływającego z ogrzewacza  
 $F_p$  - natężenie dopływu pary grzewczej  
 $A_w$  - pole powierzchni grzewczej  
 $\alpha_{strat}$  - współczynnik strat cieplnych, rzędu 1,03 - 1,10, przy czym ciepło właściwe soku wyraża się wzorem [13]

$$c_s = 1 - (0,71 - 0,0018 t_s - 0,0011 C_z) \frac{B}{100} \left[ \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right]$$

gdzie:

$C_z$  - czystość soku

Z bilansu energetycznego otrzymujemy ilość pary potrzebnej na ogrzanie soku od temperatury  $t_{s_1}$  do  $t_{s_2}$ :

$$F_p = \frac{F_{s_2} c_{s_2} t_{s_2} - F_{s_1} c_{s_1} t_{s_1}}{A_w (t_p - t_{s_2})} \alpha_{strat}$$

### 3.6. Warniki.

Warniki są aparatami, w których zachodzi krystalizacja cukru: zarodkowanie poprzez wprowadzenie zasyпки, a następnie wzrost kryształów. Warnik pracuje periodycznie: po napełnieniu warnika sokiem gęstym następuje zagęszczanie soku, po osiągnięciu odpowiedniego przesylenia - wprowadzenie zasyпки, a następnie wzrost kryształów. Po <sup>w</sup>pełnym czasie (od którego upływu zależy rozmiar kryształów) warnik jest opróżniany i przemywany, po czym cykl rozpoczyna się od nowa.

Ponieważ przez prawie cały cykl swojej pracy warnik ogrzewany jest parą, istotne jest, aby cykl pracy był jak najkrótszy. Nie może być jednak zbyt krótki, gdyż wtedy masa cukru wydzielona w postaci kryształów byłaby zbyt mała (w przemyśle cukrowniczym przyjęto jako minimum 60% udziału kryształów w produkcie warnika - cukrzycy). Zarówno ze względu na opisaną wyżej rolę czasu, jak i na cykliczny charakter pracy produktowni złożonej np. z 10 warników (4 warniki cukrzycy I i po 3 warniki II i III cukrzycy), pracujących naprzemiennie, zdecydowano, że opis matematyczny warników powinien uwzględniać dynamikę.

Reasumując, sterowanie warnika powinno zapewnić:

- uzyskanie kryształów cukru o łącznej masie co najmniej 60% dostarczonego soku w jednym warze,
- minimalizację użycia pary,
- uzyskanie kryształów cukru o odpowiednich cechach - duże, jednakowej wielkości kryształy (ostatnie dwa wymogi nie były do tej pory doceniane w polskich cukrowniach).

Z punktu widzenia gospodarki cieplnej zadania sterowania warników ulegają pewnej modyfikacji. Wyróżnia się tu dwa warianty:

I: przy nadmiarze pary grzewczej:

Określić przebieg dopływu pary grzewczej w czasie, taki, aby:

- osiągnąć założoną ilość kryształów,
- osiągnąć założoną granulację kryształów.



Wielkościami sterującymi są:

- natężenie dopływu soku gęstego,
- ew. natężenie dopływu wody,
- ciśnienie oparów,

Wielkościami zakłócającymi są:

- temperatura soku gęstego,
- briks soku gęstego,
- czystość soku gęstego,
- temperatura pary grzewczej,
- temperatura wody,
- temperatura otoczenia.

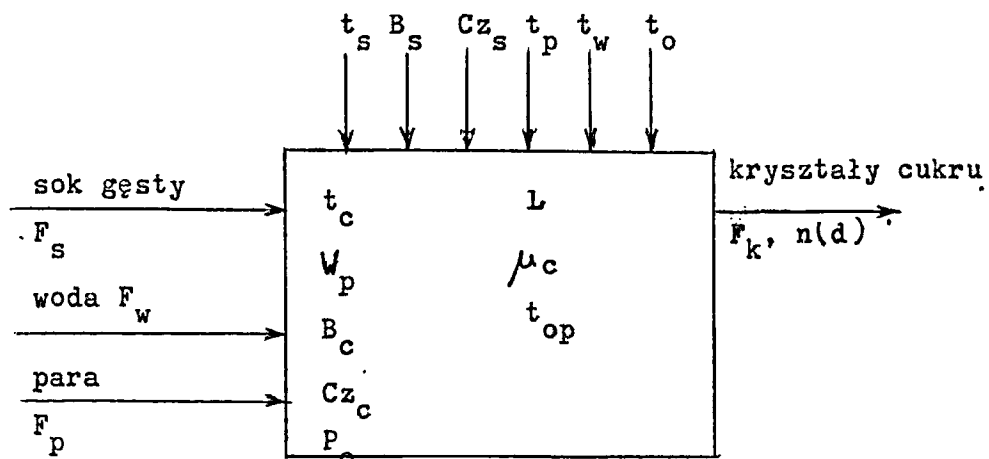
II: przy deficycie pary grzewczej:

Określić przebieg dopływu soku gęstego przy narzuconym przepływie pary grzewczej, aby:

- osiągnąć największą możliwą ilość kryształu,
- osiągnąć najlepszą możliwą granulację kryształu.

Wielkości sterujące i zakłócające pozostają jak wyżej.

Model warnika cukrzyc



Modele warnika dla cukrzyc I, II i III różnią się:

1. parametrami soku gęstego ( $t_s, B_s, Cz_s$ ),
2. przebiegiem zmiennych stanu ( $t_c, W_p, B_c, Cz_c, \mu_c, P_o, L$ ),

3. wymaganiami na cechy produktu finalnego ( $F_k$ ,  $n(d)$ ).  
Opis procesu fizykochemicznego pozostaje bez zmian.

Oznaczenia:

- $F_s$  - natężenie dopływu soku gęstego, kg/sek,  
 $t_s$  - temperatura soku gęstego, °C,  
 $B_s$  - briks soku,  
 $Cz_s$  - czystość soku,  
 $F_p$  - natężenie dopływu pary grzewczej, kg/sek,  
 $t_p$  - temperatura pary grzewczej, °C  
 $F_k$  - natężenie odpływu kryształów, kg/s,  
 $n(d)$  - rozkład granulometryczny kryształów,  
 $d$  - rozmiar kryształów,  
 $t_c$  - temperatura cukrzycy,  
 $W_p$  - współczynnik przesycenia,  
 $B_c$  - briks cukrzycy,  
 $Cz_c$  - czystość cukrzycy,  
 $P_o$  - ciśnienie oparów,  
 $\mu_c$  - lepkość cukrzycy,  
 $L$  - poziom cukrzycy,  
 $F_w$  - strumień wody,  
 $t_w$  - temperatura wody.

Bilans masowy

W cukrzycy znajdującej się w wanniku wyróżniamy cztery składniki: wodę, zanieczyszczenia, cukier w stanie rozpuszczonym i cukier w stanie stałym, dla których układamy bilanse masowe:

$$\frac{dM_w}{dt} = F_s(1-B_s) - F_{op} + F_w$$

$$\frac{dM_I}{dt} = F_s B_s (1-P_s)$$

$$\frac{dM_S}{dt} = F_s B_s P_s - r_{crys}$$

$$r_{\text{crys}} = \frac{dM_k}{dt}$$

gdzie:

$M_w$  - masa wody zawarta w cukrzycy, kg

$M_I$  - masa zanieczyszczeń zawarta w cukrzycy, kg

$M_S$  - masa cukru w stanie rozpuszczonym zawarta w cukrzycy, kg

$M_k$  - masa cukru w stanie krystalicznym zawarta w cukrzycy, kg

$M_C$  - masa cukrzycy, przy czym

$$M_C = M_w + M_I + M_S + M_k$$

$F_{\text{op}}$  - strumień oparów, opuszczający warkowiz, kg/sek

$r_{\text{crys}}$  - masowa szybkość krystalizacji, kg/sek

### Bilans energetyczny

Bilans energetyczny warkowizy ma postać:

$$\frac{d}{dt} [c_c M_c t_c] = F_s c_s t_s + F_w c_w t_w + F_p A_w (t_p - t_c) - F_{\text{op}} (c_c t_c + c_p)$$

gdzie:

$t_c$  - temperatura cukrzycy

$c_c$  - ciepło właściwe cukrzycy

$c_s$  - ciepło właściwe soku

$c_w$  - ciepło właściwe wody

$A_w$  - powierzchnia wymiany ciepła pomiędzy parą grzewczą a cukrzycą

$c_p$  - ciepło parowania wody z cukrzycy.

Przy sporządzaniu bilansu założono:

- dokładne wymieszanie cukrzycy, tak, że temperatura cukrzycy jest jednakowa w całej objętości,
- taką wymianę ciepła pomiędzy cukrzycą z oparami, że temperatura oparów równa jest temperaturze cukrzycy.

### Określenie kinetyki krystalizacji.

Określenie kinetyki krystalizacji cukru jest sprawą trudną, wymagającą badań laboratoryjnych, a co najmniej weryfikacji zależności opisujących kinetykę krystalizacji, jakie można znaleźć w literaturze. Od możliwości pomiarowych uzależniony jest zakres opisu kinetyki krystalizacji cukru. W wariantcie uproszczonym sprowadza się on do określenia kinetyki masowej szybkości krystalizacji ( $\frac{\text{kg}}{\text{sek}}$ ), w wariantcie rozszerzonym - kinetyki zarodkowania i kinetyki wzrostu kryształów. Przyjęcie wariantu uproszczonego pozwala wpływać jedynie na ilość produkowanego cukru, przyjęcie wariantu rozszerzonego pozwala osiągać nie tylko żadaną ilość, ale również żadany rozkład granulometryczny kryształów cukru.

### Wariant uproszczony kinetyki krystalizacji.

W literaturze znaleźć można liczne próby doświadczalnego określenia szybkości krystalizacji masowej. Zwykle uzależnia się ją od przesycenia [2], [5], bądź od współczynnika przesycenia [1], [11] i od powierzchni kryształów. Takie ujęcie pomija zupełnie wpływ innych czynników, ważnych dla procesu krystalizacji, takich jak np. temperatura, czy skład cukrzycy. Wielkości te ujmują Zagrodzki i Krysicki (temperaturę - w [19]) i Evans, Trearchis i Jones (temperaturę i czystość cukrzycy - w [4]). Warunki najbardziej zbliżone do warunków panujących w przemyśle uwzględnili Evans, Trearchis i Jones. Na szybkość krystalizacji masowej zaproponowali oni zależność:

$$r_m = \frac{\alpha_1 K_{\text{crys}} A_k (t_c - \alpha_2)^{(W_p - 1)}}{10^5 (1 - C_z_c)}$$

gdzie:

$r_m$  - szybkość krystalizacji masowej

$A_k$  - powierzchnia kryształów

$t_c$  - temperatura cukrzycy

$W_p$  - współczynnik przesycenia

$\alpha_1, \alpha_2, K_{\text{crys}}$  - stałe przy czym:  $\alpha_1 = 0,00563$ ,  $\alpha_2 = 89,6$ ,  $K_{\text{crys}} = 1$

Powierzchnia kryształu zależy od masy kryształów, znajdujących się w cieczy, zgodnie z zależnością:

$$A_k = 20,6 \left( \frac{N_k}{10^{12}} \right)^{1/3} M_k^{2/3}$$

gdzie:

$N_k$  - liczba kryształów

$M_k$  - masa kryształów w cukrzycy;  $M_k = \int r_m dt$

$A_k$  - można określić również następująco [17]:

$$A_k = N_k \beta_2 m_k^{2/3}$$

gdzie:

$m_k$  - średnia masa pojedynczego kryształu.

$\beta_2 = 4,12$  - współczynnik Kucharenki dla dużych kryształów.

Podobną do opisaną wyżej zależność na  $r_m$  podali H. Gros i H. Nurmi [6] za Maurandim [10]:

$$r_m = 6,12 t_c^2 \frac{K^{20(W_p-1)}}{\eta} (W_p-1)$$

gdzie:

$$K = 0,525 \frac{M_I}{M_S} + 1,65$$

$\eta$  - lepkość wyznaczana ze wzoru:

$$\log \eta = 18,259 + 0,6299 C_z + 0,5403 \cdot 10^{-2} C_z^2 + 0,1784 \cdot 10^{-4} C_z^3 + 0,1836 \cdot 10^{-1} t_c + 0,3175 \cdot 10^{-3} C_z t_c + 0,0999 \cdot 10^2 \frac{C_z}{t_c}$$

Zależności na  $r_m$  zostały opracowane dla cukrzycy pochodzącej z trzciny cukrowej i wymagają weryfikacji doświadczalnej dla cukrzycy pochodzącej z buraków cukrowych, bądź też wyznaczenia stałych w nowych warunkach. W tym celu należy wykonać w (ustalonych oddzielnie)

odstępach czasu pomiary następujących wielkości:

- temperatura cukrzycy
- czystość cukrzycy
- współczynnik przesylenia cukrzycy
- udział masy kryształu w pobranej próbce.

Podczas wykonywania pomiarów najważniejsze byłoby używanie jako zasyпки odpowiednio dobranej (np. jednakowej) frakcji kryształów. Pomiarów należy wykonać tyle, aby możliwe było wyznaczenie nieznanych współczynników na drodze analizy statystycznej.

Wariant rozszerzony kinetyki krystalizacji.

Rozszerzony wariant kinetyki krystalizacji cukru podano w [17]. Wprowadzono tam zależności na szybkość zarodkowania,  $r_n$  i szybkość wzrostu liniowego rozmiaru kryształów  $\frac{d_1}{dt}$ , a następnie użyto je do wyznaczenia liczbowej gęstości kryształów. Zgodnie z [17]:

$$r_n = D \left( \frac{OS - OS_{crit}}{OS_{crit}} \right)^{d_1} + F \left( \frac{M_k}{M_c - M_k} \right) (OS)^{d_2}$$

gdzie:

$M_k$  - masa wydzielonych kryształów

$M_c$  - masa cukrzycy

OS - stopień przesylenia względem sacharozy wyrażający się wzorem:

$$OS = \left( \frac{100 - S_{sat}}{S_{sat}} \right) \left( \frac{M_{st}}{M_{wt}} \right) \left( \frac{1}{SC} \right) - 1,0$$

gdzie:

$S_{sat}$  - stężenie równowagowe, przy czym

$$S_{sat} = a_0 + a_1 t_c + a_2 t_c^2 + a_3 t_c^3$$

SC - współczynnik uwzględniający nieczystość roztworu, przy czym:

$$SC = 1,0 - (E + (t_c - b_1)/b_2) \frac{M_{I_t}}{M_{W_t}}$$

$M_{I_t}$ ,  $M_{W_t}$ ,  $M_{S_t}$  - masa zanieczyszczeń, wody i cukru w roztworze  
 $a_0$ ,  $a_1$ ,  $a_2$ ,  $a_3$ ,  $b_1$ ,  $b_2$ ,  $E$  - stałe wymagające weryfikacji

$OS_{crit}$  - przesylenie, przy którym zachodzi zarodkowanie

$$OS_{crit} = c_0 + (c_1 - c_2(t_c - c_3)) \frac{M_{I_t}}{M_{W_t}}$$

$c_0$ ,  $c_1$ ,  $c_2$ ,  $c_3$ ,  $d_1$ ,  $d_2$ ,  $D$ ,  $F$  - stałe wymagające weryfikacji.

Pierwszy człon wyrażenia na  $r_n$  opisuje zarodkowanie pierwotne, drugi - zarodkowanie wtórne (skutek ścierania)

$$r_1 = A(OS - B) 10^{-C \left( \frac{M_{I_t}}{M_{W_t}} \right) \left( \frac{t_c}{e_1} \right)^{e_2} (1 + K_1)(1 + K_2 r)}$$

$r$  - średni rozmiar kryształu

$A$ ,  $B$ ,  $C$ ,  $e_1$ ,  $e_2$ ,  $K_1$ ,  $K_2$  - stałe wymagające weryfikacji.

We wzorze powyższym uwzględniono obecność zanieczyszczeń, wpływ temperatury cukrzycy i mieszania. Ostatni człon uwzględnia odstępstwa od prawa McCabe'a.

Wszystkie stałe w powyższych wzorach zostały wyznaczone dla syropu z trzciny cukrowej. Zastosowanie w/w wzorów dla syropu z buraków cukrowych wymaga powtórnego ich wyznaczenia. Wyznaczenie stałych może odbywać się dwuetapowo. Część z nich może zostać wyznaczona laboratoryjnie na syropie buraczanym, stosowanym w przemyśle ( $a_0, a_1, a_2, a_3, b_1, b_2, E, c_0, c_1, c_2, c_3$ ), część zaś w oparciu o pomiary zdejmowane co ustalony odstęp czasu podczas gotowania cukrzycy w warku ( $D, d_1, d_2, F, A, B, C, e_1, e_2, K_1, K_2$ ). Ilość zdjętych pomiarów powinna być taka, aby umożliwić wyznaczenie nieznanych parametrów na drodze analizy regresyjnej.

Znajomość  $r_n$  i  $r_1$  pozwala na określenie rozkładu rozmiarów kryształów w populacji kryształów znajdujących się w danej chwili w warku.

Zakładając, że w warku panują wyrównane warunki (mieszanie jest wystarczająco intensywne), rozmiar  $r$  kryształu zależy jedynie od czasu przebywania rozważanego pojedynczego kryształu w roztworze:

$$r_{\theta} = r_0 + \int_{\theta}^{\tau} r_1 dt$$

gdzie:

$r_0$  - rozmiar zarodka krystalicznego

$\theta$  - chwila powstania zarodka

$\tau$  - chwila zakończenia waru

Liczba kryształów, powstających w roztworze w przedziale czasu  $\Delta t$ :

$$N_{\Delta t} = \int_{\Delta t} r_n dt$$

Przeliczając co  $\Delta t$ , przez cały czas trwania krystalizacji otrzymamy licznosci poszczególnych frakcji kryształów  $N_{\tau_0}, \dots, N_{\tau}$ , powstałych od zasypiania (chwila  $\tau_0$ ) aż do końca gotowania (chwila  $\tau$ ). Suma frakcji jest liczbą kryształów w całym roztworze,  $N_k$ :

$$N_k = \sum_i N_i$$



Wektory:

$$R = \begin{bmatrix} r_{z_0} \\ \vdots \\ r_{z_c} \end{bmatrix} \quad N = \begin{bmatrix} Nr_{z_0} \\ \vdots \\ Nr_{z_c} \end{bmatrix}$$

o współrzędnych wyznaczonych w podany wyżej sposób daje liczbowa funkcję rozkładu rozmiaru kryształów  $f(r)$ .

Używając zamiast  $N$ , wektora unormowanego

$$\mathcal{N} = \begin{bmatrix} N / N_k \\ \vdots \\ N / N_k \end{bmatrix}$$

otrzymamy unormowaną funkcję rozkładu rozmiaru kryształów,  $u(r)$ .

Masa kryształów, znajdujących się w roztworze,  $M_k$ , może być określona następująco:

$$M_k = \rho_c \int_{z_0}^z r_\theta^3 f(r) d\theta$$

gdzie:

$\rho_c$  - gęstość cukru.

#### 4. Koncepcja sterowania.

Ogólnie ujmując, koncepcja sterowania polega na:

- obliczaniu zapotrzebowania na ciepło głównych odbiorników w fabryce,
- określeniu ilości pary doprowadzanej do wyparki i ilości pary odprowadzanej do skraplacza w celu pokrycia zapotrzebowania na parę przez odbiorniki i uzyskania założonego stężenia soku gęstego,
- określeniu ilości soku rzadkiego dopływającego do wyparki, która dla danych warunków cieplnych wyparki umożliwi uzyskanie założonego stężenia soku gęstego.

Realizacja tych zamierzeń wymaga zainstalowanie w fabryce dużej ilości pomiarów przepływu soku i pary, temperatury, ciśnień. Pomiarzy te przetworzone na jednostki fizyczne i w razie potrzeby skorygowane tworzą system CRPD umożliwiającą bieżącą kontrolę procesów technologicznych i cieplnych cukrowni.

#### 4.1. Kontrola pracy aparatów technologicznych.

Znajomość ilości przepływających mediów, ich temperatura na wejściu i wyjściu urządzenia oraz znajomość ilości zużywanego pary umożliwia kontrolę pracy aparatu technologicznego od strony cieplnej i pozwala wykryć błędy w jego pracy takie jak:

- zapowietrzenie lub nadmierne upuszczanie gazów z komory grzejnej,
- wadliwa praca urządzeń odwadniających,
- stopień zarośnięcia powierzchni przewodzących ciepło.

Dotyczy to głównie ogrzewaczy i poszczególnych korpusów stacji wyparnej.

#### 4.2. Bilans cieplny cukrowni.

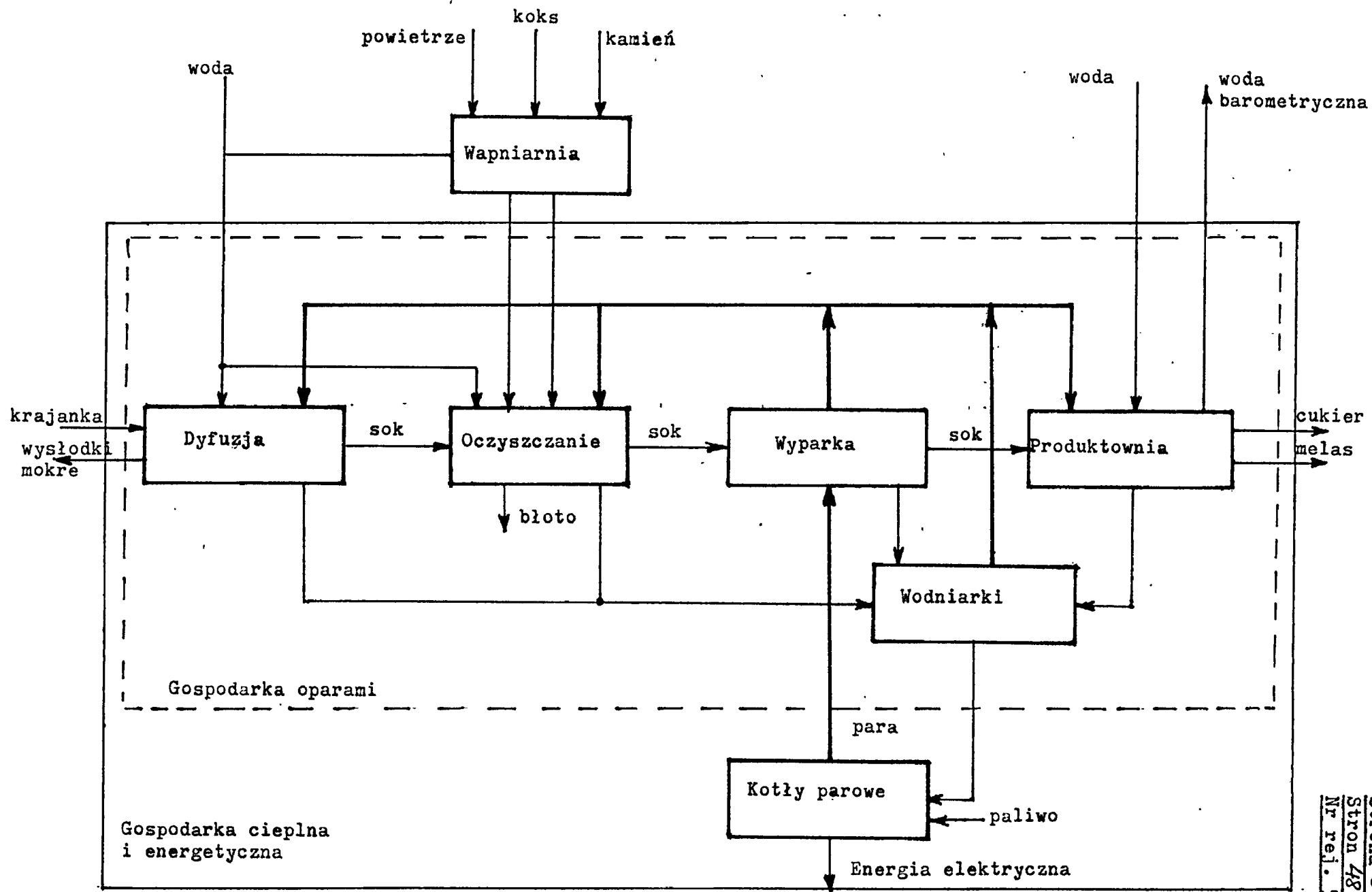
System CRPD umożliwia sporządzenie bilansu cieplnego cukrowni. Proponuje się bilansowanie cieplne cukrowni bez pieca wapiennego i suszarni wysłodków. Schemat bilansu cieplnego przedstawia rys. 4.2.1

Bilans cieplny układu sporządza się operując strumieniami cieplnymi. Strumień cieplny jest określony iloczynem masy  $F$  i jej entalpii  $i$

$$Q = F \cdot i \quad [\text{kcal}]$$

Suma wszystkich strumieni cieplnych wchodzących i wychodzących z układu musi być równa zero:

$$\sum_i Q_{s_i} \equiv \sum_i F_i \cdot i_i = 0$$



Rys. 4.2.1.

25

#### 4.3. Obliczanie zapotrzebowania na ciepło.

Obliczanie zapotrzebowania na ciepło głównych odbiorników odbywa się na podstawie modeli statycznych aparatów przedstawionych w p. 3. Do obliczeń tych potrzebne są m.in. takie dane jak:

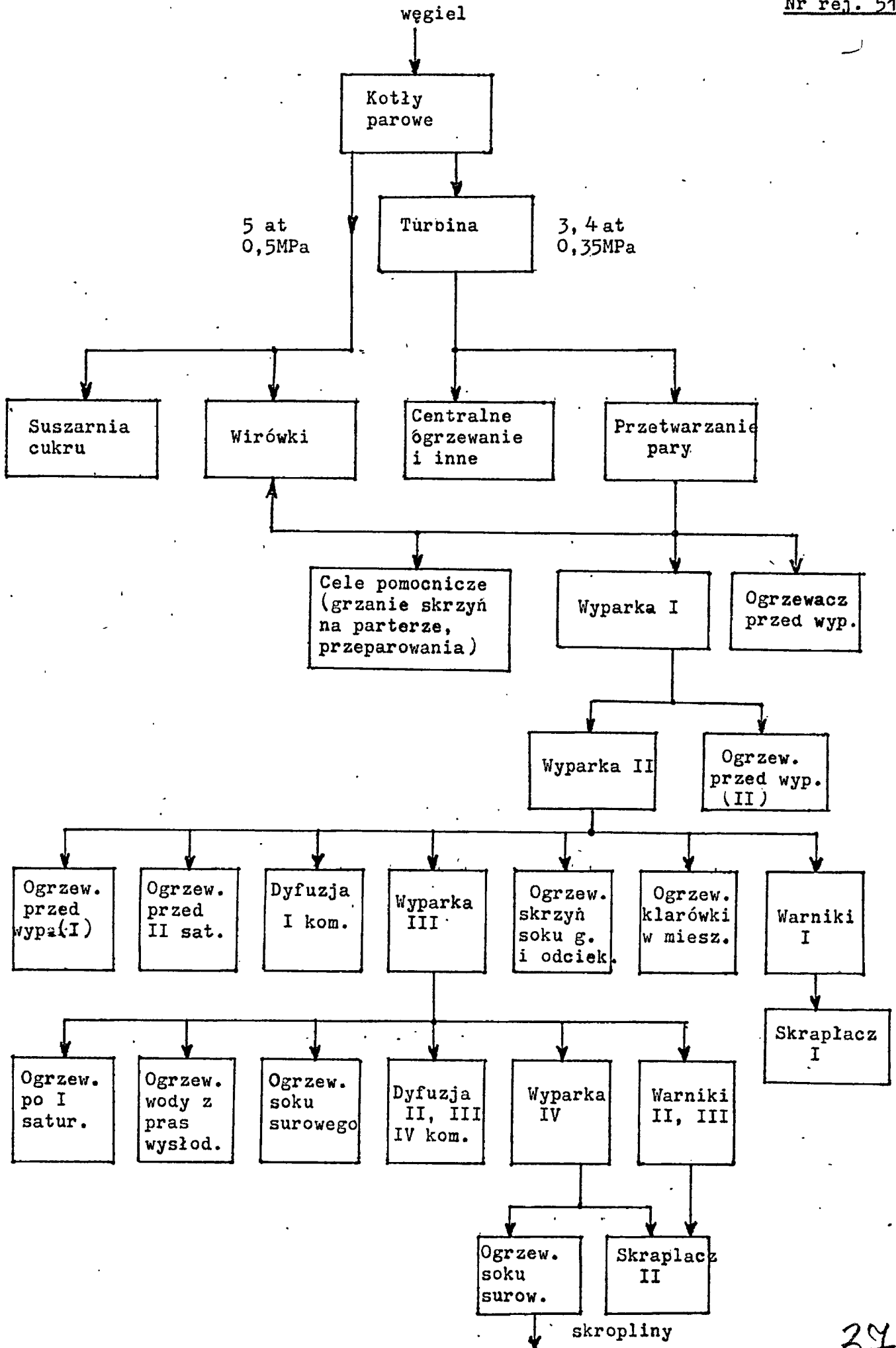
- planowana ilość krajanki,
- odciąg soku,
- ilości soku przepływającego przez poszczególne aparaty itp.

Zapotrzebowanie ciepła przez niektóre odbiorniki szczególnie na produktowni może być oszacowane na podstawie procentowej ilości produktu w stosunku do przerobu cukrowni i średniego przyrostu temperatury. Praktyczne zapotrzebowanie ciepła powinno być powiększone o straty ciepła, które mogą wynosić do 10%. Obliczenia powinny być wykonane dla każdego rodzaju pary, tj. dla pary odlotowej i oparów poszczególnych działów wyparki. Z obliczeń tych powinno się uzyskać zapotrzebowanie pary z kotłowni do właściwego ogrzania produktów, przy czym możliwe są tu dwa warianty:

- istnieje możliwość zwiększenia produkcji pary przez kotłownię,
- kotłownia pracuje na maksymalnej w danym okresie czasu wydajności.

W drugim przypadku z obliczeń powinno uzyskać się dane dotyczące odpowiedniego przerobu cukrowni.

Schemat parowy cukrowni z podziałem na rodzaje pary grzewczej przedstawiono na rys. 4.3.1.



Rys. 4.3.1.

#### 4.4. Wyparka.

Wyparka spełnia dwa podstawowe zadania:

- dostarcza ciepła innym działom cukrowni,
- zagęszcza sok do odpowiedniej gęstości.

Wielkościami sterującymi wpływającymi na pracę wyparki są:

- ciśnienie pary przed wyparką czyli ilość pary pobieranej z kotłowni,
- ciśnienie oparów w IV dziale tzn. użyteczny spadek ciśnienia, i
- ilość soku przepływającego przez stację wyparną.

Wyparka pracuje pod działaniem wielkości zakłócających, z których najważniejsze to:

- zmiany poboru oparów z poszczególnych działów spowodowane działaniem lokalnych układów regulacji temperatury i nierównomierną pracą niektórych aparatów technologicznych np. warników,
- zmiana gęstości soku dopływającego.

Wyparka charakteryzuje się dużymi pojemnościami cieplnymi zarówno po stronie sokowej jak i oparowej. Istnienie zakłóceń jak i duże pojemności cieplne wyparki powodują, że obliczanie stężenia soku po każdym dziale i stężenia końcowego powinno odbywać się wg zależności uwzględniających dynamikę wyparki.

Interesującymi koncepcjami wpływania na pracę wyparki są:

- akumulacja ciepła w celu wyrównywania wahań poboru oparów,
- zmiana obciążeń poszczególnych działów przez przełączanie odbiorników ciepła,
- zmiana odparowania w poszczególnych działach przez zmianę poziomu soku.

Istnienie zakłóceń powoduje, że gęstość soku opuszczającego wyparkę będzie wahać się w pewnych granicach. Zadaniem systemu sterującego będzie utrzymanie tych wahań w założonych granicach.

#### 4.5. Kotły parowe.

Kotłownie z turbinownią stanowią wydzieloną część cukrowni. Koszty produkcji pary oprócz czynników zewnętrznych takich jak jakość węgla, typ kotła i jego stan techniczny zależą od sprawności kotła i jego obciążenia. Na sprawność kotła duży wpływ ma jakość pracy jego układów regulacji.

Zakładamy, że system komputerowy nie będzie ingerował w lokalne układy regulacji. System obliczać będzie sprawność każdego kotła wg wzoru 3.1.3. Wymaga to znajomości:

- ilości pary, jej temperatury i ciśnienia,
- ilości paliwa i jego wartości opałowej,
- temperatury wody zasilającej kocioł.

Niektóre z tych wielkości można przyjąć jako stałe w pewnych okresach czasowych.

Wielkością sterującą wysyłaną przez system komputerowy będzie ilość pary, którą należy dostarczyć fabryce. Zakładając dynamiczny model wyparki i sterowanie jej pracą według takiego modelu zmiany poboru ilości pary następowałyby dość szybko i zależałyby od czasu cyklu obliczeń. Szybkie zmiany obciążenia kotłów możliwe są przy kotłach opalanych paliwem płynnym. W większości polskich cukrowni, które używają kotłów rusztowych na paliwo stałe zmiany obciążenia kotłów odbywają się ręcznie poprzez zmianę szybkości posuwu rusztu. W takiej sytuacji zmiany poboru ilości pary muszą odbywać się wolniej. Wstępnie proponujemy cykl zmian 20 min. Wartość zadana ilości pary przesyłana będzie do kotłowni i np. wyświetlana na wyświetlaczu cyfrowym. Sprawę obsługi kotłów będzie rozdział obciążenia na poszczególne kotły. Do systemu komputerowego wprowadzana powinna być jako ograniczenie maksymalne wartość dopuszczalnego obciążenia w danym okresie.

## 5. Wymagania pomiarowe.

Z rozważań prowadzonych w poprzednich rozdziałach wynika potrzeba prowadzenia wyszczególnionych niżej pomiarów. Wypowiadanie się na temat sposobu prowadzenia danego pomiaru wydaje się na obecnym etapie pracy przedwczesne. Szczegółowo omówiono tylko problemy związane z pomiarem ilości ciepła.

Pomiary wyszczególniono grupami, oddzielnie dla każdego węzła technologicznego. W nawiasach obok nazwy węzła podano liczby aparatów dla których pomiary się powtarzają.

W sumie należy prowadzić ok. 150 pomiarów, doliczając 20% rezerwę otrzymujemy ostateczną liczbę 180 pomiarów.

Poniżej wyszczególniono wymagania pomiarowe w układzie węzłów technologicznych.

### 5.1. Wykaz pomiarów analogowych.

#### Kotły (3 + 5 aparatów)

1. nat. przepływu pary z każdego kotła
2. nat. przepływu ilości paliwa (węgla)
3. temp. pary z każdego kotła
4. ciśnienie pary z każdego kotła

---

ok. 20 pomiarów

#### Turbiny (min. 2 aparaty)

1. nat. przepływu pary dolotowej
2. ciśnienie pary dolotowej
3. temperatura pary dolotowej
4. natężenie przepływu pary odlotowej
5. ciśnienie pary odlotowej
6. temperatura pary odlotowej
7. moc czynna generatora

---

ok. 20 pomiarów

#### Stacja redukcyjno - schładzająca

1. natężenie przepływu pary
2. natężenie przepływu wody wtryskowej
3. temperatura pary schłodzonej

---

ok. 3 pomiary



Stacja wyparna (4 aparaty)

1. temperatura soku w wyparce
2. temperatura oparów
3. natężenie przepływu oparów
4. ciśnienie oparów
5. briks soku rzadkiego
6. briks soku gęstego
7. temperatura soku gęstego
8. ilość wody

---

ok. 20 pomiarów

Ogrzewacze pośrednie (7 aparatów)

1. natężenie przepływu soku
2. temperatura soku doprowadzanego
3. temperatura soku odprowadzanego

---

ok. 20 pomiarów

Stacja dyfuzji (2 aparaty)

1. natężenie przepływu oparów grzewczych II działu  
wyparki do komory I
2. natężenie przepływu oparów grzewczych III działu  
do komory II, III i IV
3. natężenie przepływu krajanki do dyfuzora
4. natężenie przepływu soku dyfuzyjnego
5. temperatura krajanki
6. temperatura wysłodków

---

ok. 12 pomiarów

Stacja warników (10 aparatów)

1. natężenie przepływu oparów grzewczych II działu  
wyparki do komory grzejnej
2. temperatura cukrzycy
3. przesycenie cukrzycy
4. poziom cukrzycy
5. natężenie przepływu wody dociągowej
6. temperatura wody dociągowej

---

ok. 60 pomiarów

HA

Inne

1. przepływ wody do cukrowni
2. temperatura wody do cukrowni
3. temperatura wody barometrycznej
4. przepływ mleka wapiennego
5. temperatura mleka wapiennego
6. przepływ gazu CO<sub>2</sub>
7. temperatura gazu CO<sub>2</sub>

---

ok. 170 pomiarów + rezerwa = ok. 200 pomiarów.

5.2. Pomiar ilości ciepła.

Z równania przepływowego wymiennika ciepła

$$F_s c_s (t_w - t_m) = F_p (i_p - t_k)$$

gdzie:

- F<sub>s</sub> - przepływ soku,
- F<sub>p</sub> - przepływ pary,
- c<sub>s</sub> - ciepło właściwe soku,
- t<sub>w</sub>, t<sub>m</sub> - temperatura wlotowa i wylotowa soku,
- t<sub>k</sub> - temperatura skroplin.

wynikają możliwości pomiaru ilości przekazywanego ciepła.

1. Pomiar natężenia przepływu pary, temperatury pary i temperatury skroplin.

Pomiar natężenia przepływu pary sprawia pewne trudności gdyż w zasadzie pomiary zwężkowe nie nadają się do pary nasyconej, ponieważ spiętrzaniu przed zwężką może towarzyszyć wykraplanie wody z pary nasyconej. Obecności zwężki w rurociągu towarzyszy także strata ciśnienia na zwężce. Aby je zmniejszyć należałoby stosować zwężki Venturiego o dużym module. Zmiany ciśnienia pary powodują zmiany objętości właściwej pary co wymaga wprowadzenia poprawek wynikających ze zmian ciśnienia i temperatury pary.

42

2. Pomiar natężenia przepływu pary można zastąpić pomiarem natężenia przepływu skroplin. Urządzenie pomiarowe nie powinno powodować spadku ciśnienia gdyż wywołuje on pojawienie się pęcherzyków pary o znacznej objętości. Wydaje się, że do tego celu odpowiedni jest przepływomierz turbinkowy.
3. W odbiornikach ciepła gdzie nie ma odparowania można obliczyć ilość przekazywanego ciepła poprzez pomiar natężenia przepływu medium ogrzewanego i jego temperatury na wlocie i wylocie. Sposób ten jest o tyle wygodny, że na ogół istnieją pomiary takich przepływów a pomiar temperatury nie nastęca trudności.

Brak jest danych co do uchybów oraz wad i zalet poszczególnych sposobów pomiaru ilości przekazywanego ciepła. Można założyć, że bezpośredni pomiar natężenia przepływu pary wraz z niezbędnymi pomiarami korekcyjnymi można stosować do pary przegrzanej i w miejscach gdzie istnieje odpowiedni odcinek rurociągu prostego.

Drugi sposób pomiaru natężenia przepływu pary poprzez pomiar natężenia przepływu skroplin mógłby znaleźć zastosowanie przy pomiarach wyparki, dyfuzji i warników.

Trzeci sposób, tj. pomiar ciepła odbieranego może być wygodny przy pomiarach ogrzewaczy. Na obecnym etapie trudno zdecydować jaki sposób pomiaru ilości ciepła jest najlepszy. Dlatego w wykazie zmiennych pomiarowych na ogół używa się pomiarów natężenia przepływu pary lub oparów.

#### 6. Wymagania na sprzęt cyfrowy i oprogramowanie.

Zaproponowany w poprzednich rozdziałach system zarządzania gospodarką cieplną może znaleźć oparcie sprzętowe w jednej z następujących konfiguracji:

- a) system rozproszony złożony z równoważnych zestawów cyfrowych (np. MIR-PROWAY), z których ewentualnie jeden spełniałby rolę procesora nadrzędnego,

- b) system rozproszony jak w pkt. (a), z tą różnicą że rolę procesora nadrzędnego spełniałby minikomputer (np. SM50),
- c) system scentralizowany oparty na jednym tylko procesorze, minikomputerze.

Wariant (c) jest mało nowoczesny i nierozwojowy. Wydaje się, że jego przyjęcie jest celowe tylko wówczas, gdy w cukrowni już eksploatuje się system CRPDiS (Centralnej rejestracji przetwarzania danych i sterowania, np. SZPAK) i który mógłby stanowić oprogramowanie podstawowe dla systemu zarządzania gospodarką cieplną.

Wariant (a) strukturalnie najprostszy nakłada bardzo duże wymagania na oprogramowanie, szczególnie ze względu na konieczność dokonywania skomplikowanych obliczeń na sprzęcie mikroprocesorowym.

Wariant (b) nieznacznie droższy od wariantu (a) zapewnia najelastyczniejszą konfigurację sprzętową (łatwość dołączenia urządzeń we/wy i pamięci masowych do minikomputera). Wariant ten raz przyjęty pozwala na ciągłe rozwijanie oprogramowania, dołączenie do systemu zarządzania gospodarką cieplną, systemu koordynacji przepływu mas, itp.

Warianty (a) i (b) wymagają opracowania oprogramowania podstawowego, na którym można by oprzeć system zarządzania gospodarką cieplną. Oprogramowanie to powinno uwzględniać rozproszoną strukturę systemu. Zestawy  $\mu P$  znajdujące się na obiekcie przetwarzały będą sygnały na jednostki fizyczne (po odpowiedniej filtracji), wstępnie wyliczały odpowiednie wyrażenia, i tak przetworzone informacje przesyłane będą do procesora nadrzędnego. Na ich podstawie procesor będzie wyliczał sterowania i zlecał je do wykonania zestawom umieszczonym na obiekcie.

Niezależnie od wykorzystanego oprogramowania podstawowego przewiduje się następujące czasy obsługi sygnałów sterujących:

kotłownia opalana mazutem      co 1 min.

węglem      co 20 min.

wyparka

w zależności od rytmu pracy  
cukrowni, w szczególności  
od aparatów pobierających  
opary

pozostałe działy/aparaty

co 20 min.

Cykl pomiarowy przewiduje się ok. 10 sek., w szczególnych przypadkach (warniki) może on wynosić 2 + 3 sek.

W przypadku wariantu (a) należy zwrócić uwagę na dobór odpowiedniej arytmetyki zmiennoprzecinkowej.

Na obecnym etapie pracy nie można podać szacunkowych cen poszczególnych wariantów. Podobnie, propozycje konfiguracji sprzętu mają charakter tylko przykładowy.

Poniżej przedstawiono przykładowe konfiguracje sprzętu dla wariantu (a) i (b).

Wariant (a)		Wariant (b)	
Zestaw $\mu$ P MIR-PROWAY	szt. 4	Zestaw $\mu$ P MIR-PROWAY	szt. 3
- kotłownia		- kotłownia	
- stacja wyparna		- stacja wyparna	
- produktownia		- produktownia	
- centralna dyspozytornia jako procesor nadrzędny		Minikomputer SM50	szt. 1
		- centralna dyspozytornia jako procesor nadrzędny	
Pamięć zewnętrzna na dyskach elastycznych	szt. 1	Pamięć zewnętrzna na dyskach elastycznych	szt. 1
- centralna dyspozytornia		- centralna dyspozytornia	
		Pamięć zewnętrzna na dyskach twardych	szt. 1
		- centralna dyspozytornia	
Drukarka mozaikowa	szt. 1	Drukarka mozaikowa	szt. 1
- centralna dyspozytornia		- centralna dyspozytornia	
Urządzenie operatorskie	szt. 2	Urządzenie operatorskie	szt. 2
np. monitor ekranowy z klawiaturą		np. monitor ekranowy z klawiaturą	
- centralna dyspozytornia		- centralna dyspozytornia	
Przenośne urządzenie operatorskie do komunikacji z zestawami $\mu$ P na obiekcie	szt. 1	Przenośne urządzenie operator- skie do komunikacji z zestawami $\mu$ P na obiekcie	szt. 1

Wariant (c)

Procesor centralny np. MERA-400 ( SM4)	szt. 1
- centralna dyspozytornia	
Zestaw sprzężenia z obiektem	szt. 1
INTELDIGIT-PI	
- centralna dyspozytornia	
Pamięć zewnętrzna na dyskach twardej	szt. 1
- centralna dyspozytornia	
Urządzenia operatorskie	szt. 2
np. monitory ekranowe z klawiaturą	
- centralna dyspozytornia	
Drukarka, mozaikowa	szt. 1
- centralna dyspozytornia	
Monitor systemowy	szt.1

Poniżej wyliczono pakiety MIR-PROWAY oraz INTELDIGIT-PI, konieczne do sprzężenia systemu zarządzania gospodarką ciepłą z obiektem.

MIR-PROWAY	INTELDIGIT-PI
150 sygnałów analogowych	przetwornik A/C
30 sygnałów rezerwa	PEØ3 (PE1Ø)
oba warianty	szt. 8
przetworniki A/C	komutator
MA11	PE11
komutatory	szt. 12
MAØ1	pakiety dopasowujące w zależności
sz. 23	od rodzaju sygnału
oraz pakiety sterujące	
stacyjkami PNEFAL-3	

Podane wyżej ilości pakietów uwzględniają zwężkowe pomiary oparów.

7. Wnioski i zalecenia dalszych etapów pracy.

W p. 1 opracowania przedstawiono przyczyny, dla których zużycie paliwa w cukrowniach polskich jest znaczne. Naszym zdaniem do zmniejszenia zużycia paliwa może się przyczynić układ sterowania bazujący na środkach cyfrowych, który będzie w stanie przy występujących zakłóceniach technologicznych i zmianach parametrów sterować poborem pary z kotłowni w taki sposób aby zapewnić zapotrzebowanie ciepła przez aparaty technologiczne i odpowiednią gęstość soku po wyparce. Oceniamy, że oszczędności z zastosowania takiego układu wyniosą 0,5 do 1% paliwa umownego nb. Układ wymaga doprowadzenia ok. 200 pomiarów analogowych i zaangażowania środków cyfrowych o znacznej mocy obliczeniowej oraz dużego wkładu pracy na opracowanie i weryfikację modeli matematycznych, algorytmów sterowania i oprogramowanie. Z tych względów oceniamy, że koszt takiego układu może wynieść ok. 50 mln. zł., w tym:

robocizna - ok. 20 mln. zł (liczona w cenach 84 r.)  
sprzęt cyfrowy - ok. 20 mln. zł  
pomiar części obiektowej - ok. 10 mln. zł  
a czas realizacji ok. 4 lata.

Powyższe koszty dotyczą układu prototypowego. Wydaje się, że cena dalszych układów dzięki zmniejszeniu w nich kosztów robocizny i wyeliminowaniu pomiarów mniej istotnych (na podstawie doświadczeń z układu prototypowego) będzie niższą i wyniesie ok. 35 mln. zł.

Układ sterowania gospodarką cieplną wiąże się ściśle z innymi układami komputerowymi istniejącymi lub proponowanymi dla cukrowni. Większość pomiarów analogowych można wykorzystać w różnych układach, np.: CRPD, obliczania bilansów materiałowo-energetycznych, itp. Na uwagę zasługuje związek tego układu z układem koordynacji przepływu mas.

Oprócz oszczędności wynikających ze zmniejszenia zużycia paliwa, które dla dużej cukrowni szacujemy na ok. 10 mln. zł w czasie kampanii, układ komputerowy sterowania gospodarką cieplną poprzez scentralizowane i przetworzone pomiary wielkości technologicznych umożliwi dalsze oszczędności poprzez zwiększenie średnich przerobów buraków, zmniejszenie zużycia innych

materiałów i surowców oraz zmniejszenia awaryjności urządzeń.

Dalsze prace nad układem sterowania gospodarką ciepłą cukrowni powinny koncentrować się głównie na:

- opracowaniu dynamicznego modelu wyparki umożliwiającego wyliczenie z wystarczającą dokładnością danych potrzebnych do pracy układu,
- określeniu ilości pobieranych oparów w zależności od czasu trwania gotowania przez warnik,
- weryfikacji modeli na obiekcie,
- symulacji komputerowej pracy poszczególnych części i całego układu,
- przydatności różnych metod pomiaru ilości ciepła (p.2.2) dla konkretnego pomiaru.



## 8. Literatura

1. R. Bretschneider, J. Copikova, P. Kadlec - Rychlost rustu krystalu sacharozy w cistych roztokach. Listy cukrovarnicke, Nr 3, 1977.
2. W.M. Charin, Skorost rosta rozmiara krystalow, Izv. wuzow pischzewoj technologii Nr 1, 1972.
3. J. Dobrzycki - Automatyzacja w przemyśle cukrowniczym, Warszawa, WNT 1974.
4. L.B. Evans, G.P. Trearchis, C. Jones - Symulation Study of a vacuum pan sugar crystallizer. Part 1 i 2. Sugar y Azugar, Oct. 1970 i Dec. 1970.
5. A.I. Gromkowskij, W.S. Bogdanczykowa, L.W. Kopkowa, - O parametrach kinetyczeskoj reakcji na powierchinosti krystalow sacharozy pri ich rostie, Izv. wysszich uczebnych zawiedienij Nr 1, 1978.
6. M. Gros, H. Nurmi - Studies on Industrial Czrystallization of Sugar, Part I, II. Kemia-Kemii, Nr 9 1979 i Nr 10, 1979.
7. Ladonok A.P. et al - Eksperimentalnoje opredelenie dinamicheskich charakteristik wyparnoj ustanowki sacharnowo zaweda. Sach. Prom. 44, 1,55 (1970).
8. M.W. Majorow, A.R. Sapronow - Przewidywane zużycie paliwa umownego w przemyśle cukrowniczym. Sacharnaja Promyszlenost Nr 1 1981.
9. K. Mańczak - Identyfikacja aparatow wyparnych cukrowni jako obiektow regulacji ciśnienia i podciśnienia. Arch. Aut. i Telemek. 9, 43, (1964).
10. V. Maurandi, Theories et Practigue de la Cuisson de Sucre, Sucrerie Belge, Vol. 94, Nr 3, 4, 5 1975.
11. M. Mori, Y Umetani, Dynamic characteristics of vacuum pan and Contral Systems of boiling process. Proc. 13th Cöngres International Soc. Sugar Cane Technology, 1968, również w: Journal of the Society of Instrument and Control Engineers, vol. 6, Nr 11, 1967.

12. St. Nikiel - Zużycie paliwa w cukrowniach i możliwości jego zmniejszenia. Gazeta Cukrownicza Nr 5 1982.
13. Poradnik inżyniera - Cukrownictwo, WNT Warszawa, 1973.
14. Radowic L.R. et al - Computer Design and Analysis of Operation of Multiple - Effect Evaporator System in the Sugar Industry Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol 18, N<sup>o</sup> 2, 1979, p. 318-323.
15. S. Romicki - Optymalizacja procesu odparowania w 4-działowej wyparce cukrowniczej. Konferencja IChO - Metody matematyczne w przemyśle chemicznym. IB21, Warszawa 1969.
16. K. Urbaniec - Ocena praktycznych możliwości oszczędzania paliwa w gospodarce energetycznej cukrowni. Gazeta Cukrownicza Nr 4, 1981.
17. R.M. Withers, R.J. Bass, M.F. Branch - XIX Technical Conference BSC, Folkestone 1968.
18. P.G. Wright, E.T. White, A digital Simulation of the vacuum pan crystallization process. Proc. 13 th. Congress International Soc. Sugar Cane Technology, 1968.
19. S. Zagrodzki, W. Krysicki - Mathematical model of the Crystallization rate of sucrose in pure Solution, Proc. of the 7th Symposium on Industrial Crystallization, Warsaw, Poland, 25-27 Sept. 1978.