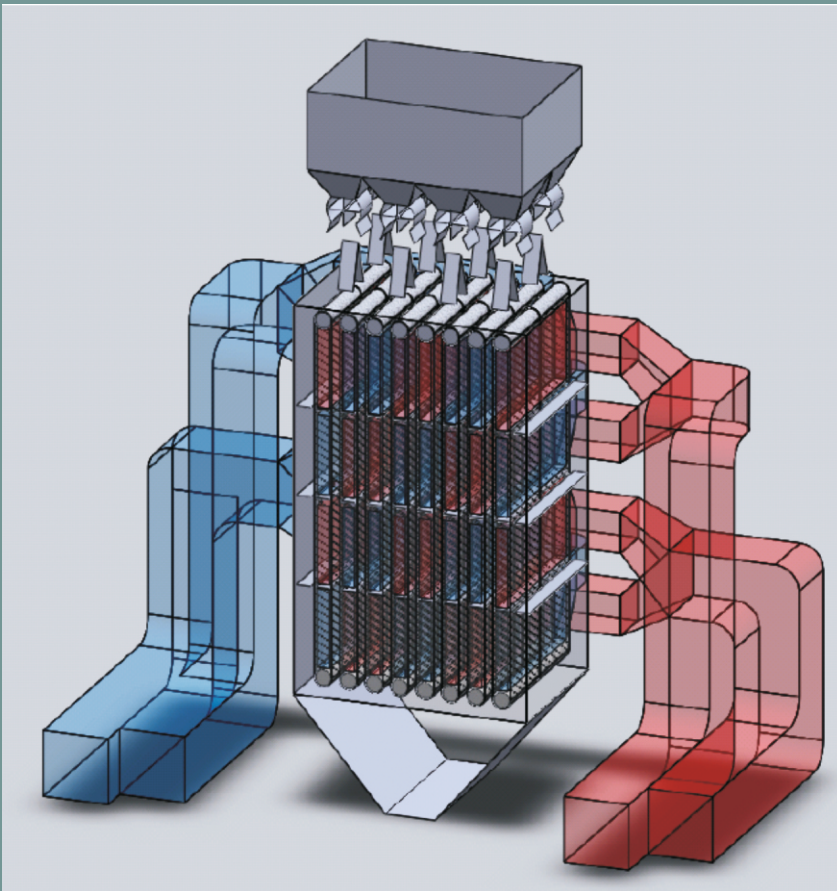


Zdzisław Pakowski

PROJEKTOWANIE SUSZAREK DO SUSZENIA PARĄ PRZEGRZANĄ



Monografie Politechniki Łódzkiej
Łódź 2011

Zdzisław Pakowski

Projektowanie suszarek do suszenia parą przegrzaną

Monografie Politechniki Łódzkiej
Łódź 2011

Recenzenci: **dr hab. inż. Włodzimierz Ciesielczyk, prof. PŁ**
prof. dr hab. inż. Władysław Kamiński

KOMITET REDAKCYJNY
WYDAWNICTWA POLITECHNIKI ŁÓDZKIEJ

Przewodniczący: **prof. dr hab. inż. Piotr Wodziński**
Redaktor Naukowy Wydziału: **prof. dr hab. Piotr Wodziński**
Redaktor Serii: **prof. dr hab. inż. Piotr Wodziński**

© Copyright by Politechnika Łódzka 2011

WYDAWNICTWO POLITECHNIKI ŁÓDZKIEJ
90-924 Łódź, ul. Wólczańska 223
tel/fax 42 684-07-93
e-mail: zamowienia@info.p.lodz.pl
www.wydawnictwa.p.lodz.pl

ISBN 978-83-7283-428-7

Nakład 250 egz. Ark druk. 9.0. Papier offset. 80 g 70 x 100
Druk ukończono w październiku 2011 r.
Wykonano w Drukarni Quick-Druk, 90-562 Łódź, ul. Łąkowa 11
Nr 1981

SPIS TREŚCI

OD AUTORA	5
SPIS GŁÓWNYCH OZNACZEŃ	6
1. WSTĘP.....	9
2. PODSTAWY TEORETYCZNE PROCESU SUSZENIA PARĄ	11
2.1. Etapy procesu i ich siły napędowe	11
2.1.1. Okres początkowy	12
2.1.2. Okres stałej szybkości suszenia.....	15
2.1.3. Okres malejącej szybkości suszenia.....	15
2.1.4. Równania konstytutywne szybkości suszenia.....	16
2.2. Temperatura inwersji.....	16
2.3. Maksymalna szybkość suszenia	20
2.4. Głębokość penetracji pary w złożu ziarnistym.....	24
2.5. Strumienie masy w materiale suszonym	26
3. TERMODYNAMIKA I KINETYKA PROCESU SUSZENIA PARĄ	30
3.1. Właściwości pary przegrzanej	30
3.2. Równowaga termodynamiczna para-ciało stałe	36
3.3. Kinetyka procesu.....	45
3.3.1. Brak oporu wnikania masy w materiale	46
3.3.2. Kinetyka z empirycznej krzywej suszenia lub krzywej szybkości suszenia	47
3.3.3. Kinetyka z modelu transportu masy i ciepła w materiale	52
4. PROJEKTOWANIE WYBRANYCH TYPÓW SUSZAREK.....	55
4.1. Suszarka pneumatyczna	55
4.2. Suszarka bębnowa	64
4.2.1. Geometria bębna i ruch materiału	65
4.2.2. Powierzchnia kontaktu faz	71
4.2.3. Wymiana ciepła czynnik suszący – materiał suszony	72
4.2.4. Model suszarki	73
4.3. Suszarka fluidyzacyjna.....	80
4.3.1. Model suszarki – równania bilansowe	84
4.3.2. Model suszarki – równania konstytutywne	87
4.4. Suszarka taśmowa	93
4.5. Suszarka szybowa z ruchomym złożem i przepływem krzyżowym	104
4.6. Inne typy suszarek	108
4.7. Wykorzystanie modeli dyfuzyjnych w projektowaniu suszarek	108
5. ASPEKTY TECHNOLOGICZNE PROCESU	110
5.1. Główne zastosowania procesu.....	110
5.2. Niektóre problemy techniczne.....	118
5.3. Suszenie pod wysokim ciśnieniem.....	119

5.4. Suszenie pod niskim ciśnieniem.....	120
5.5. Odzysk energii z pary odlotowej i integracja cieplna suszarki	120
LITERATURA.....	126
PRZYKŁAD 1. Suszarka pneumatyczna	61
PRZYKŁAD 2. Suszarka bębnowa współprądowa.....	74
PRZYKŁAD 3. Suszarka bębnowa przeciwprądowa	78
PRZYKŁAD 4. Suszarka fluidyzacyjna	89
PRZYKŁAD 5. Suszarka taśmowa	97
PRZYKŁAD 6. Dwie suszarki taśmowe w przeciwprądzie	100
PRZYKŁAD 7. Suszarka szybowa	105
DESIGN OF SUPERHEATED STEAM DRYERS – Summary	141

OD AUTORA

Praca ta powstała w wyniku rozpoczętych przeze mnie w 2000 r. badań nad suszeniem parą przegrzaną zainicjowanych przez współpracę z firmą ITM Poland z Radomia. W wyniku tej inspiracji oraz owocnej współpracy zrealizowano m.in. projekt badawczy finansowany przez KBN na temat suszenia drewna wierzby energetycznej pod ciśnieniem atmosferycznym. Obecnie w realizacji jest drugi, dotyczący suszenia węgla brunatnego pod zwiększonym ciśnieniem. W toku tych badań powstał szereg prac magisterskich oraz dwie prace doktorskie.

W pierwszej z nich dr Beata Krupińska zbadała własności sorpcyjne, kinetykę suszenia i współczynnik oporu aerodynamicznego cząstek drewna wierzby energetycznej nowo opracowaną metodą stanu nieustalonego oraz wykonała obliczenia suszarki pneumatycznej do suszenia parą mielonych zrębków wierzby i przeprowadziła badania w pilotowej suszarce, udostępnionej przez ITM, weryfikujące te obliczenia.

W drugiej pracy dr Robert Adamski przebadał proces suszenia próbki o kształcie walca z drewna wierzby energetycznej, zbudował model procesu transportu masy i ciepła w materiale i zidentyfikował współczynniki materiałowe, w tym dyfuzyjność efektywną, przepuszczalność Darcy i współczynnik termodyfuzji. Udało mu się powiązać otrzymaną przepuszczalność Darcy ze strukturalnymi parametrami drewna otrzymanymi z pomiarów mikroskopowych. Pozwala to na modelowanie procesu suszenia drewna w dowolnej skali.

Podstawowe stanowisko do badania procesu suszenia parą wykorzystane w obu pracach jest darem firmy ITM Poland dla Wydziału Inżynierii Procesowej i Ochrony Środowiska PŁ. Obecnie dwoje młodych doktorantów pracuje nad procesem suszenia lignitu pod normalnym i zwiększonym ciśnieniem, korzystając ze zdobytego przez nasz zespół doświadczenia i aparatury.

Tą drogą pragnę złożyć podziękowania dr. Arkadiuszowi Drużdżelowi i Dyrekcji ITM Poland, doktorom Beacie Krupińskiej i Robertowi Adamskiemu oraz obecnym moim doktorantom i dyplomantom za ich wkład, w różnej formie, w powstanie tej pracy.

Autor

SPIS GŁÓWNYCH OZNACZEŃ

A	pole powierzchni kontaktu faz	m^2
a_v	powierzchnia właściwa kontaktu faz	m^2/m^3
B	szerokość	m
C_D	współczynnik oporu aerodynamicznego	–
c	ciepło właściwe pod stałym ciśnieniem	$\text{kJ}/(\text{kg K})$
c_v	stężenie objętościowe	kg/m^3
D	dyfuzyjność wilgoci w materiale	m^2/s
D	średnica aparatu	m
D_T	współczynnik termodyfuzji	$m^2/(s K)$
d_o	średnica otworka dna sitowego	m
d_p	średnica cząstki	m
E_a	energia aktywacji	kJ/kmol
f	względna szybkość suszenia	–
f	udział powierzchni swobodnej dna sitowego	–
g	przyspieszenie ziemskie	m/s^2
H	wysokość całkowita	m
h	wysokość bieżąca	m
h	entalpia czystej substancji	kJ/kg
Δh_v	ciepło parowania	kJ/kg
$\Delta h_{v,0}$	ciepło parowania w temperaturze 0°C	kJ/kg
Δh_s	ciepło sorpcji (izosteryczne)	kJ/kg
i_m	entalpia liczona na kg suchego materiału	kJ/kg
K	współczynnik przenikania ciepła	$\text{kW}/(m^2 K)$
k	przepuszczalność Darcy	m^2
k_Y	współczynnik wnikania masy w suszeniu powietrzem	$\text{kg}/(m^2 s)$
L	długość całkowita	m
l	długość bieżąca	m
M	masa molowa	kg/kmol
m	masa	kg
m_h	zatrzymanie materiału w suszarce	kg
N	częstość obrotowa bębna suszarki	1/min
n_f	liczba łopatek na obwodzie bębna suszarki	–
P_0	ciśnienie całkowite w aparacie	kPa
p	prężność pary, ciśnienie	kPa
q	strumień ciepła	$\text{kW}/(m^2 K)$
R	uniwersalna stała gazowa	$\text{kJ}/(\text{kmol K})$
R	promień całkowity	m
r	promień bieżący	m
r	promień poru	m
S	pole powierzchni przekroju	m^2

s	grubość blachy	m
T	temperatura bezwzględna	K
t	temperatura	°C
t_0	temperatura 0°C w skali Kelvina	K
u	prędkość przepływu	m/s
v	objętość właściwa	m ³ /kg
v	objętość	m ³
W	natężenie masowe przepływu	kg/s
w_D	szybkość suszenia	kg/(m ² s)
X	zawartość wilgoci (lokalna lub średnia objętościowa)	kg A/kg s.m.
Y	wilgotność bezwzględna powietrza	kg A/kg B

Greckie

α	współczynnik wnikania ciepła	kW/(m ² K)
χ	współczynnik kierunku przepływu	–
χ	współczynnik masy wirtualnej	–
δ	współczynnik termogradientny	1/K
δ	kąt nachylenia bębna suszarki	rad
ε	porowatość, emisyjność	–
Φ	bezwymiarowa zawartość wilgoci	–
φ	ciśnienie względne (wilgotność względna)	–
κ	stopień wypełnienia bębna suszarki	%
λ	przewodność cieplna	kW/(m K)
λ	współczynnik tarcia przyściennego	–
μ	lepkość dynamiczna	Pa s
ν	lepkość kinematyczna	m ² /s
Θ	kąt usypu materiału ziarnistego	rad
θ	kąt podniesienia łopatk	rad
θ	kąt zwilżania	rad
ρ	gęstość	kg/m ³
σ	gęstość liniowa strumienia masy	kg/(m s)
σ	stała Stefana-Boltzmann	kJ/(m ² s K ⁴)
τ	czas bieżący	s
τ_r	czas przebywania	s
ψ	sferyczność	–

Indeksy dolne

A	wilgoć jako składnik (zwykle woda)
a	w powietrzu
B	gaz inertyny (zwykle powietrze)

b	pęcherzyk
c	wartość krytyczna, parametr krytyczny
g	czynnik suszący (również para)
h	na danej wysokości
L	faza ciekła
l	na danej długości
m	materiał wilgotny
mf	początek fluidyzacji
p	cząstka
r	wartość zredukowana
S	faza stała, suchy materiał
s	para przegrzana
sat	w stanie nasycenia
t	w warunkach swobodnego spadku
wb	w warunkach wilgotnego termometru
V	faza parowa
∞	otoczenie
0	wartość początkowa
1	na wlocie
2	na wylocie
I	okres stałej szybkości
II	okres malejącej szybkości

Indeksy górne i symbole specjalne

*	wartość równowagowa
-	średnia objętościowa
'	poходna

Z uwagi na wykorzystywanie w pracy wyników obliczeń komputerowych w ich oryginalnej postaci przyjęto anglosaską konwencję kropki dziesiętnej w zapisie liczb rzeczywistych.

1. WSTĘP

Suszenie parą przegrzaną jest procesem znanym od prawie stu czterdziestu lat (N.P. Bułygin 1872-1873¹ oraz *Hausbrand, 1898*), lecz stosowanym w przemyśle znacznie rzadziej niż powszechne suszenie gorącym powietrzem. Wiąże się to zarówno z problemami technicznymi związanymi z praktycznym jego zastosowaniem, lecz także ze słabym rozpowszechnieniem znajomości zarówno jego teorii, jak i technologii. Dla laików, a nawet wielu inżynierów, idea suszenia wody wodą, choćby w fazie gazowej, to sprzeczność.

A jednak jest to możliwe, a nawet korzystne. Dlatego warto bliżej poznać ten proces z uwagi na jego niezaprzeczalne zalety, szczególnie w czasie, kiedy dbałość o środowisko naturalne staje się jednym z priorytetów gospodarki.

Przegrzana para jest tym samym związkiem chemicznym, który występuje w postaci wilgoci w materiale suszonym. Najczęściej jest to para wodna, z uwagi na jej największe rozpowszechnienie w przyrodzie, może to być jednak dowolny rozpuszczalnik występujący w procesie produkcyjnym. Para w równowadze z cieczą wrzącą pod danym ciśnieniem nie jest w stanie przyjąć więcej molekuł cieczy, gdyż jest nasycona. Jednak po podgrzaniu bez dalszego kontaktu z cieczą staje się parą przegrzaną i może przyjąć molekuly cieczy aż do stanu nasycenia, jednocześnie będąc nośnikiem ciepła. Kontaktując się bezpośrednio z materiałem suszonym, dostarcza mu ciepła i odbiera od niego wilgoć, spełniając rolę czynnika suszącego. Ponieważ jej skład jest identyczny przed jak i po kontakcie z materiałem, można ją, po podgrzaniu, wykorzystać ponownie do suszenia. Pozwala to zamknąć obieg czynnika suszącego, co zapobiega emisji zanieczyszczeń do atmosfery. Z uwagi na to, że materiał oddał większość zawartej w nim wilgoci powstały nadmiar pary można upuścić z obiegu i skropić, odzyskując w ten sposób ciepło kondensacji. Zużycie netto ciepła na odparowanie 1 kg wilgoci można więc obniżyć poniżej ciepła parowania nawet do ¼ jego wartości. To dodatkowy aspekt proekologiczny. Jeśli proces będzie prowadzony pod odpowiednio wysokim ciśnieniem nadmiarowa para może być wprowadzana bezpośrednio do obiegu cieplnego fabryki.

Jednocześnie z uwagi na eliminację powietrza z obiegu suszarniczego nie ma w nim tlenu, co pozwala uniknąć niebezpieczeństwa zapłonu, wybuchu oraz niepożądanych reakcji chemicznych. Należy jednak zauważyć, że podczas procesu suszenia parą wilgoć swobodna zawarta w materiale szybko osiąga temperaturę nasycenia pod danym ciśnieniem (czyli temperaturę wrzenia), w odróżnieniu od suszenia gazem obojętnym, gdzie materiał osiąga temperaturę wilgotnego termometru. Dlatego suszenie parą jest wysokotemperaturowe, a więc materiał poddawany temu procesowi musi być termoodporny, tym bardziej, że w kolejnym stadium procesu, gdy zaczyna być usuwana woda związana, temperatura materiału rośnie

¹ Wg *Michajłowa, 1967* – rosyjski inżynier wojskowy Bułygin zbudował w tych latach pierwszą suszarkę na parę przegrzaną do suszenia tarcicy.

dalej, osiągając ostatecznie temperaturę pary. Można to wykorzystać praktycznie. Gdy suszeniu podlegają materiały odpadowe pochodzenia rolniczego lub zwierzęcego ulegają one sterylizacji termicznej, co umożliwia ich bezproblemowe składowanie i transport. Więcej, ich nieprzyjemne odory nie są emitowane do atmosfery, tak jak przy suszeniu powietrzem, lecz odprowadzane wraz z kondensatem. Pewne materiały, niejadalne w stanie surowym, zostaną w procesie suszenia parą najpierw ugotowane, a później wysuszone, stając się produktami o pożądanych właściwościach. Jeśli jednak chcemy uniknąć nadmiernego przegrzewania materiału, można obniżyć temperaturę procesu poprzez obniżenie ciśnienia pary poniżej atmosferycznego.

Te cechy suszenia parą przegrzaną sprawiają, że proces nadaje się zwłaszcza do suszenia materiałów wielkotonażowych, gdzie decydują aspekty energetyczne, takich jak paliwa kopalne, biopaliwa stałe, odpady rolnicze, leśne i komunalne, produkty nieorganiczne, jak i tam gdzie decydują aspekty jakości: tytoń, produkty spożywcze i wiele innych (*Mujumdar, 1995, 2007*).

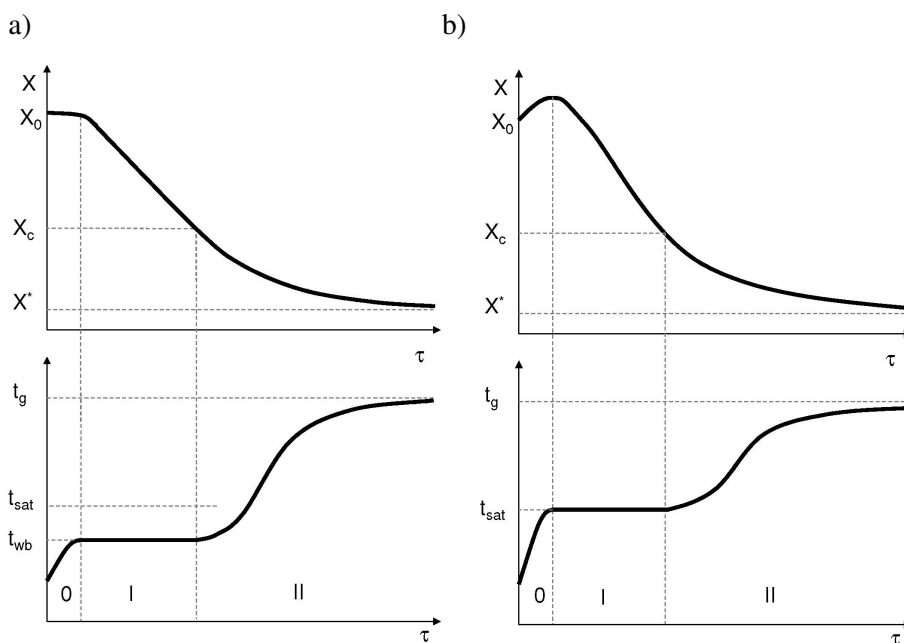
Również mechanizmy procesu suszenia parą odróżniają go od procesu suszenia powietrzem. Przede wszystkim w fazie gazowej brak oporu wnikania masy, a o szybkości procesu decyduje wymiana ciepła w fazie parowej oraz mechanizmy wymiany ciepła i masy wewnątrz ciała suszonego. Te zaś, z uwagi na znacznie wyższą temperaturę procesu obejmują również przepływy Darcy w fazie ciekłej i parowej oraz termodyfuzję, które nie są zwykle uwzględniane w procesie suszenia powietrzem.

Wszystko to powoduje, że projektowanie procesu suszenia parą przegrzaną wymaga uwzględnienia szeregu dodatkowych czynników w stosowanych dla procesu suszenia powietrzem metodach projektowania suszarek. Tę specyfikę pary przegrzanej i metody projektowania kilku najważniejszych typów suszarek do suszenia parą przedstawiono w tej pracy.

2. PODSTAWY TEORETYCZNE PROCESU SUSZENIA PARĄ

2.1. Etapy procesu i ich siły napędowe

Proces suszenia powietrzem posiada trzy charakterystyczne okresy: okres nagrzewania (lub chłodzenia) od temperatury początkowej materiału do temperatury wilgotnego termometru, okres stałej szybkości suszenia, kiedy jest usuwana wilgoć niezwiązana i okres malejącej szybkości suszenia, kiedy jest usuwana wilgoć związana. Na rys. 2-1a pokazano przebieg zmian zawartości wilgoci i temperatury ciała suszonego powietrzem gdzie zaznaczono te trzy etapy.



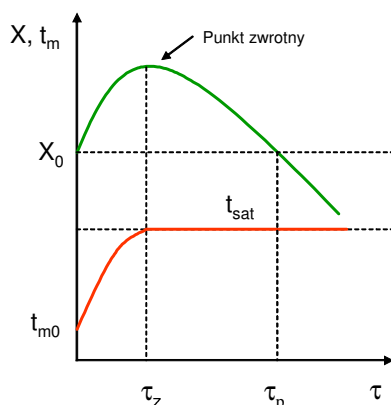
Rys. 2-1. Trzy charakterystyczne etapy procesu suszenia:
a) powietrzem, b) parą przegrzaną przy tej samej początkowej temperaturze czynnika i materiału oraz początkowej zawartości wilgoci

Podobne trzy etapy występują w procesie suszenia parą przegrzaną. W okresie początkowym następuje kondensacja pary na materiale, powodując jego podgrzanie do temperatury nasycenia pod danym ciśnieniem. Warto zauważyć, że w procesie suszenia powietrzem podczas nagrzewania materiału może, lecz nie musi, występować wzrost zawartości wilgoci w materiale, gdyż jego nagrzewanie odbywa się głównie przez dopływ ciepła namacalnego, a nie utajonego, jak przy suszeniu parą. W suszeniu parą występuje w tym okresie wzrost zawartości wilgoci materiału.

W następnym etapie stałej szybkości suszenia wilgoć jest usuwana w temperaturze nasycenia do chwili, gdy zostanie usunięta cała wilgoć niezwiązana. Od tej chwili temperatura materiału zaczyna wzrastać, a szybkość suszenia maleje – jest to okres malejącej szybkości suszenia. Na rys. 2-1b pokazano przebieg procesu suszenia parą w identycznych warunkach jak przy suszeniu powietrzem na rys. 2-1a. Poniżej te trzy okresy procesu suszenia parą zostaną omówione szczegółowo.

2.1.1. Okres początkowy

Jest to okres kondensacji pary na materiale suszonym, którego temperatura początkowa jest niższa niż temperatura nasycenia. Co prawda, możliwa jest sytuacja, kiedy materiał wilgotny jest wprowadzany do suszarki w temperaturze wyższej niż temperatura nasycenia (pod wyższym ciśnieniem), lecz przy suszeniu parą występuje ona rzadko w odróżnieniu od suszenia powietrzem, gdzie np. ma miejsce zawsze przy suszeniu wilgotnego cukru, który jest wprowadzany do suszarki w temperaturze wyższej niż temperatura wilgotnego termometru. Kiedy materiał nagrzej się do temperatury nasycenia, osiąga najwyższą zawartość wilgoci. Ten punkt to tzw. punkt zwrotny suszenia parą (termin „reverse point” wprowadzili *Iyota i in., 1999*) – zob. rys. 2-2.



Rys. 2-2. Przebieg okresu początkowego suszenia parą

Punkt zwrotny jest osiągnięty po czasie τ_z . Od tej chwili zaczyna się odparowanie wilgoci i zawartość wilgoci maleje, aż po czasie τ_p następuje przywrócenie jej wartości początkowej. *Iyota i in., 2000* nazywają ten czas czasem powrotu (do wartości początkowej X_0). Inne używane określenie to okres indukcji.

Powstaje pytanie, co decyduje o wielkości przyrostu zawartości wilgoci i czasie trwania okresu indukcji. Na pierwsze pytanie odpowiedź jest prosta – przyrost masy wilgoci wynika z ilości ciepła niezbędnej do podgrzania materiału wraz z zawartą w nim wilgocią do temperatury nasycenia. Odpowiedź na drugie pytanie wymaga rozpatrzenia mechanizmu procesu.

Iyota i in., 2000, 2001a dokonali w tym celu poniższych założeń.

- Do powierzchni ciała dopływa strumień ciepła namacalnego i ciepła kondensacji pochodzący od kondensującej pary – suma tych strumieni q_{in} wpływa w głąb ciała i podgrzewa je.

$$q_{in} = q + w_D \Delta h_v \quad (2-1)$$

- Kondensująca para natychmiast pokrywa powierzchnię materiału cienką warstwą kondensatu o temperaturze nasycenia (faktycznie w eksperymentach obserwuje się, że powierzchnia ciała po umieszczeniu w parze lśni, warstewka kondensatu odbija światło – *Adamski, 2009*).
- Kondensacja pary obejmuje niewielką część całego strumienia pary i nie wpływa ani na wartość konwekcyjnego współczynnika wnikania ciepła ani na siłę napędową procesu wnikania. Strumień ciepła namacalnego jest więc równy

$$q = \alpha(t_g - t_{sat}) + \varepsilon\sigma(T_g^4 - T_{sat}^4) \quad (2-2)$$

gdzie pierwszy człon to strumień konwekcyjny, a drugi radiacyjny.

Strumień kondensującej pary *Iyota i in.* proponują obliczyć z gradientu temperatury wewnątrz ciała stałego, który wywołuje strumień netto wnikającego ciepła q_{in} . Obliczenie strumienia masy w ten sposób wymaga budowy dyfuzyjnego modelu wnikania ciepła i masy w materiale, który przedstawili oni w pracy *Iyota i in. 2001b*.

Traktując ciało stałe jako obiekt o parametrach skupionych, można ułożyć prosty model nieustalonego procesu kondensacji – suszenia w postaci bilansów masy wilgoci i ciepła dla ciała o masie suchej m_s i powierzchni kontaktu faz A

$$-m_s \frac{dX}{d\tau} = w_D A \quad (2-3)$$

$$m_s \frac{di_m}{d\tau} = (q - w_D h_{AV}) A \quad (2-4)$$

gdzie w_D jest szybkością kondensacji (wartość ujemna) lub suszenia (dodatnia). Szybkość suszenia jest zdefiniowana równaniem (2-5)

$$w_D = -\frac{m_s}{A} \frac{dX}{d\tau} \quad (2-5)$$

Podstawiając do (2-4) za entalpię wilgotnego ciała stałego i_m oraz entalpię pary h_{AV} wyrażenia

$$i_m = (c_{AL} X + c_S) t_m - \Delta h_s X \quad (2-6)$$

$$h_{AV} = c_{AV} t + \Delta h_{v0} \quad (2-7)$$

otrzymujemy ostateczną wersję modelu

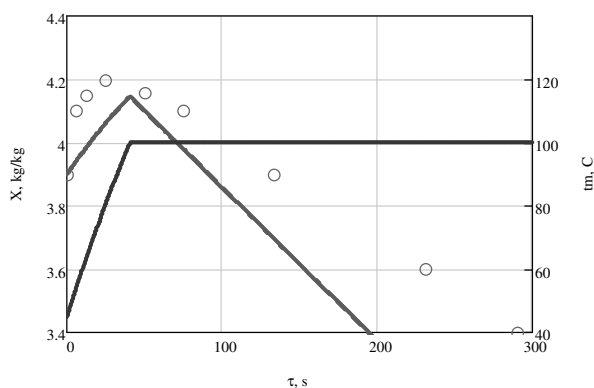
$$\frac{dX}{d\tau} = -w_D \frac{A}{m_S} \quad (2-8)$$

$$\frac{dt_m}{d\tau} = \frac{1}{c_S + c_{AL}X} \left\{ q - w_D [(c_{AV} - c_{AL})t_m + \Delta h_{v0} + \Delta h_s] \right\} \frac{A}{m_S} \quad (2-9)$$

Wyrażenie przy w_D to ciepło związane z przemianą wody od pary wodnej do cieczy związanej z ciałem stałym lub na odwrót, w temperaturze przemiany t_m . Jeżeli przyjmiemy, że siłą napędową procesu wnikania ciepła jest $\Delta t = t_g - t_{sat}$, wtedy szybkość kondensacji dana jest równaniem

$$w_D = -\alpha \frac{t_g - t_{sat}}{\Delta h_v(t_{sat})} \quad (2-10)$$

tak długo jak temperatura ciała jest mniejsza niż temperatura nasycenia. Po osiągnięciu przez ciało stałe temperatury nasycenia w_D zmienia znak na przeciwny. Punkt, w którym to zachodzi odpowiada maksymalnej wartości X , a więc jest punktem zwrotnym suszenia parą. Tak obliczony przebieg X i t_m pokazano na rys. 2-3. Dane do jego wygenerowania pochodzą z publikacji *Iyota i in., 2001b* i dotyczą suszenia płatk ziemniaczanego o grubości 4.4 mm parą o temperaturze 200°C.



Rys. 2-3. Wyniki obliczeń przebiegu okresu kondensacji wg modelu o parametrach skupionych (punkty – wyniki eksperymentalne *Iyota i in. 2001b*)

Ostre przejście od kondensacji do suszenia i pewne rozbieżności między uzyskanymi wynikami a eksperymentem pochodzą z przyjęcia uproszczonego modelu o parametrach skupionych. W istocie proces zachodzi bardzo szybko i wymaga modelu dyfuzyjnego. Model taki przedstawili *Iyota i in., 2001b*, uzyskując dobrą zgodność

z wynikami eksperymentalnymi. Dla przybliżonych obliczeń technicznych model o parametrach skupionych jest zwykle wystarczająco dokładny.

2.1.2. Okres stałej szybkości suszenia

Jest to stan stacjonarny, w którym temperatura materiału suszonego pozostaje stała i równa temperaturze nasycenia pod ciśnieniem procesu, jakby odparowaniu podlegała czysta ciecz. Jest tak dlatego, że odparowuje woda niezwiązana. W czasie tego okresu strumienie dopływającego ciepła namacalnego i entalpii odprowadzanej pary bilansują się i strumień netto jest zerowy. Ponieważ temperatura ciała pozostaje równa temperaturze nasycenia, dlatego szybkość suszenia jest równa

$$w_{DI} = \alpha \frac{t_g - t_{sat}}{\Delta h_v(t_{sat})} \quad (2-11)$$

Zakończenie tego okresu następuje z chwilą osiągnięcia krytycznej zawartości wilgoci X_c . Jest to wartość, przy której strumień pary zaczyna maleć z powodu rosnących oporów transportu wilgoci w materiale. Obserwowanym faktem jest, że w porównaniu z suszeniem powietrzem wartość X_c w suszeniu parą jest zwykle niższa. A więc większa ilość wody jest usuwana w okresie stałej szybkości. Fakt ten odnotowali m.in. *Inoue i in., 2010, Pakowski i Adamski, 2011*. Główną przyczyną obniżenia X_c jest znacznie wyższa temperatura okresu stałej szybkości. Wzrost ciśnienia w materiale powoduje wypływ ku powierzchni wilgoci w formie cieczy. Efekt ten ujawnił się również w warunkach, kiedy temperatura materiału była identyczna w suszeniu parą, jak i suszeniu powietrzem. *Shibata, 2005* wykonał eksperyment, w którym obniżając ciśnienie pary doprowadził temperaturę nasycenia pary do wartości równej temperaturze wilgotnego termometru przy suszeniu powietrzem. Również wtedy X_c przy suszeniu parą osiąga niższe wartości.

Wpływ temperatury na krytyczną zawartość wilgoci widać również na wykresie równowagi rys. 3-6, gdzie wartość ta odpowiada punktowi, w którym ciśnienie względne ϕ (odpowiednik wilgotności względnej w suszeniu powietrzem) obniża się poniżej wartości 1. Tym niemniej *Tarasov i Basargin, 1975*, susząc papier filtracyjny obserwowali liniowy wzrost X_c z temperaturą pary.

Warto zauważyć, że w przypadku braku w materiale wody niezwiązanej natychmiast po okresie kondensacji następuje okres malejącej szybkości suszenia.

2.1.3. Okres malejącej szybkości suszenia

W okresie tym strumień ciepła netto docierający do wnętrza ciała suszonego rośnie. Dzieje się tak dlatego, że zaczyna się usuwanie wody związanej i wraz ze zmniejszeniem jej zawartości strumień masy wilgoci docierający do powierzchni maleje. Szybkość suszenia zaczyna wtedy maleć, a temperatura materiału rosnąć.

Graniczne wartości tych parametrów to równowagowa zawartość wilgoci i temperatura materiału równa temperaturze pary. Sposoby przewidywania prędkości suszenia w okresie malejącej szybkości, jako bardziej złożone, opisano w sekcji 3.3.

2.1.4. Równania konstytutywne szybkości suszenia

Szybkość suszenia w suszeniu parą nie może być wyznaczona na podstawie oporu wnikania masy w fazie gazowej z uwagi na jego brak. Może być więc określona wyłącznie na podstawie bilansu ciepła materiału suszonego. W przypadku okresu kondensacji, gdy $t_m < t_{sat}$ jest ona ujemna i można ją w przybliżeniu wyznaczyć z zależności (2-10), a w okresie stałej szybkości z zależności (2-11). W okresie malejącej szybkości suszenia wyznacza się ją wg metod opisanych w sekcji 3.3.

2.2. Temperatura inwersji

Już w początkowym okresie zainteresowania procesem suszenia parą przegrzaną, obok jego zalet wcześniej tu wymienionych, sugerowano, że para wodna jest termodynamicznie lepszym czynnikiem suszącym ze względu np. na jej większe ciepło właściwe, mniejszą lepkość i większą liczbę Prandtla niż powietrze. Współczynnik wnikania ciepła jest więc zawsze większy w parze niż w powietrzu w tych samych warunkach. Jednakże siła napędowa procesu w zakresie niższych temperatur jest większa dla powietrza, gdyż temperatura powierzchni odparowania równa się wtedy temperaturze wilgotnego termometru zawsze mniejszej niż temperatura nasycenia. Powstaje więc pytanie, czy stosując powietrze i parę wodną o tej samej temperaturze do suszenia materiału zawierającego wilgoć niezwiązaną, a więc oddającego wilgoć w okresie stałej szybkości suszenia, szybkość ta będzie większa przy suszeniu powietrzem czy przy suszeniu parą przegrzaną. Pierwsze systematyczne eksperymentalne badanie tego zagadnienia (*Yoshida i Hyodo, 1970*) dowiodło, że w niskich temperaturach szybkość suszenia powietrzem jest większa niż szybkość suszenia parą, lecz w wysokich na odwrót. Istnieje więc temperatura, przy której szybkość suszenia w obu przypadkach jest taka sama. Tę temperaturę nazwano temperaturą inwersji. Temperatura inwersji nie jest wartością stałą, lecz zależy od warunków procesu: wilgotności powietrza (warto pamiętać, że powyżej temperatury nasycenia jest możliwa mieszanina pary wodnej i powietrza o dowolnym składzie), ciśnienia, geometrii aparatu i może zmieniać się w szerokim zakresie temperatur, zwykle od 150 do nawet 450 °C (*Volchkov i in., 2007*). Istnieje wiele publikacji zajmujących się temperaturą inwersji zarówno w teoretyczny (np. *Wu i in., 1989, Ferreira da Costa i in., 2005, Volchkov i in., 2007*), jak i eksperymentalny sposób (np. *Faber i in., 1986, Chen i in., 2000, Tang i Cenkowski, 2000, Suvarnakuta i in., 2005*). Z punktu widzenia praktycznego nie jest to wartość decydująca o przydatności metody suszenia parą przegrzaną, gdyż o całkowitych kosztach decydują również inne czynniki.

Porównując np. dyszowe suszenie wstęgi papieru powietrzem i parą o temperaturze 300°C przy tym samym masowym natężeniu przepływu mediów *Kiiskinen i Edelmann, 2002* stwierdzili, że szybkość suszenia parą jest 26% większa niż powietrzem, za to moc wentylatorów jest 2.5 razy większa. Moc wentylatorów jest czynnikiem ograniczającym zysk wynikający z większej szybkości suszenia. Warto jednak wiedzieć, że z punktu widzenia szybkości suszenia korzystniejsze są wysokie temperatury pary.

Definicje i metodykę obliczania temperatury inwersji zwięźle przedstawiono w pracy *Schwartz i Bröcker, 2000*. Przede wszystkim należy pamiętać, że kontakt wilgotnego ciała stałego ze strumieniem pary zmienia jej temperaturę i w przypadku powietrza również zawartość wilgoci wzdłuż drogi przepływu. Można więc obliczać temperaturę inwersji lokalnie dla stałych parametrów czynnika suszącego – jest to wtedy lokalna temperatura inwersji LIT (*Local Inversion Temperature*) lub dla szybkości suszenia uśrednionej wzdłuż drogi przepływu – pozorna temperatura inwersji AIT (*Apparent Inversion Temperature*). Można ją obliczać zakładając stałą prędkość przepływu lub stałe natężenie masowe przepływu, w ruchu laminarnym bądź burzliwym.

Przykładowo obliczmy temperaturę inwersji LIT dla całkowicie suchego powietrza i pary wodnej pod ciśnieniem 1 bar i 5 barów, zakładając stałe natężenie masowe przepływu, w zakresie burzliwym dla dwu geometrii – cząstki kulistej i płyty płaskiej. Szybkość suszenia obliczymy odpowiednio:

dla suchego powietrza

$$w_{Da} = k_Y Y^*(t_{wb}) \quad (2-12)$$

a dla pary wodnej

$$w_{Ds} = \frac{\alpha(t_g - t_{sat})}{\Delta h_v(t_{sat})} \quad (2-13)$$

Dla suszenia powietrzem temperaturę wilgotnego termometru obliczymy z zależności słusznej dla suchego powietrza

$$\frac{t - t_{wb}}{Y^*(t_{wb})} = \frac{\Delta h_v(t_{wb})}{c_B(t_{wb})} \quad (2-14)$$

Współczynnik wnikania masy w ruchu burzliwym otrzymamy z analogii Lewisa

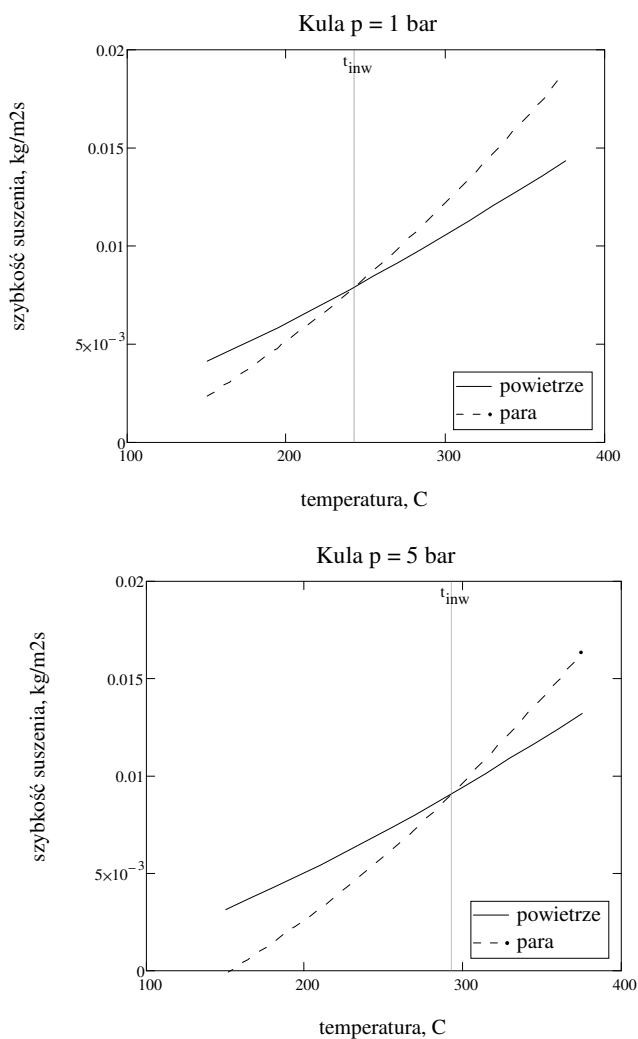
$$k_Y = \frac{\alpha}{c_B(t)} \quad (2-15)$$

a współczynniki wnikania ciepła z zależności odpowiednio:

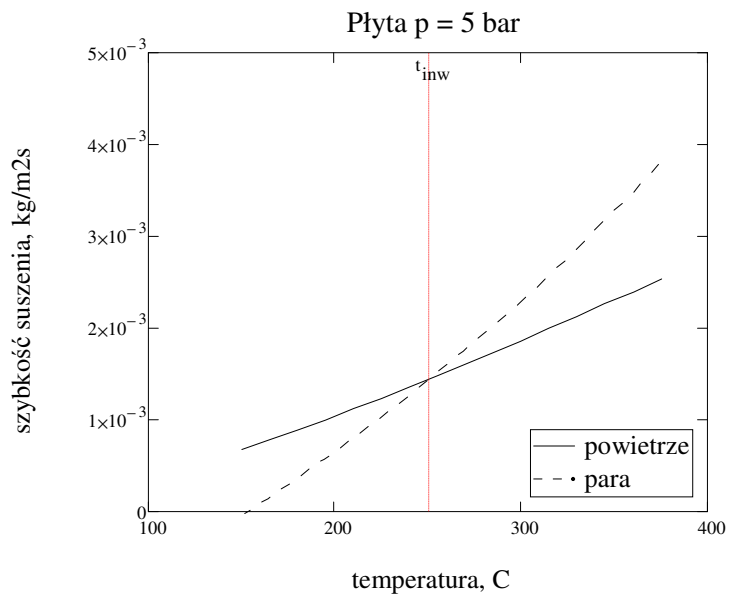
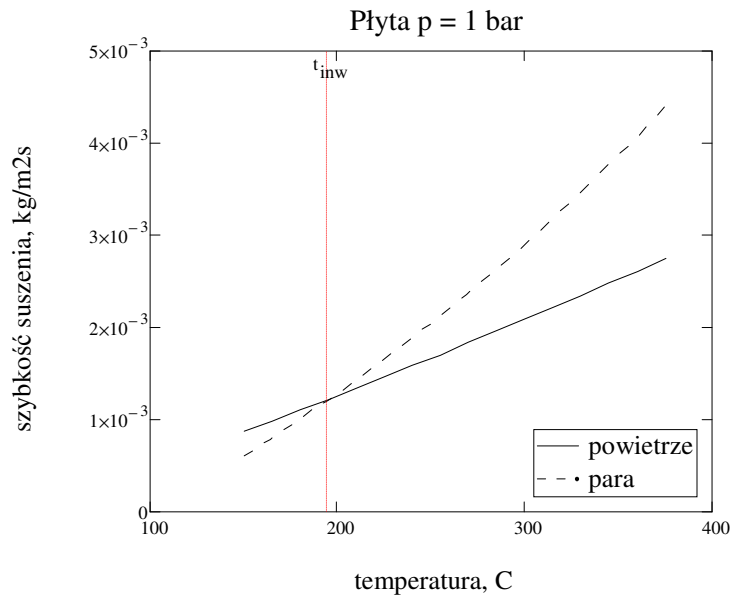
$$\text{dla cząstki kulistej} \quad Nu = 2 + 0.6 Re^{0.5} Pr^{0.33} \quad (2-16)$$

$$\text{dla płyty płaskiej} \quad Nu = 0.036 Re^{0.8} Pr^{0.43} \quad (2-17)$$

Przyjmujemy, że zarówno para i powietrze płyną izolowanym kanałem o przekroju 1 m^2 z natężeniem 5 kg/s , ich prędkość przepływu zostanie więc obliczona na podstawie tych danych i ich gęstości. Średnica cząstki wynosi 1 cm , a długość płyty 1 m . Obliczone szybkości suszenia pokazują rysunki (2-4) i (2-5).



Rys. 2-4. Zależność szybkości suszenia powietrzem i parą cząstki kulistej o średnicy 1 cm od temperatury dla dwu ciśnień 1 i 5 barów
Temperatura inwersji w punkcie przecięcia



Rys. 2-5. Zależność szybkości suszenia powietrzem i parą płyty płaskiej od temperatury dla dwu ciśnień 1 i 5 barów
Temperatura inwersji w punkcie przecięcia

W obliczeniach zastosowano szereg uproszczeń, m.in. zastosowano liniową siłę napędową dla wnikania masy w powietrzu, zaniedbano poprawkę Ackermanna we współczynniku wnikania ciepła, użyto uproszczonych zależności do obliczenia

właściwości fizykochemicznych powietrza i pary (z błędem obliczeniowym kilka procent w stosunku do zależności dokładnych – zob. sekcja 3.1). Mówiąc o poprawce Ackermanna tradycyjnie stosowanej w suszeniu powietrzem, warto zauważyć, że w suszeniu parą można ją z powodzeniem zaniedbać, jak tego dowiedli *Nishimura i in., 1992*. Wykonując dokładne pomiary nad odparowaniem z płaskiej powierzchni wody w parze przegrzanej o temperaturze 200 do 300°C płynącej z prędkością 1.5 do 2.5 m/s w przepływie laminarnym stwierdzili, że wpływ jednoczesnego ruchu masy na ruch ciepła, który zwykle powoduje zwiększenie oporu wnikania ciepła, jest tu kompensowany promieniowaniem gorącej pary.

Uproszczenia te nie mają istotnego wpływu na wartości obliczonych wartości LIT – dla płyty płaskiej *Schwartz i Bröcker, 2000* pod ciśnieniem atmosferycznym otrzymali $LIT = 198.4^{\circ}\text{C}$ tu zaś $LIT = 194.8^{\circ}\text{C}$. Okazuje się również, że nie ma wpływu natężenie masowe przepływu pod warunkiem, że przepływ pozostaje burzliwy. Warto zauważyć natomiast wpływ na wartość temperatury inwersji geometrii układu, jak i ciśnienia. Ze wzrostem ciśnienia temperatura inwersji rośnie, co jest związane z tym, że temperatura nasycenia rośnie, a więc maleje siła napędowa w procesie suszenia parą. Również dla bardziej złożonego modelu procesu suszenia porowatej kuli z oporem transportu ciepła i masy w materiale otrzymano podobną zależność temperatury inwersji od ciśnienia procesu – *Sghaier i in., 2009*.

Obliczając AIT, musimy jednocześnie wykonywać bilanse ciepła i masy obu faz, gdyż z uwagi na wymianę ciepła i masy między fazami parametry strumienia fazy gazowej ulegają istotnym zmianom wzdłuż drogi przepływu, aż do uzyskania równowagi przy bardzo długiej drodze przepływu. Powoduje to znaczny spadek wartości AIT w stosunku do LIT. *Schwartz i Bröcker, 2000* podają np. zmianę AIT z wartości wlotowej 198.6°C (wtedy $AIT = LIT$) do wartości równowagowej 159.3°C.

2.3. Maksymalna szybkość suszenia

Szybkość suszenia parą zależy m.in. od ciśnienia, pod którym jest prowadzony proces. Można to było zauważyć na podstawie wyników obliczeń temperatury inwersji pokazanych na rys. 2-4 i 2-5. Powstaje pytanie: jak szybkość suszenia parą zależy od ciśnienia przy stałych pozostałych parametrach procesu. Problem ten podjęli *Elustondo i in. 2002a*. Analizowali oni zależność szybkości suszenia od ciśnienia dla stałej prędkości przepływu pary. Analizę teoretyczną tego problemu łatwo przeprowadzić dla przypadku usuwania wilgoci niezwiązanej, czyli w okresie stałej szybkości suszenia. Materiał ma wtedy temperaturę równą temperaturze nasycenia, która rośnie ze wzrostem ciśnienia. Maleje więc siła napędowa wnikania ciepła, jednocześnie rośnie gęstość pary, co przy stałej prędkości daje większą pojemność cieplną strumienia pary, a więc temperatura strumienia pary wzdłuż drogi przepływu mniej spada. Te dwa przeciwstawne czynniki powodują, że szybkość suszenia ma maksimum pomiędzy dwiema wartościami ciśnienia, dla których szybkość suszenia wynosi zero. Są to ciśnienie zerowe, gdzie gęstość pary

dąży do zera i ciśnienie, przy którym temperatura nasycenia zrównuje się z temperaturą napływającej pary.

Jako analizowany przypadek wzięto płytę opływana strumieniem pary o ustalonej temperaturze wlotowej. Profil temperatury strumienia pary wzdłuż płyty można wyznaczyć na podstawie bilansu ciepła fazy gazowej:

$$-\frac{d(W_A h_A)}{Bdl} = \alpha(t_s - t_{sat}) - w_{Dl} h_{Asat} \quad (2-18)$$

gdzie w_{Dl} oznacza lokalną szybkość suszenia a B szerokość płyty.

Po dokonaniu różniczkowania iloczynu $W_A h_A$ podstawimy za dW_A/dl wartość wyznaczoną z bilansu masy fazy gazowej

$$\frac{dW_A}{Bdl} = w_{Dl} \quad (2-19)$$

W ten sposób otrzymamy

$$\frac{dh_A}{dl} = -\frac{B}{W_A} [\alpha(t_g - t_{sat}) + w_{Dl}(h_A - h_{Asat})] \quad (2-20)$$

Podstawiając za entalpię pary wyrażenie (2-7) i wstawiając wyrażenie na szybkość suszenia w okresie stałej szybkości (równanie (2-11)), otrzymujemy wyrażenie

$$\frac{dt_s}{dl} = -\frac{B\alpha}{W_A c_{AV}} (t_s - t_{sat}) \left[1 + \frac{c_{AV}}{\Delta h_{v0}} (t_g - t_{sat}) \right] \quad (2-21)$$

które po scałkowaniu od wlotu do danej długości bieżącej daje wyrażenie

$$\ln \frac{\frac{c_{AV}}{\Delta h_{v0}} + \frac{1}{t_{g1} - t_{sat}}}{\frac{c_{AV}}{\Delta h_{v0}} + \frac{1}{t - t_{sat}}} = -\frac{B\alpha}{W_A c_{AV}} l \quad (2-22)$$

Zaniedbując wyrażenie $c_{AV}/\Delta h_{v0}$ jako małe w stosunku do odwrotności różnicy temperatur, ostatecznie otrzymujemy

$$\ln \frac{t_{g1} - t_{sat}}{t_g - t_{sat}} = \frac{B\alpha}{W_A c_{AV}} l \quad (2-23)$$

Wyrażenie po lewej stronie to NTU_H (liczba jednostek wnikania ciepła), a po prawej to l/HTU_H , gdzie HTU_H to długość jednostki wnikania ciepła. Rozwiązanie tego równania ma postać

$$t_g = t_{sat} + (t_{g1} - t_{sat}) e^{-\frac{B\alpha}{W_A c_{AV}} l} \quad (2-24)$$

Szybkość suszenia dla całej płyty obliczymy jako średnią całkową na podstawie obliczonego rozkładu temperatury pary

$$w_D = \frac{1}{L} \frac{\alpha}{c_A} \int_0^L (t_g - t_{sat}) dl \quad (2-25)$$

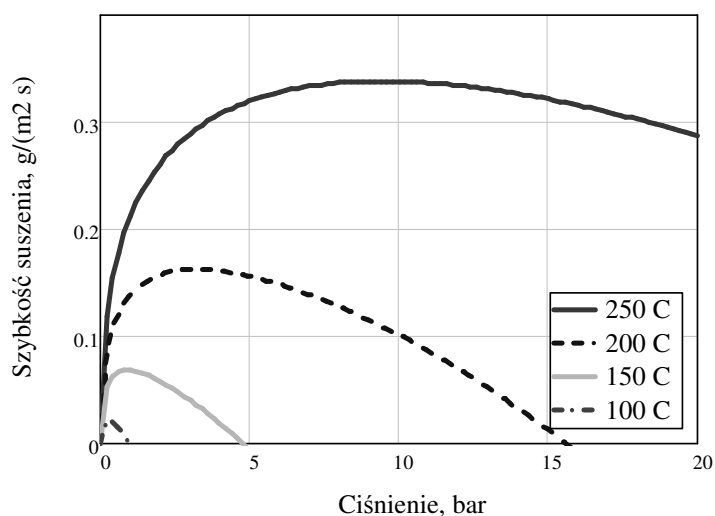
Przykładowe obliczenia wykonano dla prędkości przepływu pary 1 m/s i płyty o szerokości 1 m i długości 1 m w kanale o wysokości 1 m. W tych warunkach w badanym zakresie temperatur pary opływ płyty jest laminarny i lokalny współczynnik wnikania oblicza się z wyrażenia

$$Nu_l = 0.332 Re_l^{1/2} Pr^{1/3} \quad (2-26)$$

Uzależniając masowe natężenie przepływu pary W_A od ciśnienia wg zależności

$$W_A = u_g B H \rho_g(t, P) \quad (2-27)$$

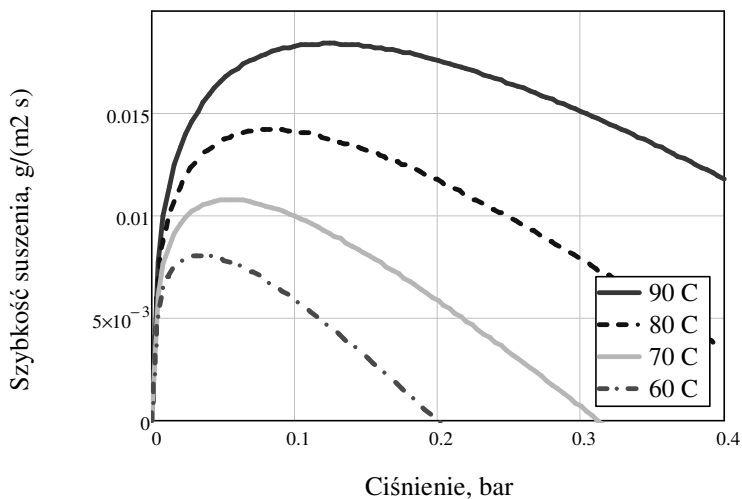
wyznaczono przebieg zależności szybkości suszenia obliczonej z równania (2-25), od ciśnienia w dwóch zakresach temperatur pary wlotowej, które odpowiadają suszeniu pod ciśnieniem większym i równym atmosferycznemu oraz suszeniu pod ciśnieniem mniejszym od atmosferycznego. Wyniki obliczeń pokazano na rys. 2-6 i 2-7.



Rys. 2-6. Zależność szybkości suszenia płyty od ciśnienia dla różnych temperatur wlotowych pary i stałej szybkości strumienia pary – zakres ciśnień powyżej atmosferycznego, $u_g = 1$ m/s

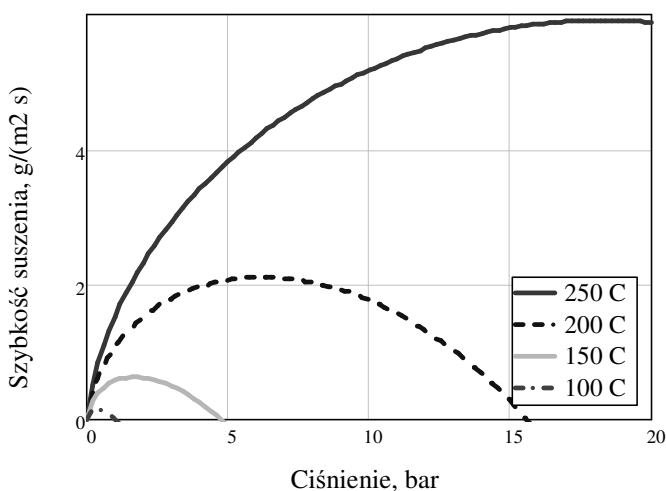
Obliczenia wykazują, że dla stałej szybkości przepływu ze wzrostem temperatury stosowanej pary maksymalną szybkość suszenia uzyskuje się przy coraz wyższym ciśnieniu. W zakresie niskich ciśnień jest on prawie liniowy, co stwierdzili

Elustondo i in., 2002a. W zakresie wysokich ciśnień staje się jednak nieliniowy, uzyskanie maksymalnej szybkości suszenia wymaga coraz większych ciśnień, co staje się trudne do uzyskania z uwagi na koszty aparatury.

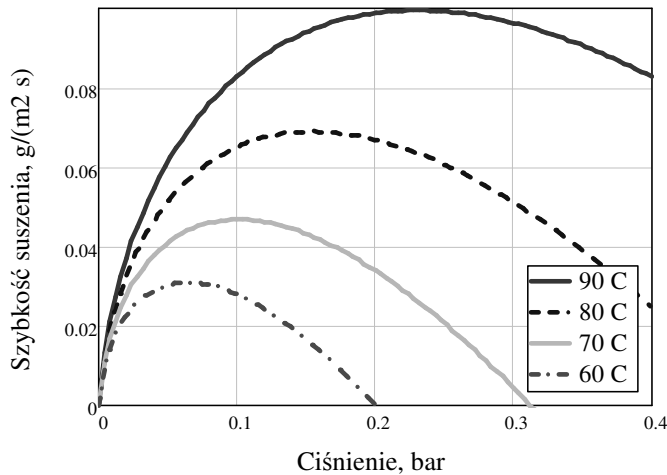


Rys. 2-7. Zależność szybkości suszenia płyty od ciśnienia dla różnych temperatur wlotowych pary i stałej szybkości strumienia pary – zakres ciśnień poniżej atmosferycznego, $u_g = 1$ m/s

Zwiększenie prędkości przepływu od 1 do 10 m/s skutkuje zwiększeniem wartości szybkości suszenia, jak również przesunięciem maksymalnej jej wartości w kierunku większych ciśnień. Pokazano to na rys. 2-8 i 2-9.



Rys. 2-8. Zależność szybkości suszenia płyty od ciśnienia dla różnych temperatur wlotowych pary i stałej szybkości strumienia pary – zakres ciśnień powyżej atmosferycznego, $u_g = 10$ m/s



Rys. 2-9. Zależność szybkości suszenia płyty od ciśnienia dla różnych temperatur wlotowych pary i stałej szybkości strumienia pary – zakres ciśnień poniżej atmosferycznego, $u_g = 10$ m/s

W tym przypadku w obliczeniach lokalnego współczynnika wnikania ciepła zastosowano równanie korelacyjne słuszne dla ruchu burzliwego. Powyższe rozważania teoretyczne są zbieżne z obserwacjami eksperymentalnymi *Sano i in.*, 2005, którzy badali proces suszenia modelowego materiału porowatego w formie płaskiej płyty pod zmniejszonym ciśnieniem. Opierając się na podobnych rozważaniach *Elustondo i in.*, 2002b zaproponowali optymalne warunki suszenia w suszarce półkowej i bębnowej, mając na uwadze proces suszenia produktów spożywczych. Uwzględnili jednakże również opór dyfuzyjny w materiale.

2.4. Głębokość penetracji pary w złożu ziarnistym

Większość publikowanych prac dotyczących suszenia parą traktuje materiały ziarniste jako monolity, które kontaktują się z parą jedynie na powierzchni (por. *Shibata*, 2011). W niektórych typach suszarek występuje jednakże przepływ pary przez warstwę materiału ziarnistego – bądź to nieruchomego, bądź fluidyzowanego. W obu przypadkach, gdy materiał ma temperaturę niższą niż temperatura nasycenia, następuje częściowa kondensacja pary na materiale i strumień pary stopniowo maleje. Po ochłodzeniu się pary do temperatury nasycenia strumień gazowy zanika, gdyż cała para kondensuje w materiale. Sytuacja taka w przypadku złoża fluidalnego może prowadzić do defluidyzacji. Powstaje więc pytanie, na jaką głębokość złoża dociera strumień pary zanim osiągnie temperaturę nasycenia i od jakich czynników zależy głębokość penetracji pary. Orientacyjnie można przyjąć, że głębokość ta jest iloczynem wysokości jednostki wnikania ciepła HTU_H i liczby jednostek wnikania NTU_H

$$h_p = HTU_H NTU_H \quad (2-28)$$

Ponieważ siłą napędową procesu wnikania ciepła od pary do materiału jest różnica temperatur pary i temperatury nasycenia, dlatego ochładzanie pary do temperatury nasycenia wymagałoby nieskończonej drogi kontaktu, przyjmiemy więc, że temperatura końcowa pary wyniesie 1% ponad temperaturę nasycenia. Wtedy liczbę jednostek wnikania określimy jako

$$NTU_H = - \int_{t_1}^{1.01t_{sat}} \frac{dt}{t_g - t_m} = \ln \left(\frac{t_{g1} - t_{sat}}{1.01t_{sat} - t_{sat}} \right) \quad (2-29)$$

zaś liczba wysokość jednostki wnikania to

$$HTU_H = \frac{W_A c_{AV}}{S a_v \alpha} = \frac{u_g \rho_g c_{AV}}{a_v \alpha} \quad (2-30)$$

Ponieważ jednak strumień pary zmniejsza się w trakcie kondensacji, dlatego współczynnik wnikania jako zależny od prędkości będzie się również zmniejszał. Aby uwzględnić ten wpływ zbudowano prosty model, w którym zakłada się stałą temperaturę materiału. Równania bilansowe masy i ciepła strumienia pary mają wtedy postać

$$\frac{dW_A}{dh} = S w_{DI} a_v \quad (2-31)$$

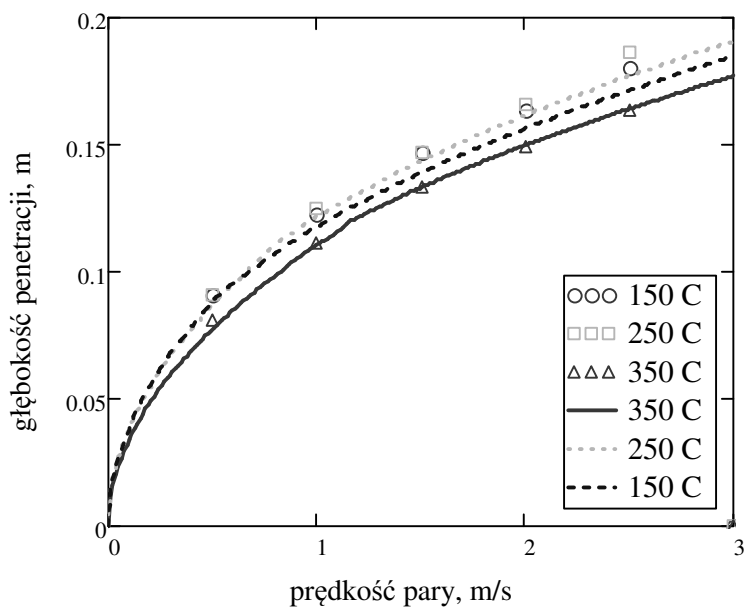
$$\frac{dt_g}{dh} = \frac{S a_v}{W_A c_{AV}} \left[\alpha (t_g - t_{sat}) - w_{DI} (c_{AVm} t_m - c_{AVg} t_g) \right] \quad (2-32)$$

Ponieważ $W_A/S = u_g \rho_g$, było możliwe scałkowanie tych równań, poczynając od temperatury i prędkości początkowej pary, aż do osiągnięcia 101% temperatury nasycenia. Współczynnik wnikania obliczono na podstawie bieżącej prędkości pary dla złoża ziarnistego z równań Yoshidy (równ. (4-110), (4-111)). Przykładowe obliczenia wykonano dla cząstek o średnicy 10 mm i sferyczności 1 (kule), porowatość złoża wynosiła 0.4. Dla tych danych powierzchnia właściwa wynosiła $360 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Szybkość kondensacji w_{DI} była obliczana z zależności (2-10).

Obliczone na tej podstawie głębokości penetracji dla temperatury materiału 20°C i temperatur początkowych pary $150, 250$ i 350°C porównano z wartościami obliczonymi z przybliżonej zależności 2-28. Wyniki przedstawiono na rys. 2-10.

Jak widać, wartości obliczone z przybliżonej zależności nieznacznie tylko odbiegają od modelu. Można je więc obliczać w prosty sposób. Należy pamiętać, że w złożach drobnoziarnistych głębokość penetracji sięga zaledwie kilku centymetrów. Inaczej jest w złożach fluidalnych, gdzie znaczna część pary przepływa w formie pęcherzy. Głębokość penetracji znacznie wtedy wzrasta. Aby jednak uniknąć problemów związanych z całkowitą kondensacją pary w materiale jest wskazane

kontaktowe podgrzewanie materiału czy to na zewnątrz suszarki, czy to w samej suszarce. W przypadku suszarek fluidalnych można zastosować wewnętrzne ogrzewanie przeponowe.



Rys. 2-10. Głębokość penetracji pary w złożu ziarnistym cząstek kulistych o średnicy 10 mm w funkcji prędkości początkowej pary. Temperatury pary ○ – 150, □ – 250, △-350°C – wyniki modelu, linie ciągłe – zależność przybliżona

2.5. Strumienie masy w materiale suszonym

Strumień Darcy jest strumieniem konwekcyjnym wywołanym gradientem sił masowych wewnątrz materiału, który można zapisać jako (Dullien, 1979)

$$w_f = -\frac{k_f}{\nu_f} \left[\nabla \left(p - \frac{2\gamma_f \cos \theta}{r} \right) - \rho_f g \right] \quad (2-33)$$

gdzie k_f jest przepuszczalnością Darcy, γ_f – napięciem powierzchniowym, θ – kątem zwilżania, a r – promieniem poru. Indeks f oznacza fazę ciekłą bądź parową. Dla fazy parowej drugi człon pod znakiem nabli znika. W procesie suszenia można również zaniedbać siłę ciężenia.

Dla fazy ciekłej zakładając, że napięcie powierzchniowe jest funkcją temperatury, a promień poru funkcją zawartości wilgoci X oraz przyjmując, że kąt zwilżania wynosi zero, równanie (2-33) można przekształcić do postaci (Hager *i in.*, 1997)

$$w_L = -\rho_s \kappa (\nabla X + \delta \nabla t_m) - \frac{k_L}{v_L} \nabla p \quad (2-34)$$

gdzie κ jest przewodnością wilgoci (odpowiednik dyfuzyjności), a δ – współczynnikiem termogradientnym. Te dwa człony są zwykle oddzielane od równania Darcy (*Fyhr i Rasmuson, 1996b, Johansson i in., 1997, Pang 1998*). Wtedy przewodność wilgoci jest zastępowana dyfuzyjnością wilgoci w ciele stałym, a iloczyn $\delta\kappa$ jest współczynnikiem termodyfuzji. Dla fazy gazowej strumień Darcy przyjmuje formę

$$w_V = -\frac{k_V}{v_V} \nabla p \quad (2-35)$$

Przepuszczalność Darcy k_L i k_V dla ciał porowatych o otwartych porach, jak np. złoża ziarniste, można wyrazić za pomocą równania Kozeny'ego – Carmana.

$$k_f = \frac{d_p^2}{180\rho_f} \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \quad (2-36)$$

Strumienie dyfuzji i termodyfuzji przyjmują postać odpowiednio

$$w_D = -\rho_s D \nabla X \quad (2-37)$$

$$w_T = -\rho_s D_T \nabla t_m \quad (2-38)$$

gdzie

$$D_T = \delta D \quad (2-39)$$

Dyfuzyjność jest zwykle funkcją zarówno temperatury, jak i zawartości wilgoci. Proponowane do jej opisu równania empiryczne zawarte w tabelicy 2-1 (*Pakowski, 2000b*) zostały wcześniej zebrane w programie do obliczeń suszarniczych dryPAK. Pierwsze z nich wywodzi się z teoretycznego równania dyfuzji aktywowanej postaci

$$D = d \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right) \quad (2-40)$$

gdzie E_a jest energią aktywacji molekuł wilgoci. Pozostałe równania są empiryczne.

Tablica 2-1. Empiryczne postaci równań na dyfuzyjność wilgoci w materiale

Nr	Równanie	Literatura
Równania dwuparametrowe		
1	$D = d_1 \exp(-d_2 / T)$	<i>Rovedo i in., 1995</i>
2	$D = d_1 \exp(-d_2 X)$	<i>Hasatani i Itaya, 1992</i>
Równania trójparametrowe		
3	$D = d_1 \exp(d_2 X) \exp(-d_3 / T)$	<i>Marinos-Kouris i Maroulis, 1995</i>
4	$D = d_1 \exp[-(d_2 + d_3 X) / T]$	<i>Marinos-Kouris i Maroulis, 1995</i>
5	$D = d_1 \exp(-\frac{d_2}{T} + d_3 X)$	<i>Simal, 1998</i>
6	$D = d_1 \exp(-d_2 / X) \exp(-d_3 / T)$	<i>Marinos-Kouris i Maroulis, 1995</i>
7	$D = d_1 X^{d_2} T^{d_3}$	<i>Marinos-Kouris i Maroulis, 1995</i>
8	$D = d_1 X^{d_2} \exp(-d_3 / T)$	<i>Pakowski i in., 2003d</i>
Równania czteroparametrowe		
9	$D = (d_1 + d_2 X^{d_3}) \exp(-d_4 / T)$	<i>Rudobashta i in., 1979</i>
10	$D = d_1 \exp[(d_2 T + d_3 X) \exp(-d_4 / T)]$	<i>Marinos-Kouris i Maroulis, 1995</i>
11	$D = d_1 \exp[d_2 X + d_3 (1 + d_4 X) / T]$	<i>Jayas i in., 1991</i>
12	$D = d_1 [d_2 - d_3 \exp(-d_4 X)]$	<i>Kechaou i in., 1988</i>
Równania pięcioparametrowe		
13	$D = d_1 \exp\left(\sum_{i=1}^3 d_{i+1} X^i\right) \exp(-d_5 / T)$	<i>Marinos-Kouris i Maroulis, 1995</i>
14	$D = d_1 \exp(d_2 T) \exp[d_3 \exp(d_4 T + d_5 T^2) X]$	<i>Marinos-Kouris i Maroulis, 1995</i>
15	$D = d_1 \exp\left(-\left(d_2 + d_3 \exp(-d_4 X)\right)\left(1 / T - 1 / d_5\right)\right)$	<i>Marinos-Kouris i Maroulis, 1995</i>
Równania sześcioparametrowe		
16	$D = d_1 \exp(d_2 T) + d_3 \exp(d_4 T) X + d_5 \exp(d_6 T) X^2$	<i>Marinos-Kouris i Maroulis, 1995</i>
17	$D = d_1 X^{d_2 T + d_3} \exp[(d_4 T + d_5) X + d_6 T]$	<i>Jayas i in., 1991</i>

Dyfuzyjności są rzędu $10^{-8} - 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$. Większe wartości otrzymane z eksperymentu mogą być efektem zaniedbania któregoś z pozostałych członów, wtedy jego udział przejmują na siebie dyfuzyjność, która staje się dyfuzyjnością efektywną.

Przepuszczalność dla gazów k_v z uwagi na ściśliwość jest funkcją ciśnienia zbliżoną do liniowej. Adamski, 2009 zmierzył przepuszczalność dla gazów drewna wierzby energetycznej (*Salix viminalis*), uzyskując wartość ok. $1 \cdot 10^{-12} \text{ m}^2$. Prawie identyczną wartość przyjmują Perre i in., 1992 dla drewna jodły (*Abies grandis*). Adamski w tych samych pomiarach zidentyfikował również współczynnik termodyfuzji, który wynosił ok. $1 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$.

Wykorzystanie tych równań konstytutywnych w modelu procesu opisano w sekcji 3.3.3.

3. TERMODYNAMIKA I KINETYKA PROCESU SUSZENIA PARĄ

3.1. Właściwości pary przegrzanej

Właściwości pary przegrzanej są niezbędne w obliczeniach procesowych suszarek. Z uwagi na komputeryzację obliczeń są niezbędne zależności w postaci funkcji temperatury i ciśnienia. Nie są przydatne popularne tablice parowe w formie tabel i wykresów, jak np. *Raznjević, 1966*.

W zależności od wymaganej dokładności obliczeń można się posługiwać wzorami przybliżonymi bądź dokładnymi. Należy pamiętać, że zależności dokładne wymagają dłuższego czasu obliczeń i są słuszne jedynie w ściśle określonym zakresie temperatury i ciśnienia.

Równania przybliżone

Poniżej pokazano wybrane zależności dla pary wodnej (*Pakowski i in., 1991* z późniejszymi poprawkami).

- Prężność pary wodnej nasyconej (kPa)

$$p_{sat}(t) = \exp\left(A - \frac{B}{C + t}\right) \quad (3-1)$$

gdzie $A = 16.376953$ $B = 3878.8223$ $C = 229.861$

- Ciepło parowania (kJ/kg)

$$\Delta h_v(t) = w_1(w_2 - t)^{w_3} \quad (3-2)$$

gdzie $w_1 = 352.58$ $w_2 = 374.14$ $w_3 = 0.33052$

- Gęstość pary (kg/m³)

$$\rho_s(t, p) = \frac{p M_A}{R (t + t_0)} \quad (3-3)$$

gdzie $M_A = 18.01$ kg/kmol $R = 8.314$ kJ/(kmol K)

- Ciepło właściwe pary pod stałym ciśnieniem (kJ/(kg·K))

$$c_s(t) = c_0 + c_1(t + t_0) + c_2(t + t_0)^2 + c_3(t + t_0)^3 \quad (3-4)$$

$c_0 = 1.883$ $c_1 = -0.16737 \cdot 10^{-3}$ $c_2 = 0.84386 \cdot 10^{-6}$ $c_3 = -0.26966 \cdot 10^{-9}$

- Lepkość dynamiczna pary (Pa·s)

$$\mu_s(t) = m_0 + m_1(t + t_0) + m_2(t + t_0)^2 + m_3(t + t_0)^3 \quad (3-5)$$

$$m_0 = 2.59513 \cdot 10^{-6} \quad m_1 = -1.13929 \cdot 10^{-8} \quad m_2 = 15.8957 \cdot 10^{-11} \quad m_3 = -16.2787 \cdot 10^{-14}$$

- Przewodność cieplna pary (kW/(m·K))

$$\lambda_s(t) = l_0 + l_1(t + t_0) + l_2(t + t_0)^2 + l_3(t + t_0)^3 \quad (3-6)$$

$$l_0 = 7.33946 \cdot 10^{-6} \quad l_1 = -1.0132 \cdot 10^{-8} \quad l_2 = 18.003 \cdot 10^{-11} \quad l_3 = -9.0979 \cdot 10^{-14}$$

Równania wysokiej dokładności

Zależności o wysokiej dokładności są dostępne w Międzynarodowych Tablicach Parowych (np. *Schmidt E., 1989*). Mają one postać podaną poniżej.

- Prężność pary nasyconej (kPa)

$$p_{sat}(t) = p_{cA} \exp \left[\frac{1}{T_r} \cdot \frac{S}{1 + k_6(1 - T_r) + k_7(1 - T_r)^2} - \frac{1 - T_r}{k_8(1 - T_r)^2 + k_9} \right] \quad (3-7)$$

gdzie
$$S = \sum_{n=1}^5 k_n (1 - T_r)^n \quad T_r = \frac{t + t_0}{T_{cA}}$$

$k_1 = -7.691234564$	$k_2 = -26.08023696$	$k_3 = -168.1706546$
$k_4 = 64.23285504$	$k_5 = -118.9646225$	$k_6 = 4.167117320$
$k_7 = 20.97506760$	$k_8 = 10^9$	$k_9 = 6$

W tym i kolejnych równaniach przyjęto następujące wartości parametrów krytycznych wody

$$p_{cA} = 22120 \text{ kPa} \quad T_{cA} = 647.3 \text{ K} \quad v_{cA} = 0.00317 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Równanie (3-7) obowiązuje od temperatury punktu potrójnego do temperatury krytycznej.

- Objętość właściwa, (m³/kg):

$$v_s(t, p) = v_{cA} \left[\begin{array}{l} Z_{cA} \frac{T_r}{p_r} - (B_{11}X^{13} + B_{12}X^3) \\ - 2p_r(B_{21}X^{18} + B_{22}X^2 + B_{23}X) + \\ - 3p_r^2(B_{31}X^{18} + B_{32}X^{10}) + \\ - 4p_r^3(B_{41}X^{25} + B_{42}X^{14}) + \\ - 5p_r^4(B_{51}X^{32} + B_{52}X^{28} + B_{53}X^{24}) \end{array} \right] \quad (3-8)$$

gdzie $Z_{cA} = \frac{R_A T_{cA}}{P_{cA} v_{cA}}$ $p_r = \frac{p}{P_{cA}}$ $X = \exp[b(1 - T_r)]$

$b = 0.763333333333$

$B_{11} = 0.06670375918$

$B_{12} = 1.388983801$

$B_{21} = 0.08390104328$

$B_{22} = 0.02614670893$

$B_{23} = -0.03373439453$

$B_{31} = 0.4520918904$

$B_{32} = 0.1069036614$

$B_{41} = -0.5975336707$

$B_{42} = -0.08847535804$

$B_{51} = 0.5958051609$

$B_{52} = -0.5159303373$

$B_{53} = 0.2075021122$

Wyrażenie (3-8) obowiązuje w podobzdarze 2 (wg klasyfikacji International Formulation Committee). Z punktu widzenia procesu suszenia obszar ten obejmuje również zakres ciśnień poniżej linii nasycenia i temperatur od punktu potrójnego do 350°C. Powyżej tej temperatury obowiązuje dla ciśnień poniżej linii β_L , której równanie znajduje się w tablicach parowych (*Schmidt, 1989*).

- Ciepło właściwe pod stałym ciśnieniem (kJ/(kg K)):

Tablice parowe (*Schmidt, 1989*) nie zawierają wyrażenia do obliczania tego parametru. Można go obliczyć na podstawie wyrażenia

$$c_{ps}(t, p) = \frac{P_{cA} v_{cA}}{T_{cA}} \left(-T_r \frac{\partial^2 \zeta_B}{\partial T_r^2} \Big|_{p_r} \right) \quad (3-9)$$

gdzie funkcja ζ_B to zredukowana entalpia Gibbsa ($G/(p_{cA} v_{cA})$). Zróżniczkowaną postać tej funkcji, pochodzącej z tablic parowych podają *Devahastin i Mujumdar, 2000*.

$$\begin{aligned}
\left. \frac{\partial^2 \zeta_B}{\partial T_r^2} \right|_{p_r} &= -B_0 T_r^{-1} + 2B_{03} + 6B_{04} T_r + 12B_{05} T_r^2 + \\
&- (169B_{11} X^{13} + 9B_{12} X^3) b^2 p_r + \\
&- (324B_{21} X^{18} + 4B_{22} X^2 + B_{23} X) b^2 p_r^2 + \\
&- (324B_{31} X^{18} + 100B_{32} X^{10}) b^2 p_r^3 + \\
&- (625B_{41} X^{25} + 196B_{42} X^{14}) b^2 p_r^4 + \\
&- (1024B_{51} X^{32} + 784B_{52} X^{28} + 576B_{53} X^{24}) b^2 p_r^5
\end{aligned} \tag{3-10}$$

gdzie

$$\begin{aligned}
B_0 &= 16.83599274 & B_{03} &= 0.4330662834 \\
B_{04} &= -0.6547711697 & B_{05} &= 0.08565182058
\end{aligned}$$

Pozostałe współczynniki zdefiniowano wyżej. Równanie (3-10) zawiera jedynie dziewięć pierwszych wyrazów pełnego wyrażenia podawanego przez Schmidta. Pominięcie pozostałych powoduje błąd nie większy niż 0.0005%. Wyrażenie (3-10) obowiązuje w podzakresie 2 podobnie jak wyrażenie na objętość właściwą.

- Lepkość dynamiczna pary (Pa·s)

$$\mu_{s1} = [b_1(T_r - b_2) + b_3] \cdot 10^{-7} \tag{3-11}$$

$$\mu_{s2} = \mu_{s1} + \left[\frac{1}{v_{rA}} (c_1 - c_2(T_r - c_3)) \right] \cdot 10^{-7} \tag{3-12}$$

$$\mu_{s3} = \mu_{s1} + \left(\frac{d_1}{v_{rA}} + \frac{d_2}{v_{rA}^2} + \frac{d_3}{v_{rA}^3} \right) \cdot 10^{-7} \tag{3-13}$$

$$\begin{aligned}
\text{gdzie } b_1 &= 263.4511 & b_2 &= 0.4219836243 & b_3 &= 80.4 \\
c_1 &= 586.1198738 & c_2 &= 1204.753943 & c_3 &= 0.4219836243 \\
d_1 &= 111.3564669 & d_2 &= 67.32080129 & d_3 &= 4.219836243
\end{aligned}$$

Równanie (3-11) stosuje się dla ciśnienia 1 bar i temperatury od 100 do 700°C z tolerancją $\pm 1\%$ poniżej 300°C i $\pm 3\%$ powyżej. Równanie (3-12) dla ciśnień powyżej 1 bar do p_{sat} i temperatur od 100 do 300°C z tolerancją $\pm 1\%$, zaś równanie (3-13) dla ciśnień od 1 do 800 bar i temperatur od 375 do 800°C z tolerancją $\pm 4\%$. W praktyce można je stosować w zakresie od temperatury nasycenia do 500°C przy ciśnieniach do 5 barów z maksymalnym błędem 0.897% (*Devahastin i Mujumdar, 2000*).

- Przewodność cieplna pary (W/(m·K))

$$\lambda_{s1}(t) = l_0 + l_1 t + l_2 t^2 + l_3 t^3 \quad (3-14)$$

$$\lambda_s(t, p) = \lambda_{s1} + (l_4 + l_5 t + l_6 t^2) \rho_s + \frac{l_7}{t^r} \rho_s^2 \quad (3-15)$$

gdzie

$l_0 = 17.6$	$l_1 = 0.0587$	$l_2 = 1.04 \cdot 10^{-4}$
$l_3 = -4.51 \cdot 10^{-8}$	$l_4 = 103.51$	$l_5 = 0.4198$
$l_6 = -2.771 \cdot 10^{-5}$	$l_7 = 2.1482 \cdot 10^{-14}$	$r = 4.20$

ρ_s – gęstość pary w g/cm³

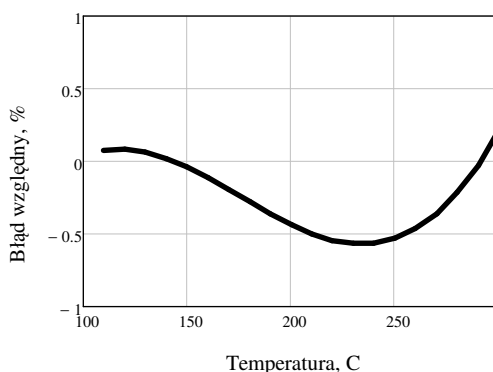
Równanie (3-14) jest słuszne dla ciśnienia 1 bar i temperatur 100 do 700°C z tolerancją poniżej 4%, a równanie (3-15) dla ciśnień większych od 1 bara. Jego stosowalność obejmuje szereg przedziałów ciśnień i temperatur. Dla zastosowań suszarniczych jest ważny przedział od 1 do 175 barów i t_{sat} do 700°C, gdzie jest ono spełnione z tolerancją 6%.

Temperaturę nasycenia pod danym ciśnieniem znajduje się przez rozwiązanie równania (3-1) lub (3-7). Równanie (3-1) ma rozwiązanie analityczne, równanie (3-7) można rozwiązać jedynie numerycznie.

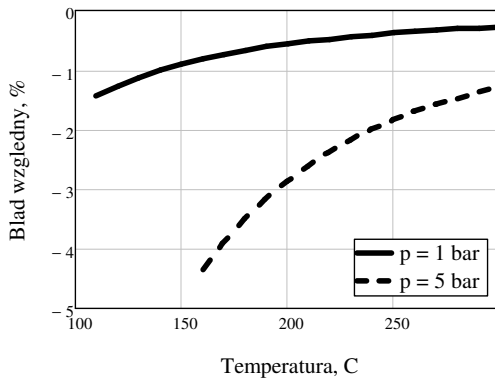
Porównanie równań przybliżonych z równaniami dokładnymi pokazano poniżej na wykresach procentowego błędu względnego obliczanego jako

$$\Delta = \frac{w_{\text{dok.}} - w_{\text{przybl.}}}{w_{\text{dok.}}} 100\% \quad (3-16)$$

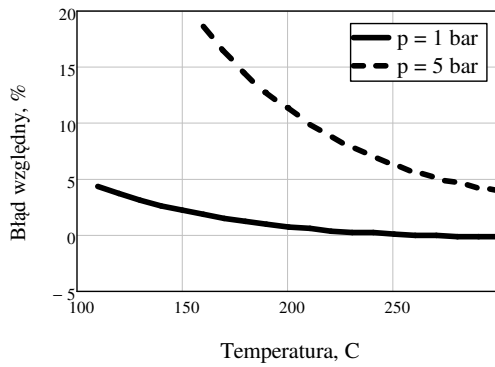
gdzie w oznacza daną właściwość.



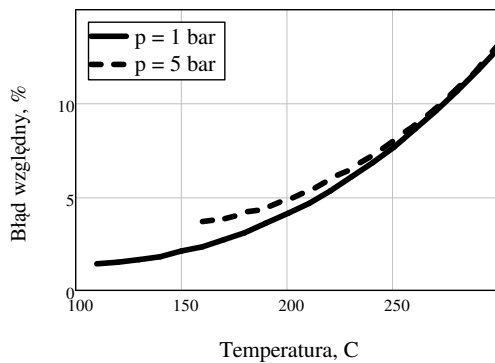
Rys. 3-1. Błąd względny równania przybliżonego na prężność pary nasyconej



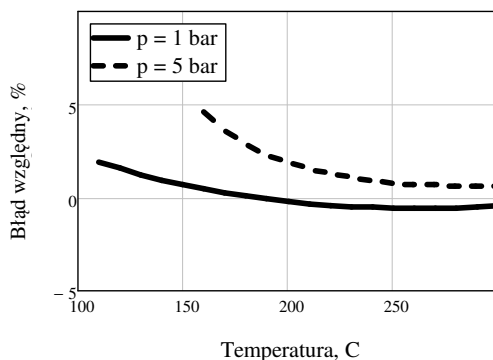
Rys. 3-2. Błąd względny równania przybliżonego na objętość właściwą pary przegrzanej



Rys. 3-3. Błąd względny równania przybliżonego na ciepło właściwe pod stałym ciśnieniem pary przegrzanej



Rys. 3-4. Błąd względny równania przybliżonego na lepkość dynamiczną pary przegrzanej



Rys. 3-5. Błąd względny równania przybliżonego na przewodność cieplną pary przegrzanej

Z obliczonych błędów wynika, że równania przybliżone dla ciśnienia 1 bar są wystarczająco dokładne dla obliczeń technicznych z błędem poniżej 5%, z wyjątkiem równania na lepkość, którego błąd rośnie do blisko 15% ze wzrostem temperatury do 300°C. Dla ciśnienia wyższego niż 5 barów błąd ten jest już znaczny (z wyjątkiem równania na przewodność cieplną) i dlatego nie zaleca się stosowania równań przybliżonych dla ciśnień wyższych niż atmosferyczne.

3.2. Równowaga termodynamiczna para-ciało stałe

Wilgoć, zwykle woda, może być zawarta w ciele stałym w postaci swobodnej lub związanej. Umownie wilgoć swobodna to ta, która wywiera tę samą prężność pary co w stanie ciekłym. Wilgoć związana zaś to ta, której prężność pary nad ciałem stałym jest niższa niż prężność jej pary nasyconej. Różne są przyczyny tego obniżenia prężności: wilgoć jest zawarta w kapilarach i porach o tak małych rozmiarach, że obniżenie to jest związane z prawem Kelvina, wilgoć może być związana siłami van der Waalsa z powierzchnią ciała stałego, może być rozpuszczona w ciele stałym w postaci żelu lub w inny sposób. Nie cała wilgoć generuje prężność pary nad ciałem stałym, wilgoć związana chemicznie lub zaokludowana w kryształach nie wykazuje żadnej prężności pary. Wilgoć ta pozostaje w ciele stałym mimo, że jej prężność cząstkowa nad ciałem stałym jest zero.

Ponieważ na powierzchni kontaktu wilgotnego ciała stałego i otaczającej ją atmosfery zakładamy równowagę termodynamiczną, dlatego znajomość tej równowagi jest niezbędna do wyznaczenia warunków brzegowych wnikania ciepła i masy zarówno w fazie stałej, jak i gazowej.

Przebieg zależności prężności cząstkowej pary p od zawartości wilgoci X w danej temperaturze przedstawia się zwykle w postaci izoterm sorpcji – równ. (3-17)

$$\varphi \equiv \frac{P}{p_s(t)} = f(X) \quad (3-17)$$

Prężność pary wilgoci przedstawia się w formie bezwymiarowej, odnosząc ją do prężności pary nasyconej w tej samej temperaturze. Wielkość ta jest nazywana w naukach technicznych wilgotnością względną. W naukach przyrodniczych stosuje się raczej aktywność wody. Istnieje wiele równań teoretycznych, półempirycznych i empirycznych, które opisują kształt izotermy sorpcji. Graficznie zależność (3-17) przebiega od wartości $\varphi = 0$ dla $X = 0$ (lub nieznacznie większej niż zero) do wartości $\varphi = 1$ powyżej pewnej wartości X_c uważanej za granicę zawartości wilgoci związanej. Wartość X_c teoretycznie powinna równać się wilgotności krytycznej uzyskiwanej z krzywej kinetyki suszenia (rozdz. 3.3), lecz zwykle jest od niej mniejsza. W zakresie $X \in \langle 0, X_c \rangle$ krzywa ma kształt zbliżony do litery S. Istnieje szczegółowa klasyfikacja kształtu izoterm na pięć typów wg teorii BET. Wśród równań izoterm sorpcji typu (3-17) największe znaczenie mają izotermy BET, GAB, Oswina, Halseya. Zależności te obowiązują dla jednej konkretnej temperatury; należy również pamiętać, że przebieg zależności równowagowej jest inny dla adsorpcji i desorpcji i może wystąpić tzw. histereza sorpcji (*Mujumdar, 2007*). Krzywa adsorpcji w układzie $\varphi(X)$ leży wtedy wyżej niż krzywa desorpcji. Do celów suszarniczych posługujemy się zawsze izotermą desorpcji. Ponieważ przebieg równowagi sorpcyjnej zależy od temperatury, lepszą formą równania (3-17) jest równanie (3-18)

$$\varphi \equiv \frac{P}{p_s(t)} = f(t, X) \quad (3-18)$$

Równanie opisujące zależność równowagowej wilgotności względnej od zarówno temperatury, jak i zawartości wilgoci jest trójwymiarową powierzchnią w układzie współrzędnych t, X, φ .

W przypadku suszenia parą przegrzaną prężność cząstkowa pary w równowadze z materiałem suszonym jest równa ciśnieniu, pod którym jest prowadzony proces, a więc równanie równowagi przyjmuje postać

$$\varphi \equiv \frac{P_0}{p_s(t)} = f(t, X) \quad (3-19)$$

Ponieważ ciśnienie to pozostaje stałe w trakcie procesu, równanie (3-19) nazywamy izobarą sorpcji. Izoterma i izobara sorpcji to zapis tej samej równowagi. Wykorzystując dowolne równanie typu (3-18), można wygenerować zarówno izotermy, jak i izobary sorpcji. Przykładowo pokazano to dla przypadku zmodyfikowanego równania Hendersona II². Współczynniki równania dobrano do wyników badań

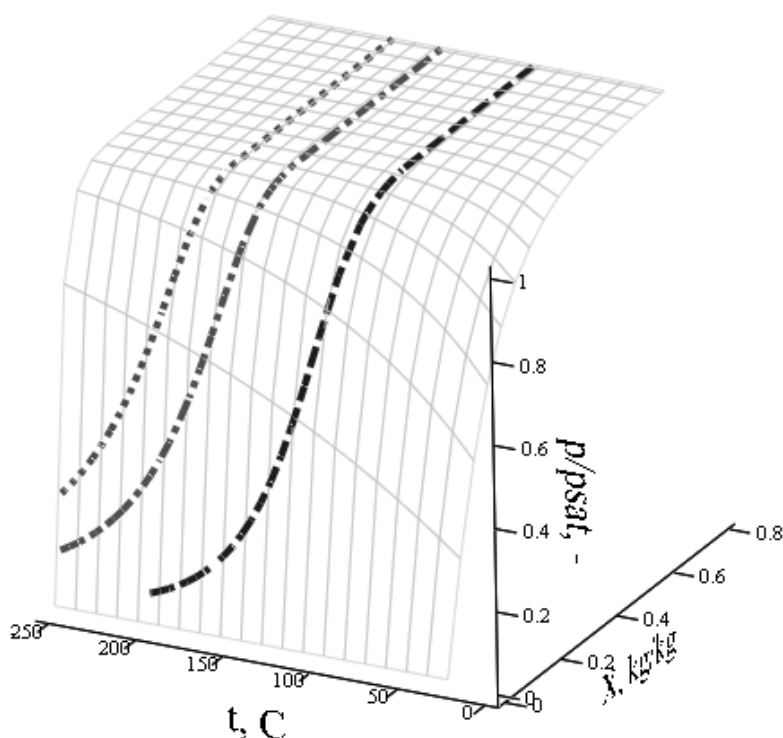
² Zob. tablica 3-1.

nad równowagą sorpcyjną wierzby energetycznej *Salix viminalis*, przedstawionych w pracy Pakowski in., 2007a. Ma ono postać

$$\varphi(t, X) = 1 - \exp[-a(b+t)X^c] \quad (3-20)$$

gdzie $a = 0.110$, $b = 39.093$ i $c = 1.068$.

Na rys. 3-6 pokazano przebieg tej zależności. Jednocześnie naniesiono trzy izobary sorpcji otrzymane dla ciśnienia pary P_0 , $5P_0$ i $10P_0$, gdzie P_0 to ciśnienie atmosferyczne. Na rys. 3-7 pokazano przebieg izobar wygenerowanych z równania (3-20), zaś na rys. 3-8 przebieg izoterm dla trzech wybranych temperatur.

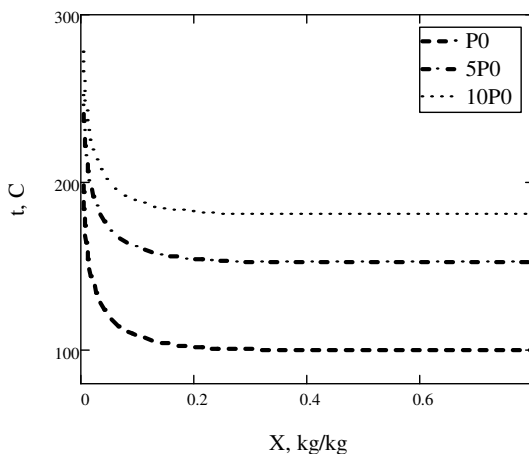


Rys. 3-6. Powierzchnia równowagi ciało stałe – para wg równania Hendersona dopasowanego do danych dla wierzby energetycznej *Salix viminalis*
 Izobary: --- P_0 , - · - $5P_0$, · · · $10P_0$

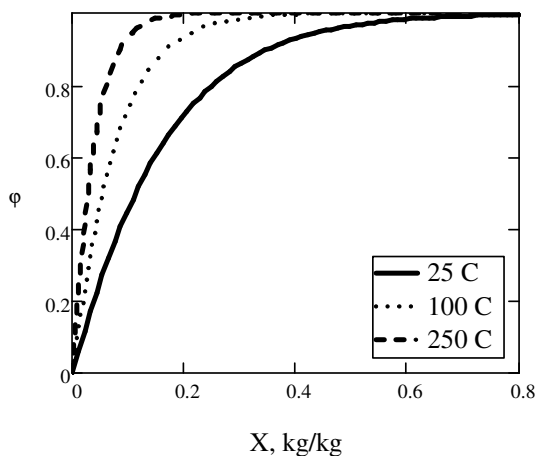
Zwykle izoterm sorpcji otrzymuje się eksperymentalnie dla temperatur nieprzekraczających temperatury wrzenia, a izobary powyżej tej temperatury, przy danym ciśnieniu. Nie ma jednak znaczenia czy prężność pary nad ciałem stałym jest cząstkowa, jak w przypadku izoterm, gdzie para wodna występuje w mieszaninie z powietrzem, czy stanowi ciśnienie całkowite jak w przypadku izobar sorpcji. W literaturze nie dokonuje się korekty prężności pary nasyconej związanej

z wartością ciśnienia ogólnego, choć dla ciśnień ogólnych przekraczających 3 bary powinno się ją stosować.

W rezultacie wyniki pomiarów izoterm i izobar sorpcji można uogólnić jednym równaniem, którego można używać zarówno w suszeniu powietrznym, jak i parowym.



Rys. 3-7. Izobary sorpcji dla ciśnień pary jak na rys. 3-6



Rys. 3-8. Izotermie sorpcji z rys. 3-6 dla trzech wybranych temperatur

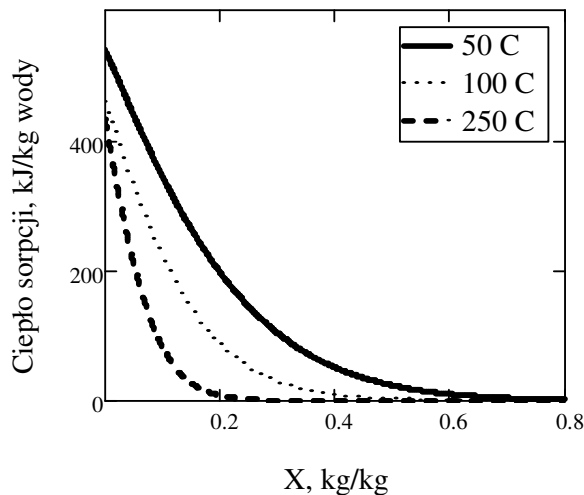
Postać równania równowagi (3-18) jest również przydatna do określania izosterycznego ciepła sorpcji, które jest ciepłem potrzebnym do oddzielenia wilgoci związanej od ciała stałego. Wykorzystuje się wtedy równanie Clausiusa-Clapeyrona, które przyjmuje wówczas postać

$$\Delta h_s = -\frac{R}{M_A} \left[\frac{d \ln \phi}{d(1/T)} \right]_{X=\text{const}} \quad (3-21)$$

Zależność ciepła sorpcji można obliczyć z powyższej zależności analitycznie (dla niektórych równań równowagi), dla pozostałych zaś numerycznie. W przypadku równania Hendersona analityczne wyrażenie na izosteryczne ciepło sorpcji przyjmuje postać

$$\Delta h_s = -\frac{R}{M_A} (t+t_0)^2 \frac{aX^c \exp[-aX^c(b+t)]}{\exp[-aX^c(b+t)]-1} \quad (3-22)$$

Zależność tę pokazano na rys. 3-9.



Rys. 3-9. Ciepło sorpcji wygenerowane z równania Hendersona dla drewna wierzby *Salix viminalis*

Izosteryczne ciepło sorpcji wygenerowane na podstawie tego równania zależy od temperatury, co jest sprzeczne z założeniem stałego ciepła sorpcji, które leży u podstaw równania Clausiusa-Clapeyrona – *Smith i in., 2001*. Świadczy to zarówno o przybliżonym charakterze równania C-C, jak i o tym, że równanie Hendersona jako empiryczne jest niespójne termodynamicznie. Zwykle jednak, nie dysponując pomiarami ciepła sorpcji, które są bardziej wiarygodne (np. za pomocą jednoczesnej analizy TG i DSC – *Mulet i in., 1999, Ferrase i Lecomte, 2004*) posługujemy się wartościami ciepła sorpcji z równania C-C uśrednionymi w danym zakresie temperatur.

Śśród ponad 70 równań równowagi sorpcyjnej dostępnych w literaturze (*van der Berg, 1983* podaje 74 równania) wybrano 21, które przedstawiają zależność równowagowej prężności pary od zawartości wilgoci i temperatury, a więc opisują

powierzchnię równowagi i w związku z tym nadają się do użytku w suszeniu parą przegrzaną. Równania te pokazano w tablicy 3-1. W większości przypadków oryginalne wyrażenie otrzymano w formie równania (3-19), gdzie wilgotność względna jest zmienną zależną, a zawartość wilgoci zmienną niezależną, w pozostałych odwrotnie. W obu przypadkach w tablicy 3-1 podano również drugą postać równania, jeśli można ją było łatwo uzyskać analitycznie. W pozostałych przypadkach pozostaje rozwiązanie numeryczne. Nie zachowano oryginalnej symboliki stosowanej do oznaczania współczynników równań, szczególnie półempirycznych. Ze względów praktycznych oznaczono je symbolem s z indeksami od 1 do maksymalnie 6 (w zależności od tego ile współczynników zawiera równanie). Mając do dyspozycji dane eksperymentalne zmierzonych izobar i izoterm sorpcji, można do nich dopasować jedno z równań z tablicy 3-1, oceniając jakość dopasowania za pomocą współczynnika korelacji wielokrotnej R^2 . Takie dopasowanie uzyskano m.in. dla tytoniu (*Pakowski i in., 2006b*), kilku gatunków drewna stosowanego jako paliwo odnawialne (*Pakowski i in., 2003a, Pakowski i in., 2005a, Pakowski i in., 2005b, 2005c*) i ostatnio lignitu (*Pakowski i in., 2011a*).

W zagadnieniach praktycznych mamy czasem do czynienia z przypadkiem ciał stałych rozpuszczalnych w wilgoci. Sytuacja taka występuje w procesie suszenia cukru oraz soli mineralnych. Izoterm sorpcji nie osiągają wówczas plateau dla $\phi = 1$, lecz dla wartości niższej odpowiadającej prężności pary nad nasyconym roztworem danej substancji (por. równanie Henderson III). Należy wtedy znać zależność prężności pary nad roztworem nasyconym od temperatury.

Innym ważnym przypadkiem jest równowaga dla mieszanin ciał stałych. Istnieją teorie pozwalające ustalić równowagę również w takim przypadku jak np. izoterma sorpcji solonego mięsa wieprzowego (*Comaposada i in., 2000*). Procedury obliczeniowe pozwalające na obliczanie równowag para wilgoci- ciało stałe dla takich szczególnych przypadków zawarte zostały w programie dryPAK, który powstał w 1993 r. i opisane w jego podręczniku (*Pakowski Z., 2000b*). Ich przytaczanie w tym miejscu wykracza poza zakres tej pracy.

Tablica 3-1. Równania równowagi sorpcyjnej para wilgoci-ciąto stałe zależne od temperatury

Nr	Nazwa	Równanie na φ	Równanie na X	Lit.
Równania dwuparametrowe				
1	Henderson	$\ln(1 - \varphi) = -s_1 \Gamma X^{s_2}$	$X = \left[\frac{\ln(1 - \varphi)}{-s_1 \Gamma} \right]^{\frac{1}{s_2}}$	Henderson, 1952
2	Chung i Pfost	$\ln \varphi = -\frac{s_1}{RT} \exp(-s_2 X)$	$X = -\frac{1}{s_2} \ln \left(\frac{RT \ln \varphi}{-s_1} \right)$	Chung i Pfost, 1967
Równania trójparametrowe				
3	Aguerre i in.	$\ln \varphi = -\frac{s_1 s_2 X}{1 - \frac{1}{s_3} - \frac{1}{T} - 1}$	$X = \frac{\ln \left[\frac{1}{s_3} - \frac{1}{T} - 1 \right] \ln \varphi - \ln s_1}{\ln s_2}$	Aguerre et al., 1986
4	Mod. Henderson I	$\varphi = 1 - \exp[-(s_1 \Gamma + s_2 X^{s_3})]$	$X = \frac{1}{s_3} \ln \left[\frac{\ln(1 - \varphi) + s_1 \Gamma}{s_2} \right]$	Cyt. w Pakowski, 2000b
5	Mod. Henderson II	$\varphi = 1 - \exp[-s_1(s_2 + \Gamma)X^{s_3}]$	$X = \frac{1}{s_3} \ln \left[\frac{\ln(1 - \varphi)}{-s_1(s_2 + \Gamma)} \right]$	Mizrahi et al., 1970
6	Mod. Henderson III	$\varphi = s_1 \left[1 - \exp(-s_2 \Gamma X^{s_3}) \right]$	$X = \left[\frac{\ln(1 - \varphi / s_1)}{-s_2 \Gamma} \right]^{\frac{1}{s_3}}$	Cyt. w Pakowski, 2000b
7	Mod. Henderson IV	$\ln(1 - \varphi) = -s_1 X^{s_2} \Gamma^{s_3}$	$X = \frac{1}{s_2} \ln \left[\frac{\ln(1 - \varphi)}{-s_1 \Gamma^{s_3}} \right]$	Cyt. w Pakowski, 2000b

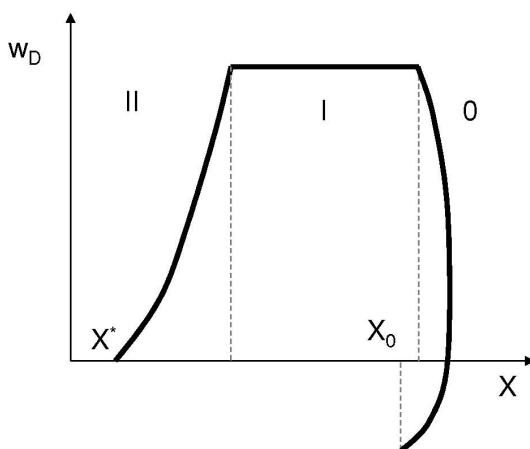
8	Mod. Halsey I	$\varphi = \exp\left[-X^{s_3} \exp(s_1 - s_2 T)\right]$	$X = \frac{1}{s_3} \ln \left[\frac{\ln \varphi}{-\exp(s_1 - s_2 T)} \right]$	<i>Mizrahi et al., 1970</i>
9	Mod. Chung i Pfozt	$\varphi = \exp \left[-\frac{s_1}{s_3 + T} \exp(-s_2 X) \right]$	$X = -\frac{1}{s_2} \ln \left[-\frac{s_3 + T}{s_1} \ln \varphi \right]$	<i>Mizrahi et al., 1970</i>
10	BET T	$\varphi = \frac{(X - X_m) s_1 - 2X + \sqrt{\Delta}}{2(s_1 - 1)X}$ gdzie $\Delta = [(X - X_m) s_1 - 2X]^2 + 4(s_1 - 1)X^2$	$X = X_m \frac{s_1 \varphi}{(1 - \varphi)[1 + (s_1 - 1)\varphi]}$ gdzie $X_m = -s_2 T + s_3$	<i>Motarijemi, 1988</i>
Równania czteroparametrowe				
11	Chen i Clayton	$\varphi = \exp[-s_1 T^{s_2} \exp(-s_3 T^{s_4} X)]$	$X = -\frac{1}{s_3 T^{s_4}} \ln \left[\frac{\ln \varphi}{s_1 T^{s_2}} \right]$	<i>Chen, Clayton, 1971</i>
12	Day i Nelson I	$1 - \varphi = \exp(-s_1 T^{s_2} X^{s_3 T^{s_4}})$	$X = \left(-\frac{\ln(1 - \varphi)}{s_1 T^{s_2}} \right)^{\frac{1}{s_3 T^{s_4}}}$	<i>Day, Nelson, 1965</i>
13	Strohman i Yoerger I	$\ln \varphi = s_1 \ln p_s(T) \exp(s_2 X) + s_3 \exp(s_4 X)$	numerycznie	<i>Strohman, Yoerger, 1967</i>
14	Mod. Halsey II	$\varphi = \exp[-s_1 \exp(s_2 - s_3 T) X^{s_4}]$	$X = \left(-\frac{\ln \varphi}{s_1 \exp(s_2 - s_3 T)} \right)^{\frac{1}{s_4}}$	<i>Costa i in., 1997</i>
Równania pięcioparametrowe				
15	Haynes	$\ln[\varphi p_s(T)] = (s_1 + s_2 X) \ln p_s(T) + s_3 + s_4 X + s_5 X^2$	numerycznie	<i>Haynes, 1961</i>
16	Strohman i Yoerger II	$\ln \varphi = s_1 \ln[s_3 p_s(T)] \exp(s_2 X) + s_3 \exp(s_4 X)$	numerycznie	<i>Strohman, Yoerger, 1967</i>

Równania sześcioparametrowe			
17	Werling	$\ln[\varphi_s(T)] = s_1 + s_2 X - (s_3 + s_4 X + s_5 / X + s_6 / X^2) / T$	Werling, 1978
18	Day i Nelson II	$\varphi = 1 - \exp\left\{-s_1(s_5 T + s_6)^{s_2} (100X)^{s_3(s_5 T + s_6)^{s_4}}\right\}$	Day i Nelson, 1965
19	Karlisson i Soiminen	$\varphi = \exp\left[\frac{T \exp(-s_1 X - s_2 \sqrt{X} - s_3)}{\exp(-s_4 X - s_5 \sqrt{X} - s_6)}\right]$	Karlisson i Soiminen, 1982
20	GAB T - I	$\varphi = \frac{(X - X_m)CK - 2XK + \sqrt{\Delta}}{2(C-1)XK^2}$ <p>gdzie</p> $\Delta = [(X - X_m)CK - 2XK]^2 + 4(C-1)K^2 X^2$	Motarjemi, 1988
21	GAB T - II	$\varphi = \frac{(X - X_m)CK - 2XK + \sqrt{\Delta}}{2(C-1)XK^2}$ <p>gdzie</p> $\Delta = [(X - X_m)CK - 2XK]^2 + 4(C-1)K^2 X^2$	Comaposada et al., 2000

Uwaga: jasne tło oznacza równanie oryginalne, szare tło równanie przekształcone.

3.3. Kinetyka procesu

Kinetyka procesu suszenia jest rozumiana jako przebieg zmian średniej zawartości wilgoci X , kg/kg oraz średniej temperatury materiału t_m , °C w czasie. Zależność $X(\tau)$ nazywamy krzywą kinetyki suszenia, a zależność $t_m(\tau)$ krzywą temperaturową suszenia. Krzywe te dla suszenia parą pokazano na rys. 2-1b. Dodatkowo kinetykę suszenia przedstawia się w postaci zależności szybkości suszenia $w_D(X)$ jako tzw. krzywą szybkości suszenia. Dla suszenia parą ma ona postać pokazaną na rys. 3-10.



Rys. 3-10. Krzywa szybkości suszenia parą

Na krzywej szybkości suszenia widać wyraźnie wzrost zawartości wilgoci związany z kondensacją pary na zimnym materiale. Jednocześnie następuje szybkie nagrzewanie materiału, aż do osiągnięcia temperatury nasycenia pary pod danym ciśnieniem. Odcinek kondensacji na krzywej szybkości suszenia charakteryzuje się ujemną szybkością suszenia przy jednoczesnym wzroście zawartości wilgoci. Okres stałej szybkości to okres, w którym odparowuje woda niezwiązana, w tym okresie temperatura materiału pozostaje stała, a o szybkości decydują jedynie warunki zewnętrzne wobec materiału. W okresie malejącej szybkości odparowuje woda związana, szybkość suszenia zaczyna być limitowana szybkością transportu masy wewnątrz materiału. Z powodu zmniejszania się szybkości odparowania temperatura materiału rośnie. Po bardzo długim czasie kontaktu zawartość wilgoci w materiale osiąga wartość równowagową, a temperatura osiąga temperaturę pary suszącej.

Wymienione krzywe wyznacza się w sposób eksperymentalny. Przewidywanie szybkości suszenia w okresie kondensacji i w okresie stałej szybkości suszenia opisano w sekcji 2.1.4. Poniżej przedstawiono sposoby przewidywania szybkości suszenia w okresie malejącej szybkości.

3.3.1. Brak oporu wnikania masy w materiale

Miarą stosunku oporów wnikania w fazie stałej i gazowej jest liczba Biota Bi_M , będąca ilorazem tych dwu wartości. W przypadku suszenia powietrzem dla ruchu masy niski opór wnikania masy w materiale ma miejsce umownie dla $Bi_M < 0.1$. Zachodzi to przy bardzo małych rozmiarach ciała stałego (materiał drobnoziarnisty). Wtedy profile zawartości wilgoci w cząstce są płaskie i szybkość suszenia można obliczyć, mnożąc współczynnik wnikania masy w fazie gazowej przez siłę napędową będącą różnicą wilgotności bezwzględnej powietrza na powierzchni materiału i w fazie gazowej. Ta pierwsza jest wartością równowagową w stosunku do zawartości wilgoci w materiale w temperaturze powierzchni. Jej wartość określa równanie równowagi (izoterma desorpcji). Dla wilgoci niezwiązanej daje ona stałą wartość wilgotności równowagowej, a dla wilgoci związanej malejącą. Tak więc przy braku oporu wnikania w fazie stałej szybkość suszenia można określać wyłącznie z oporu wnikania masy w fazie gazowej zarówno dla okresu stałej, jak i malejącej szybkości suszenia.

W przypadku suszenia parą przegrzaną brak oporu wnikania masy w fazie gazowej. Szybkość suszenia jest więc określana na podstawie strumienia ciepła dopływającego do materiału; jest to konwekcyjny strumień ciepła od fazy parowej i ewentualnie strumień radiacyjny pochodzący od promieniowania cieplnego, głównie ścian aparatu i pary. Sposób obliczania na tej podstawie szybkości suszenia w okresie kondensacji i okresie stałej szybkości podano w sekcji 2.1.1 i 2.1.2. Co jednak z okresem malejącej szybkości suszenia? W pracy *Pakowski i Adamski, 2011b* postawiono hipotezę, że na powierzchni ciała stałego podczas suszenia parą panuje temperatura równowagowa t_{eq} wynikająca z izobary sorpcji dla danej wartości X na powierzchni. Takie samo założenie przyjęli *Hager i in., 1997* budując model procesu suszenia parą porowatej kuli. Jeżeli jednak wewnątrz ciała stałego opór transportu masy jest znikomy (bardzo małe cząstki), to można założyć, że aktualna zawartość wilgoci w ciele stałym jest równowagowa w stosunku do temperatury powierzchni i na odwrót temperatura powierzchni jest równowagowa w stosunku do zawartości wilgoci w ciele stałym. Pozwoliłoby to na obliczenie szybkości suszenia w II okresie na podstawie prostej zależności

$$w_{DII} = \frac{\alpha(t_g - t_{eq}(X))}{\Delta h_v(t_{eq})} \quad (3-23)$$

Temperaturę t_{eq} można uzyskać z izobary sorpcji materiału suszonego. Obliczenia i eksperymenty wstępne dla kilku materiałów wykazały, że hipoteza ta daje rezultaty zbliżone do rzeczywistych, jednakże nie uzyskano jeszcze przekonującego dowodu eksperymentalnego. Eksperymenty przeprowadzone w cytowanej pracy (*Pakowski i Adamski, 2011b*) nad suszeniem parą cienkiej płyty gipsowej wykazały, że temperatura powierzchni obliczona na podstawie zmierzonej szybkości

suszenia daje realistyczną wartość w stosunku do temperatur zmierzonych w głębi ciała, co jest pośrednim dowodem tej hipotezy. Hipotezę tę zastosowano do obliczeń suszarki szybowej w Przykładzie 7.

3.3.2. Kinetyka z empirycznej krzywej suszenia lub krzywej szybkości suszenia

- Kinetyka z empirycznej krzywej suszenia – równania TLE

Krzywa suszenia to zależność średniej zawartości wilgoci, przedstawionej bezpośrednio lub znormalizowanej, od czasu oraz ewentualnie warunków procesu.

$$\bar{X} = f(\tau, \text{parametry procesu}) \quad (3-24)$$

lub

$$\Phi = f(\tau, \text{parametry procesu}) \quad (3-25)$$

gdzie

$$\Phi = \frac{\bar{X} - X^*}{X_{cr} - X^*} \quad (3-26)$$

Równanie w każdej z powyższych postaci jest mało przydatne do obliczeń projektowych wykorzystujących różniczkowe modele suszarek, gdyż te wymagają znajomości szybkości suszenia. Każdorazowo należy ją więc obliczać przez różniczkowanie krzywej suszenia. Są jednak popularne w naukach rolniczych, gdzie noszą nazwę równań cienkiej warstwy (TLE – *thin layer equations*) pochodzącej od sposobu prowadzenia eksperymentów oznaczania kinetyki suszenia zboża. Podstawowe formy równania krzywej kinetyki suszenia można uzyskać z prostych modeli procesu. Przyjmując, że proces opisuje następujące równanie bilansowe, które przedstawił *Lewis, 1921*

$$-\frac{dX}{d\tau} = k(X - X^*) \quad (3-27)$$

gdzie k jest współczynnikiem wnikania masy w materiale suszonym, otrzymujemy po jego scałkowaniu równanie

$$\Phi = \exp(-k\tau) \quad (3-28)$$

zwane równaniem Lewisa będące najprostszym równaniem krzywej kinetyki suszenia. Podobnie, zakładając kulisty kształt cząstki i dyfuzyjny ruch masy w cząstce suszonej, opisany równaniem Ficka z warunkiem brzegowym typu Dirichleta na powierzchni kontaktu faz, otrzymuje się jako rozwiązanie wyrażenie

$$\Phi = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp\left(-n^2 \pi^2 \frac{D_{eff}}{R^2} \tau\right) \quad (3-29)$$

Biorąc tylko pierwszy wyraz powyższego szeregu, otrzymujemy

$$\Phi = \frac{6}{\pi^2} \exp\left(-\pi^2 \frac{D_{eff}}{R^2} \tau\right) = a \cdot \exp(-k\tau) \quad (3-30)$$

zwane równaniem dyfuzyjnym kinetyki suszenia z jednym wyrazem szeregu. W literaturze istnieje również szereg równań empirycznych, z których najprostsze przedstawił *Page, 1949*.

$$\Phi = \exp(-k\tau^n) \quad (3-31)$$

Szereg wybranych równań krzywej kinetyki suszenia przedstawia tablica 3-2.

Tablica 3-2. Wybrane równania krzywej kinetyki suszenia

Nr	Nazwa	Równanie	Literatura
1	Lewis	$\Phi = \exp(-k\tau)$	<i>Lewis, 1921</i>
2	Model dyfuzyjny 1 wyraz	$\Phi = a \exp(-k\tau)$	
3	Model dyfuzyjny 2 wyrazy	$\Phi = a_1 \exp(-k_1\tau) + a_2 \exp(-k_2\tau)$	<i>Henderson i Pabis, 1961</i>
4	Page	$\Phi = \exp(-k\tau^n)$	<i>Page, 1949</i>
5	Mod. Page	$\Phi = a \exp(-k\tau^n)$	
6	Wielomian 2 st.	$\Phi = 1 + k_1\tau + k_2\tau^2$	
7	Chandra	$\Phi = a\tau^{-n}$	<i>Chandra i Singh, 1984</i>
8	Westermann i in.	$\Phi = \exp(-k\tau)$ $k = \exp(k_1 + k_2\varphi + k_3t)$	<i>Westerman i in., 1973</i>
9	O'Callaghan i in.	$\Phi = \exp(-k\tau)$ $k = k_1 \exp\left(-\frac{k_2}{k_3 + k_4t}\right)$	<i>O'Callaghan i in., 1971</i>
10	Hutchison i Otten	$\Phi = \exp(-k\tau^n)$ $k = k_1 + k_2\varphi, n = k_3 + k_4t\varphi$	<i>Hutchison i Otten, 1982</i>
11	Syarief i in.	$\Phi = \exp(-k\tau^n)$ $k = k_1t^{k_2}, n = k_3 + k_4t$	<i>Syarief i in., 1984</i>
12	Bruce i in.	$\Phi = \exp(-k\tau^n)$ $k = k_1 \exp(k_2t), n = k_3 + k_4(t - k_5)^2$	<i>Bruce i in., 1985</i>

Kolekcję równań TLE zebrał *Jayas i in., 1991*. Niektóre z nich zawierają parametry, których wpływ na szybkość suszenia w okresie malejącej szybkości można zakwestionować, takie jak np. prędkość fazy gazowej. Dlatego nie umieszczono ich w tablicy 3-2.

Równania TLE są mało przydatne do obliczeń procesowych. Można je jednak przekształcić do postaci wyrażenia na szybkość suszenia przez zróżniczkowanie po czasie i podstawienie do wzoru definicyjnego (2-5).

- Kinetyka z empirycznej krzywej szybkości suszenia – równania CDC

Krzywą szybkości suszenia często przedstawia się w postaci znormalizowanej, zwanej charakterystyczną krzywą suszenia (CDC – *Characteristic Drying Curve*), której koncepcję przedstawił *van Meel, 1958*. Równanie CDC ma postać

$$f \equiv \frac{w_D}{w_{Dl}} = f(\Phi) \quad (3-32)$$

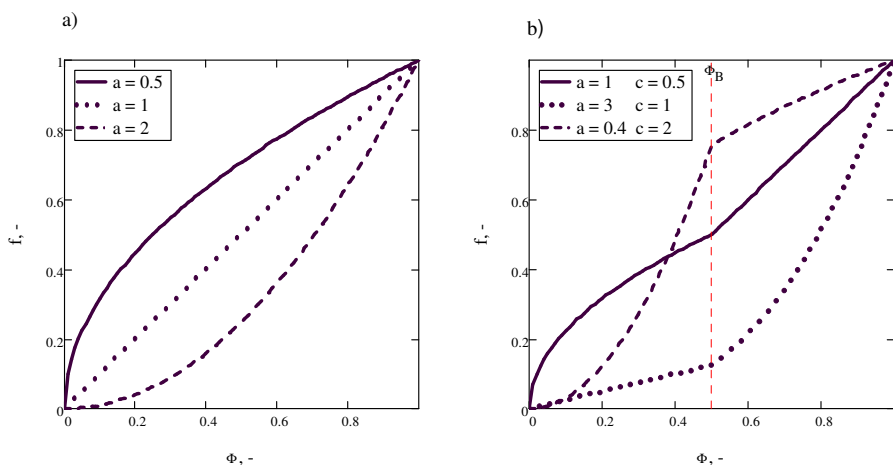
Koncepcja CDC opiera się na założeniu, że w tych samych warunkach stosunek szybkości suszenia w okresie malejącej szybkości (zależnej od transportu wilgoci wewnątrz ciała stałego) do szybkości suszenia w okresie stałej szybkości (zależnej tylko od warunków na zewnątrz materiału) jest funkcją jedynie bezwymiarowej zawartości wilgoci. Postać tej funkcji powinna oddawać charakter CDC, której typowe przebiegi sklasyfikował *van Brakel, 1980*. Krzywa ma charakter malejący od wartości 1 dla $X = X_c$ do 0 dla $X = X^*$ i w najprostszym przypadku może mieć przebieg liniowy, wklęsły lub wypukły. Postać funkcji, która opisuje takie krzywe podał *Keey, 1978*

$$f = \Phi^a \quad (3-33)$$

Gdy jednakże występuje punkt przegięcia lub zmiana charakteru z liniowego na nieliniowy wygodna jest zależność, którą zaproponowali *Langrish i in., 1998*

$$\begin{aligned} f &= \Phi^a & \text{dla} & \quad \Phi > \Phi_B \\ f &= \Phi^c \cdot \Phi_B^{a-c} & \text{dla} & \quad \Phi \leq \Phi_B \end{aligned} \quad (3-34)$$

Różne kształty krzywych CDC, które można otrzymać za pomocą tych dwu zależności przedstawia rys. 3-11.



Rys. 3-11. Przebiegi CDC dla różnych wartości parametrów a i c w równaniach (3-33) i (3-34)

Inne postaci równań CDC do użytku praktycznego otrzymano przekształcając zależności dostępne w literaturze do postaci (3-31). Przedstawiono je w tabelicy 3-3.

Tabela 3-3. Wybrane równania CDC

Nr	Autor	Równanie	Literatura
Równania jednoparametrowe			
1	Neužil i in.	$f = 1 - (X_{cr} - X^*)(1 - \Phi)^{k_1}$	<i>Neužil L. i in., 1967</i>
2	Nijdam i Keeey	$f = 1 - (1 - \Phi)^{k_1}$	<i>Nijdam J. i Keeey R.B., 2000</i>
Równania dwuparametrowe			
3	Halström i Wimmerstedt	$f = k_1 \frac{\Phi^{k_2}}{1 + \Phi^{k_2}}$	<i>Halström A. i Wimmerstedt R., 1983</i>
Równania trójparametrowe			
4	Fiłonienko	$f = \frac{\Phi^{k_2}}{\frac{k_1}{(X_{cr} - X^*)^{k_2}} + k_3 \Phi^{k_2}}$	<i>Fiłonienko G.K., 1939</i>

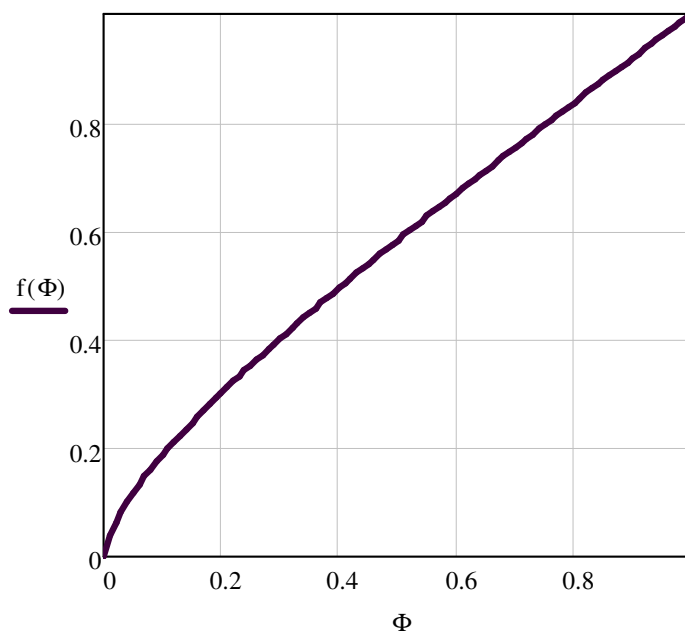
W przypadku zarówno równania Neužila, jak i Fiłonienki wyrażenia zawierające różnicę $X_c - X^*$ można traktować jako dodatkowy parametr i identyfikować go razem z pozostałymi.

Aby zastosować równanie CDC należy znać wartości krytycznej X_c i równowagowej X^* zawartości wilgoci. W przypadku gdy po okresie nagrzewania występuje bezpośrednio okres malejącej szybkości za krytyczną przyjmuje się początkową zawartość wilgoci X_0 . Wtedy zamiast szybkości suszenia w okresie

stałej szybkości należy użyć początkowej szybkości suszenia, którą należy oszacować jak dla odparowania wody w tych samych warunkach. Jest to dopuszczalne z uwagi na to, że na materiale istnieje błonka kondensatu powstała w okresie kondensacji pary. Pamiętać należy również o tym, że w trakcie procesu zwykle zachodzi zmiana temperatury pary, należy uaktualniać więc wartości X^* oraz w_{DI} .

Przykładowo oznaczona w pracy Krupińska, 2007 empiryczna kinetyka suszenia zrębków wierzby *Salix viminalis* ma postać CDC wg Fiłonienki z następującymi współczynnikami: $k_1 = 1.34986$, $k_2 = 0.64973$, $k_3 = -0.25659$.

Wyniki uzyskano w parze o temperaturze 140°C pod ciśnieniem atmosferycznym w warstewce zrębków o średnicy zastępczej od 5.263 do 6.743 mm umieszczonej w drucianym koszyczku zawieszonym w strumieniu pary o prędkości ok. 5 cm/s.



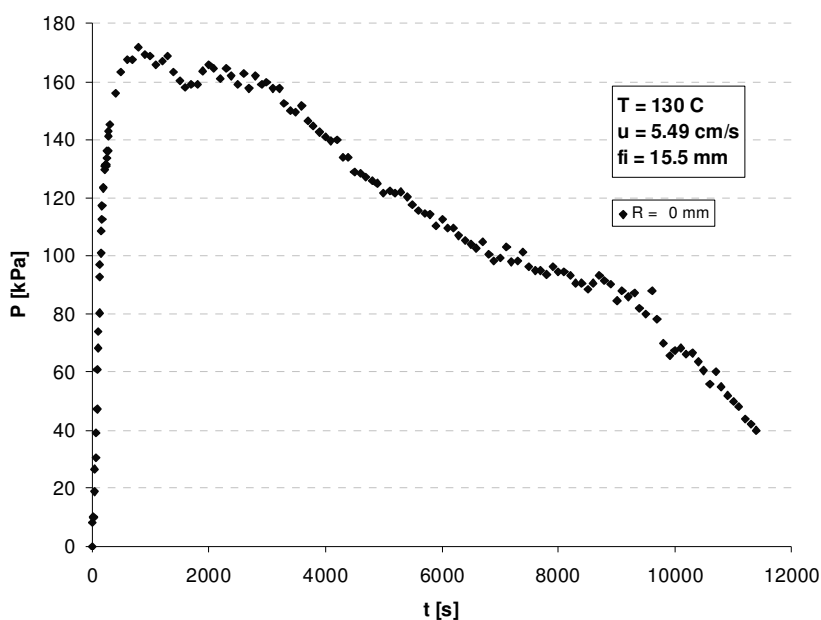
Rys. 3-12. Wykres krzywej CDC dla zrębków wierzby energetycznej *Salix viminalis* w parze o temperaturze 140°C pod ciśnieniem atmosferycznym

Wykres tej krzywej przedstawia rys. 3-12. Za X_c przyjęto $X_0 = 1.14$ kg/kg, a X^* w temperaturze pomiaru obliczone z równania równowagi (3-20) wynosi 0.022 kg/kg.

3.3.3. Kinetyka z modelu transportu masy i ciepła w materiale

Spośród czterech strumieni masy opisanych w sekcji 2.5 w suszeniu nisko-temperaturowym wykorzystuje się zwykle jedynie człon dyfuzyjny. Jednakże w suszeniu parą, z uwagi na szybkie nagrzewanie materiału do wysokiej temperatury, wewnątrz materiału występuje znaczny wzrost ciśnienia – tym większy, im większe rozmiary ma suszone ciało.

Adamski, 2009 wykonał pomiary ciśnienia wewnątrz cylindrycznej próbki drewna wierzby energetycznej *Salix viminalis*. Już przy temperaturze pary 130°C w osi próbki po ok. 15 min ciśnienie narasta do wartości 160 kPa (rys. 3-13).



Rys. 3-13. Zmierzone wartości nadciśnienia w rdzeniu walcowej próbki wierzby energetycznej *Salix viminalis* o średnicy 15.5 mm w czasie suszenia parą przegrzaną o temperaturze 130°C (Adamski, 2009 – za zgodą autora)

Ciśnienie to wywołuje znaczny przepływ konwekcyjny, który należy uwzględnić. Badania Adamskiego wykazały, że w badanym przypadku przepływ ten ma postać strumienia pary, a więc odparowanie zachodzi wewnątrz materiału. Topin i Tadrst, 1997, Topin i in., 1997 obserwowali również podobny przebieg ciśnienia wewnątrz cylindra betonu komórkowego, zakładają oni jednak, że w ich przypadku powoduje on przepływ wilgoci w formie cieczy w fazie wzrostu. Dopiero w okresie spadku przyjmują, że przepływ ten ma formę pary.

Zastosowanie jednoczesnego ogrzewania mikrofalowego wzmacnia efekt działania wysokiej temperatury pary (*Shibata i Ide, 2001*). Badając proces suszenia parą pod ciśnieniem atmosferycznym warstwy kuleczek szklanych w polu mikrofal o częstotliwości 2.45 GHz, Shibata i Ide stwierdzili wzrost szybkości suszenia, jednak krytyczna zawartość wilgoci pozostała taka sama jak przy suszeniu jedynie parą, tym niemniej X_c jest niższe niż przy suszeniu azotem w identycznych warunkach. W ogólnej postaci model opisujący proces suszenia ciała z wewnętrznym oporem ruchu masy i ciepła przyjmuje postać równań, które pokazano przykładowo dla geometrii sferycznej za *Hagerem i in., 1997*. W modelu tym uwzględniono wewnętrzny transport masy wilgoci w formie strumieni Darcy cieczy i pary oraz strumienia dyfuzji i termodyfuzji. W ruchu ciepła uwzględniono przewodzenie przez szkielet ciała stałego i konwekcję pary.

$$\begin{aligned} \frac{\partial X}{\partial \tau} = & \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 D_{eff} \frac{\partial X}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \delta D_{eff} \frac{\partial t_m}{\partial r} \right) + \\ & + \frac{1}{\rho_s r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left[r^2 \left(\frac{k_L}{v_L} + \frac{k_V}{v_V} \right) \frac{\partial p}{\partial r} \right] \end{aligned} \quad (3-35)$$

$$\frac{\partial t_m}{\partial \tau} = \frac{1}{\rho_s c_s} \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \lambda_s \frac{\partial X}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \Delta h_v \frac{k_V}{v_V} \frac{\partial p}{\partial r} \right) \quad (3-36)$$

W równaniu tym ciśnienie p jest ciśnieniem równowagowym obliczanym z równania równowagi dla danej lokalnej wartości t_m i X .

Warunki brzegowe dla geometrii są następujące (*Hager i in., 1997*):

- w centrum kuli, $r = 0$, przyjęto warunek symetrii

$$\frac{\partial X}{\partial r} = 0 \quad \frac{\partial t_m}{\partial r} = 0 \quad (3-37,38)$$

- na powierzchni kuli, $r = R$, przyjęto, że ciśnienie wewnątrz materiału jest równe ciśnieniu otoczenia P_0 . Ponieważ założono, że ciśnienie to jest równe prężności pary w równowadze z materiałem, otrzymano następujące wyrażenie

$$\frac{\partial t_m}{\partial \tau} \Big|_{r=R} = -P_0 \left(\frac{\partial p_{sat}}{\partial t} \right)^{-1} \frac{1}{\varphi^2} \frac{\partial \varphi}{\partial X} \frac{\partial X}{\partial \tau} \Big|_{r=R} \quad (3-39)$$

Dodatkowym warunkiem jest bilans ciepła dla powierzchni kuli

$$\Delta h_v \left(\rho_s D_{eff} \frac{\partial X}{\partial r} + \rho_s D_{eff} \delta \frac{\partial t_m}{\partial r} + \frac{k_L}{v_L} \frac{\partial p}{\partial r} \right) \Big|_{r=R} - \lambda_s \frac{\partial t_m}{\partial r} \Big|_{r=R} + \alpha (t_{mR} - t_g) + \varepsilon \sigma (T_{mR}^4 - T_g^4) = 0 \quad (3-40)$$

Model został rozwiązany metodą linii przy użyciu odpowiedniej metody uwzględnienia warunków brzegowych (*method of false boundary*).

Model ten wykorzystał Hager w swojej pracy doktorskiej (*Hager, 1998*), gdzie został on użyty do generacji szybkości suszenia pojedynczej porowatej kuli ceramicznej, z których składało się złoże suszone parą. Podsumowanie otrzymanych wyników jest zawarte w pracy *Hager i in., 2000*. Zbliżony model przedstawił *Adamski, 2009* dla drewna wierzby energetycznej w geometrii walcowej.

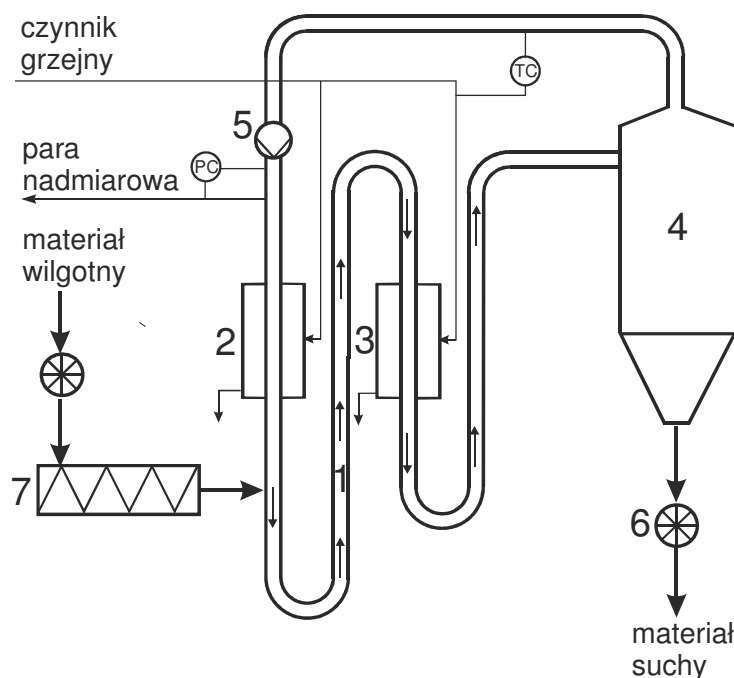
Zbudowano wiele podobnych modeli w szczególności do suszenia monolitycznych ciał stałych, takich jak np. tarcica (*Perre i in., 1992*), zrębki drzewne (*Fyhr i Rasmuson, 1996b*), kule Al_2O_3 (*Hager i in., 1997, Hager, 1998*), porowatych kul ze szkła spiekane (*Shibata i in., 1988*), płyty porowatej (*Tatemoto i in., 2001*), ziemiaka (*Iyota i in., 2001a, 2001b*). Służą one zarówno do opisu pól lokalnej zawartości wilgoci, temperatury i ciśnienia, które mają z reguły wpływ na zmiany właściwości produktu i jego odkształcenia podczas procesu suszenia materiału w przypadku monolitów, jak również do określenia szybkości wymiany ciepła i masy z przepływającą parą, co pozwala zamknąć bilanse fazy parowej.

Modele opisujące transport masy i ciepła wewnątrz materiału wymagają jednak sprecyzowanych warunków brzegowych. Do ich sformułowania jest niezbędna znajomość współczynnika wnikania ciepła zwykle uzyskiwanego z empirycznych zależności. Jest możliwe ominięcie tej niedogodności, jeśli stworzy się i rozwiąże model uwzględniający również aerodynamikę fazy gazowej. Taki model sformułowali i rozwiązali *Erriguible i in., 2006* dla prostej geometrii 2D z ciałem suszonym w formie kwadratu opływanego strumieniem pary. Stosując komercyjne programy CFD, można tworzyć modele dla procesu suszenia parą w bardziej złożonych geometriach, jak np. suszarka rozpryskowa (*Frydman i in., 1999*) czy złoże fluidalne (*Niu i in., 2009*).

4. PROJEKTOWANIE WYBRANYCH TYPÓW SUSZAREK

4.1. Suszarka pneumatyczna

Suszarki pneumatyczne, w których suszenie zachodzi podczas transportu pneumatycznego, charakteryzuje niezwykle mały czas przebywania materiału, zwykle od 0.5 do 10 sekund. Ogranicza to ich zastosowanie do bardzo drobnych materiałów ziarnistych, zwykle w przedziale 10 – 500 μm (Borde i Levy, 2007). Suszarka pneumatyczna jest typem suszarki o stosunkowo prostej budowie pokazanej na rys. 4-1 wraz z pętlą obiegu pary.



Rys. 4-1. Schemat instalacji suszarki pneumatycznej na parę przegrzaną.
1 – rura główna suszarki, 2 – przegrzewacz pary, 3 – podgrzewacz pary, 4 – cyklon,
5 – wentylator obiegowy, 6 – zawory celkowe, 7 – podajnik ślimakowy

Składa się ona z pustej rury, najczęściej pionowej, którą w strumieniu pary jest transportowany materiał ziarnisty. Materiał ten jest dostarczany do rury podajnikiem, zwykle ślimakowym, stanowiącym jednocześnie służę zapobiegającą wypływowi pary. Płynąc rurą wraz z parą, materiał wysycha. Zawiesina materiału i pary jest rozdzielana w cyklonie, para odpływa do obiegu, a oddzielony materiał jest usuwany na zewnątrz również przez służę (zwykle zawór celkowy), zapobiegającą

wypływowi pary. Para jest częściowo usuwana na zewnątrz do instalacji odzysku ciepła, pozostała jej część jest zawracana do obiegu przez wentylator obiegowy i przed wprowadzeniem do rury suszarki jest ponownie przegrzewana w przegrzewaczu. Przegrzewacz to wymiennik ciepła o konstrukcji zależnej od czynnika grzejącego, kondensującej pary lub spalin. Wszystkie aparaty i rurociągi muszą być dobrze zaizolowane cieplnie, aby zapobiec kondensacji pary, dodatkowo śluzy muszą być podgrzewane.

Pomimo krótkiego czasu kontaktu intensywność wymiany ciepła jest bardzo duża, szczególnie w strefie rozbiegu (*Bartczak i in., 1987*). Przy suszeniu parą powoduje to bardzo szybkie nagrzewanie cząstek i wzrost ciśnienia wewnętrznego. Wykorzystano to m.in. do ekspansji krajanki tytoniowej. Po procesie suszenia w suszarce pneumatycznej w strumieniu pary krajanka zwiększa swoją objętość właściwą o ponad 10% (*Pakowski i in., 2004*).

Materiały silnie higroskopijne, jak trociny drzewne, wyekstrahowana mielona kawa, wytloki owocowe, odpadowe ziarno z browarów, osady ściekowe itp. zawierają nawet ponad 1 kg wilgoci na kg suchej masy. Podczas suszenia jest więc generowane dużo pary, która może być wykorzystana do ogrzewania lub użyta do produkcji elektryczności. Zwykle z 1 tony odparowanej wody można odzyskać ok. 200 kWh w formie energii elektrycznej ze zużytych ok. 750 kWh na odparowanie wody. Redukuje to koszty eksploatacyjne i kompensuje wyższe koszty inwestycyjne.

W literaturze istnieje szereg modeli suszarki pneumatycznej na parę przegrzaną. Zwykle są to modele jednowymiarowe, zakładające tłokowy przepływ jednorodnej zawiesiny ciała stałego w rurze suszarki. Modele takie przedstawili m.in. *Meunier i Muntz, 1986*, *Fyhr i Rasmuson, 1996a*, *Blasco i in., 1996a, 1996b*, *Blasco i Alvarez, 1999*. W rzeczywistości przepływ dwufazowy jest złożony, w przypadku dużych stężeń zawiesiny może wystąpić przepływ pierścieniowy, kiedy stężenie cząstek jest większe przy ściankach niż w rdzeniu rury (*Capes i Nakamura, 1973*) lub zjawisko (*roping*), kiedy cząstki tworzą w rurze strumień w kształcie węża (*Hidayat, 2005*). Opis tych zjawisk wymaga znacznie bardziej złożonych modeli, np. promieniowy rozkład stężeń zawiesiny w parze przegrzanej uwzględnia model, który przedstawili *Blasco i in., 2001* czy *Skuratovsky i in., 2005*, a model Hidayata posługuje się metodą elementów skończonych realizowaną za pomocą komercyjnego oprogramowania. Z uwagi na ograniczoną dokładność zależności empirycznych, stosowanych do wyznaczania współczynników modelu, poniesiony wysiłek obliczeniowy nie zawsze jest uzasadniony w projektowaniu.

W pracy *Pakowski i in. 2004b* przedstawiono jednowymiarowy model suszarki pneumatycznej. Był on opracowany wcześniej do symulacji pełnego obiegu pary pracującej suszarki pneumatycznej na parę przegrzaną do suszenia krajanki tytoniowej (*Pakowski, 2000a*). Może on stanowić dogodną podstawę do projektowania suszarek pneumatycznych.

Model opiera się na następujących założeniach:

- materiał suszony jest monodispersyjny,
- zawiesina jest jednorodna,
- szybkość suszenia w okresie malejącej szybkości jest liczona z równania CDC,
- straty ciepła do otoczenia pochodzą z fazy gazowej,
- suszenie zachodzące w cyklonie jest zaniedbywalne.

Do równań konstytutywnych modelu są niezbędne właściwości materiału suszonego, które z uwagi na unikalność wielu materiałów najlepiej zmierzyć eksperymentalnie. Do tych właściwości należą: średnica zastępcza cząstek, ich współczynnik oporu aerodynamicznego i czynnik kształtu, gęstość cząstek, izobara sorpcji, charakterystyczna krzywa suszenia, ciepło właściwe i ciepło sorpcji. W pracy *Pakowski i in., 2007b* opisano nową metodę pomiaru współczynnika oporu aerodynamicznego i czynnika kształtu, tzw. metodę aerodynamiczną opierającą się o pomiar nieustalonego opadania cząstki w gazie. Większość publikowanych zależności na ten współczynnik jest określana na podstawie metody hydrodynamicznej dla ustalonego opadania w cieczy. Krzywą CDC do użytku w suszarce pneumatycznej należy określać dla możliwie cienkiej i luźnej warstewki cząstek, tak aby kontakt pary z materiałem był jak najlepszy (*Krupińska, 2007*).

W skład modelu wchodzi następujące równania bilansowe:

Bilans wilgoci w fazie stałej

$$\frac{dX}{dh} = -w_D a_v \frac{S}{W_S} \quad (4-1)$$

Bilans wilgoci w fazie gazowej

$$\frac{dW_A}{dh} = w_D a_v S \quad (4-2)$$

Bilans ciepła dla fazy stałej

$$\frac{di_m}{dh} = \frac{S}{W_S} [\alpha(t_s - t_m) - w_D h_{Am}] a_v \quad (4-3)$$

Podstawiając definicje

$$i_m = (c_{AL} X + c_S) t_m - \Delta h_s X \quad (4-4)$$

oraz

$$h_{Am} = c_{AV} t_m + \Delta h_{v0} \quad (4-5)$$

otrzymujemy równanie robocze

$$\frac{dt_m}{dh} = \frac{1}{c_s + c_{AL} X} \frac{S}{W_s} \{ \alpha(t_s - t_m) - w_D [(c_{AV} - c_{AL})t_m + \Delta h_{v0} + \Delta h_s] \} a_v \quad (4-6)$$

Bilans ciepła dla fazy gazowej

$$\frac{dt_s}{dh} = -\frac{1}{c_{AVs}} \frac{S}{W_A} \left\{ \begin{aligned} & [\alpha(t_s - t_m) + w_D (c_{AVs}t_s - c_{AVm}t_m)] a_v \\ & + \frac{4}{D} K_w (t_s - t_\infty) \end{aligned} \right\} \quad (4-7)$$

gdzie K_w jest współczynnikiem przenikania ciepła przez ścianę rury, a człon ten określa straty ciepła do otoczenia.

Bilans sił dla cząstki fazy stałej

$$(\rho_p - \chi \rho_s) v_p \frac{du_p}{d\tau} = \left[\begin{aligned} & (\rho_s - \rho_p) v_p g + \text{sign}(u_s - u_p) C_D \frac{(u_s - u_p)^2}{2} \rho_s S_p + \\ & + (1 + \chi) \rho_s v_p \frac{du_s}{d\tau} + B(\tau) \end{aligned} \right] \quad (4-8)$$

Ma on postać równania Langevina (4-8), gdzie v_p to objętość cząstki, S_p – jej powierzchnia przekroju, χ – współczynnik masy wirtualnej płynu przylegającego do cząstki (w gazach zaniedbywany), a $B(\tau)$ to człon Basseta. Funkcja sign zwraca znak argumentu. Zastępując pochodne $du/d\tau$ wyrażeniem $u \cdot du/dh$, podstawiając wyrażenia na objętość i pole przekroju cząstki oraz zaniedbując człon Basseta, otrzymujemy

$$\frac{du_p}{dh} = \text{sign}(u_s - u_p) \frac{F_D}{\rho_p u_p} \varepsilon^{-2.67} - \frac{g}{u_p} \frac{\rho_p - \rho_s}{\rho_p} + \frac{\rho_s u_s}{\rho_p u_p} \frac{du_s}{dh} \quad (4-9)$$

gdzie F_D jest stosunkiem siły oporu aerodynamicznego działającego na cząstkę do jej objętości

$$F_D = \frac{3}{4} C_D \rho_s \frac{(u_s - u_p)^2}{d_p} \quad (4-10)$$

Korektę członu F_D na porowatość przyjęto za publikacją *Rocha i Paixão, 1996*. Drugi człon po prawej stronie przy przepływie zawiesiny w górę ma znak ujemny, a przy przepływie w dół dodatni. Trzeci człon w suszarce pneumatycznej jest zaniedbywany jako znikomy.

Prędkość fazy gazowej

Podstawiając w równaniu (4-2) wyrażenie na masowe natężenie przepływu pary

$$W_A = \rho_s \varepsilon u_s S \quad (4-11)$$

gdzie u_s jest prędkością pary, otrzymujemy

$$\frac{du_s}{dh} = \frac{1}{\varepsilon \rho_s} \left(-\varepsilon u_s \frac{d\rho_s}{dh} - u_s \rho_{AV} \frac{d\varepsilon}{dh} + w_D a_v \right) \quad (4-12)$$

Pochodne po prawej stronie oblicza się następująco:

$d\rho_s/dh$ z równania gazu doskonałego (dla niskich ciśnień) jako

$$\frac{d\rho_s}{dh} = \frac{-P_0 M_A}{RT_s^2} \frac{dt_s}{dh} \quad (4-13)$$

a $d\varepsilon/dh$ z równania ciągłości fazy stałej

$$\frac{d\varepsilon}{dh} = \frac{1-\varepsilon}{\rho_p u_p} \left(u_p \frac{d\rho_p}{dh} + \rho_p \frac{du_p}{dh} \right) \quad (4-14)$$

Spadek ciśnienia w rurze

$$\frac{dp}{dh} = \frac{p}{1-\varepsilon} \frac{d\varepsilon}{dh} + F_D - \rho_p \left(u_p \frac{du_p}{dh} + g \right) + \lambda \frac{1}{D} \frac{u_s^2}{2} \rho_s \quad (4-15)$$

gdzie λ to współczynnik tarcia przyściennego. Przy przepływie w dół znak przed przyspieszeniem ziemskim jest ujemny.

Model procesu suszenia w suszarce pneumatycznej (jedynie jej części rurowej) stanowią równania bilansowe (4-1), (4-2), (4-6), (4-7), (4-10), (4-12) i (4-15) wiążące ze sobą siedem zmiennych opisujących przebieg procesu suszenia. Równania te należy uzupełnić o równania konstytutywne, w tym na strumień wnikającego ciepła i strumień odparowującej masy (szybkość suszenia) oraz współczynniki, takie jak współczynnik oporu, współczynnik wnikania ciepła, szybkość suszenia itd.

W literaturze istnieje wiele zależności na współczynnik oporu aerodynamicznego, w większości wyznaczonych w warunkach ustalonego opadania cząstki w cieczy. Dla warunków występujących w suszarce pneumatycznej jest korzystniejsze wyznaczanie go podczas opadania nieustalonego w gazie, gdyż suszarki pneumatyczne projektuje się tak, aby strefa ruchu nieustalonego (tzw. strefa poślizgu) była jak najdłuższa. Z szeregu zależności do użytku projektowego można rekomendować zależność podaną przez Brauera i Mewesa, 1972 dla cząstek izometrycznych (większość materiałów mineralnych, trociny, niektóre odpady)

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}_p} + \frac{4}{\sqrt{\text{Re}_p}} + 0.4 \quad (4-16)$$

Równanie to opisuje ciągłą funkcją praktycznie cały zakres charakteru ruchu – od laminarnego do rozwiniętego turbulentnego ($\text{Re}_p < 3 \cdot 10^5$). Uwaga, Re_p liczy się z zależności

$$\text{Re}_p = \frac{(u_s - u_p) d_p \rho_s}{\mu_s} \quad (4-17)$$

Dla cząstek nieizometrycznych (rozdrobnione butelki PET, zrębki wierzby energetycznej itp.) jest zalecana zależność *Haidera i Levenspiela, 1989*

$$C_D = \frac{24}{\text{Re}_p} \left(1 + \exp(2.3288 - 6.4581\psi + 2.4486\psi^2) \text{Re}_p^{0.0964 + 0.5565\psi} \right) + \frac{\text{Re}_p \exp(4.905 - 13.8944\psi + 18.42222\psi^2 - 10.2599\psi^3)}{\text{Re}_p + \exp(1.4681 + 12.2584\psi - 20.7322\psi^2 + 15.8855\psi^3)} \quad (4-18)$$

gdzie ψ to sferyczność cząstki, tj. stosunek powierzchni równoważnej kuli (kuli o tej samej objętości) do powierzchni cząstki.

Ponieważ w przypadku cząstek nieizometrycznych równanie Haidera, Levenspiela nie uwzględnia morfologii cząstek, dlatego lepsze wydaje się równanie *Hölzera i Sommerfelda, 2008* postaci

$$C_D = \frac{8}{\text{Re}_p} \frac{1}{\sqrt{\psi_{\parallel}}} + \frac{16}{\text{Re}_p} \frac{1}{\sqrt{\psi}} + \frac{2}{\sqrt{\text{Re}_p}} \frac{1}{\psi^{3/4}} + 0.4210^{0.4(-\log\psi)^{0.2}} \frac{1}{\psi_{\perp}} \quad (4-19)$$

gdzie ψ_{\parallel} to stosunek powierzchni kuli równoważnej do różnicy pomiędzy połową powierzchni cząstki a średnią powierzchnią jej rzutu wzdłużnego, a ψ_{\perp} to stosunek powierzchni rzutu kuli równoważnej do powierzchni rzutu cząstki. Wyznaczenie tych charakterystycznych sferyczności jest proste jedynie dla regularnych brył stereometrycznych, a trudne dla cząstek rzeczywistych.

Należy zauważyć, że powyższe zależności nie nadają się dla cząstek typu flok, o postaci podobnej do luźnego zwiłka drutu. Cząstki takie tworzy np. krajanka tytoniowa, odpady włókniste itp. Zależność C_D od morfologii floka i warunków przepływu jest mało poznana i wymaga dalszych badań (*Adamski i Pakowski, 2010*). Dla cząstek typu flok, jak np. krajanka tytoniowa czy kłaczki celulozy, jest więc zalecane eksperymentalne wyznaczenie współczynnika oporu.

Należy pamiętać, że współczynnik oporu dla cząstek innych niż sferyczne będzie zawsze większy i rośnie ze spadkiem sferyczności. Cząstki nieizometryczne podążają więc szybciej za strumieniem czynnika suszącego. Szybciej więc osiągają stan ustalony ruchu.

Współczynnik wnikania ciepła faza gazowa-cząstka można wyznaczyć z zależności podanych przez *Bandrowskiego i Kaczmarzyka, 1978*. Uwzględniają one wpływ stężenia cząstek w fazie gazowej, a więc są bardziej słuszne w obszarze bliskim zawałowi transportu niż inne zależności uzyskane dla pojedynczej cząstki, jak np. równanie Ranza-Marshalla.

Dla $u_s - u_p < 1.2u_t$

$$Nu_p = 0.00114c_v^{-0.5984} Re_p^{0.8159} \quad (4-20)$$

Dla $u_s - u_p \geq 1.2u_t$

$$Nu_p = (0.00114 + 0.0094f)c_v^{-0.5911} Re_p^{0.8159-0.3159f} \quad (4-21)$$

gdzie

$$f = \left(1 - \frac{u_t}{u_s - u_p}\right)^{\frac{1}{2}} \quad \text{oraz} \quad c_v = \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \quad (4-22ab)$$

Niezbędną do obliczenia zakresu stosowalności tych równań prędkość unoszenia u_t można obliczyć z równania Todesa

$$Re_t = \frac{Ar}{18 + 0.61\sqrt{Ar}} \quad (4-23)$$

Powierzchnię właściwą kontaktu faz w jednostce objętości podaje wzór

$$a_v = 6 \frac{1 - \varepsilon}{d_p \psi} \quad (4-24)$$

Jako przykład obliczeń wykorzystujących powyższy model posłuży przypadek projektu suszarki do suszenia mielonych zrębków wierzby energetycznej – Przykład 1. Podobny model został wykorzystany wcześniej w pracy *Pakowski i in., 2003b*.

PRZYKŁAD 1

Suszeniu podlega $W_S = 400$ kg/h (na suchą masę) rozdrobnionych zrębków wierzby energetycznej o wilgotności początkowej $X_1 = 1.5$ kg/kg do wilgotności końcowej $X_2 = 0.2$ kg/kg. Materiał ma temperaturę początkową 15°C , a para 400°C . Zaprojektować suszarkę pneumatyczną dla tych warunków, biorąc pod uwagę, aby materiał nie przegrzał się powyżej temperatury 220°C , z uwagi na możliwe rozpoczęcie procesu rozkładu termicznego. Prosty odcinek rury może mieć długość najwyżej 10 m, jeśli będzie dłuższy należy go załamać.

Badania materiału suszonego zostały wykonane w pracy *Krupińska, 2007*. Równowagę sorpcyjną opisuje równanie (3-20), a krzywą kinetyki suszenia CDC opisuje równanie Filonienki (tablica 3-3) ze współczynnikami $k_1 = 1.34986$, $k_2 = 0.64973$, $k_3 = -0.25659$. Materiał wilgotny rozdrobniono do średnicy Sautera 0.95 mm, a jego sferyczność wynosi 0.75. Ciepło właściwe suchego drewna wyznaczone w wymienionej pracy wynosi 1.752 kJ/(kg K) w zakresie temperatur 20 – 200°C, gęstość pozorną suchego materiału 380 kg/m³. Zależność gęstości porzecznej cząstki od jej wilgotności określa zależność zmierzona doświadczalnie postaci

$$\rho_p(X) = 380.0 + 170X - 37.8X^2 \quad (4-25)$$

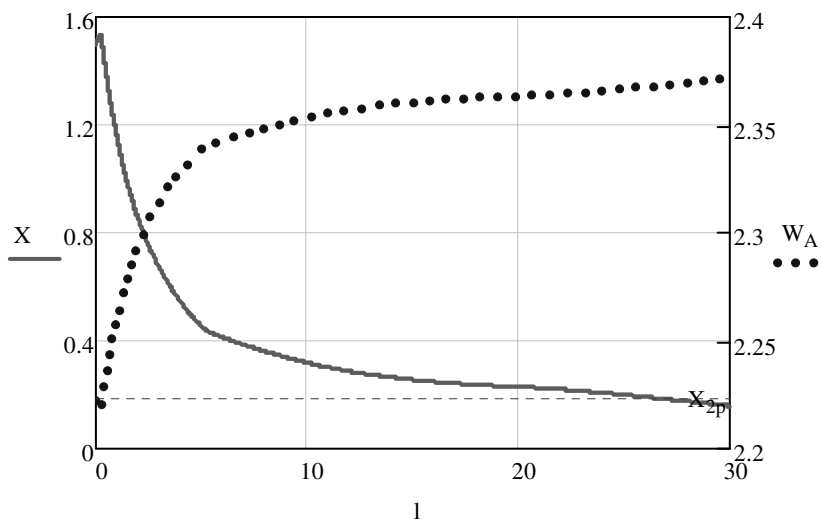
Obliczenia i wyniki

Obliczenia wykonano wg przedstawionych powyżej zasad metodą symulacji. Dobrano wstępnie współczynnik nadmiaru pary w stosunku do materiału jako 20. Pozwala on wyznaczyć natężenie dopływu pary jako $W_A = 20 W_S$. Na podstawie W_A należy dobrać tak średnicę rury, aby prędkość pary wynosiła 30 – 50 m/s. Dla średnicy $D = 0.5$ m prędkość na wlocie wynosi 34.74 m/s. Założona prędkość cząstki na wlocie do rury nie może być zbyt mała, gdyż powoduje to niestabilność numeryczną (najlepiej pierwszy metr lub dwa całkować ze znacznie mniejszym krokiem niż resztę rury). Prędkość tę należy przyjąć tak, aby niestabilność zlikwidować, wystarczy ok. 0.2 do 1 m/s. Ponieważ pozostałe warunki początkowe są znane, można rozpocząć całkowanie. Wstępne próby wykazały, że długość rury wynosić będzie ok. 30 m. Podzielono ją więc na trzy odcinki 10-metrowe, które zostaną połączone kolanami podobnie jak na rys. 4-1. Nie obliczano procesu w kolanach, jedynie w odcinkach pionowych z uwagi na to, że w kolanach materiał sunie wzdłuż ściany i powierzchnia kontaktu faz jest mała. Na przemian kierunek siły oporu ośrodka w odcinkach pionowych ulegał zmianie w stosunku do kierunku siły ciężenia. Otrzymane wyniki pokazują rys. 4-2 do 4-4 w zależności od bieżącej długości rury. Należy pamiętać, że co 10 m kierunek przepływu zmienia się na przeciwny.

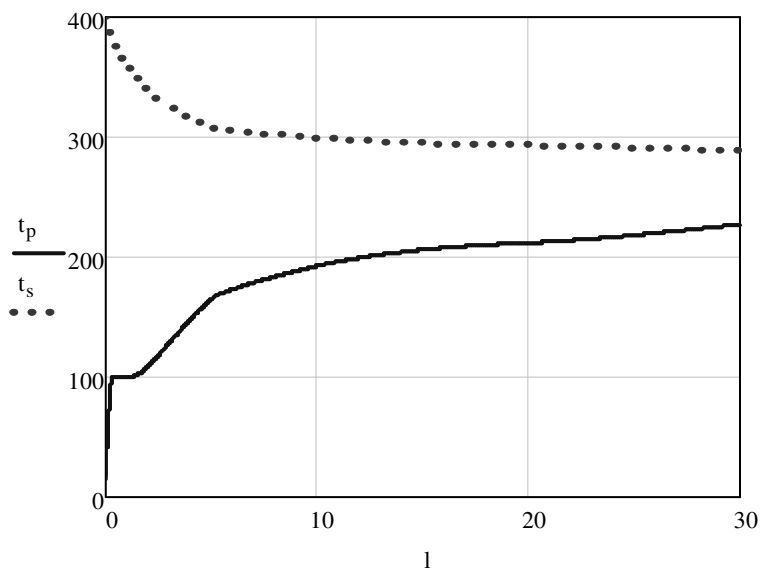
X_{2p} oznacza wymagany poziom końcowej zawartości wilgoci, jak widać został on osiągnięty. Obserwowane zagięcie krzywej kinetyki dla $X = 0.45$ jest związane z zakończeniem strefy rozbiegu i zmianą charakteru wnikania ciepła gaz-cząstka zgodnie z teorią Bandrowskiego i Kaczmarzyka. Początkowy wzrost zawartości wilgoci związany z kondensacją jest niewielki, cząstki nagrzewają się bardzo szybko.

Weryfikacji poprawności wykonanych obliczeń numerycznych dokonano poprzez sprawdzenie bilansów ogólnych masy i ciepła dla otrzymanego rozwiązania. Błąd względny bilansu masy jest bliski zero, a bilansu ciepła 0.392%. Model został również zweryfikowany eksperymentalnie podczas eksperymentów nad suszeniem biomasy w pilotowej suszarce w firmie ITM Poland w Radomiu (*Krupińska, 2007*). Obliczony czas przebywania cząstek w suszarce wynosi 1.55 s. Z uwagi na zawartość głównie wody związanej zrębki wierzby lepiej suszyć w suszarce

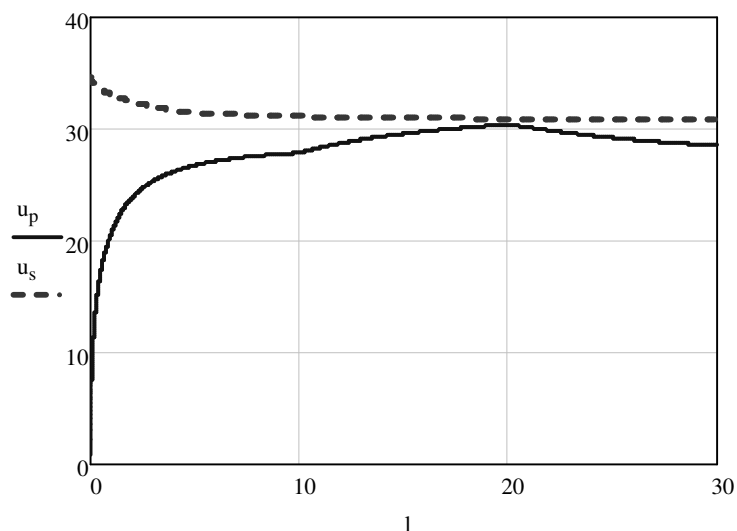
o dłuższym czasie przebywania, gdyż zapewnienie dobrych warunków wymiany ciepła i masy w suszarce pneumatycznej jest kosztowne, bo wymaga przetłaczania dużych ilości pary.



Rys. 4-2. Obliczony przebieg zawartości wilgoci materiału X i natężenia przepływu pary W_A



Rys. 4-3. Obliczony przebieg temperatury pary t_s i cząstek t_p



Rys. 4-4. Obliczony przebieg prędkości pary u_s i cząstek materiału u_p

4.2. Suszarka bębnowa

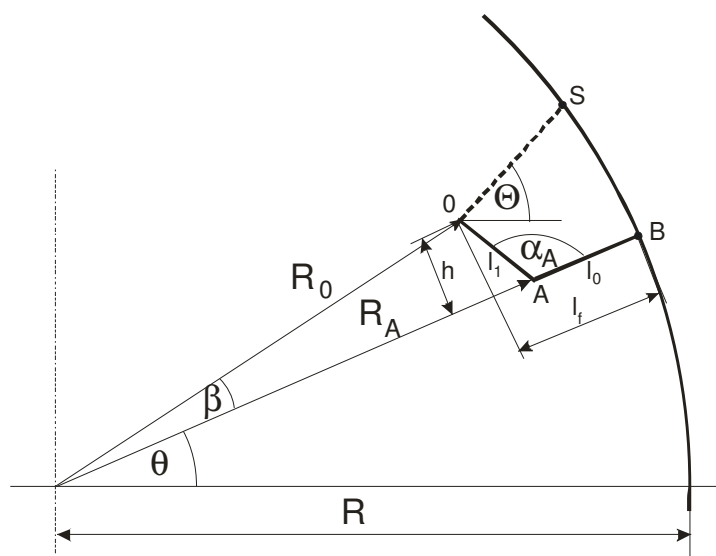
Suszarki bębnowe przyjmują praktycznie każdy materiał ziarnisty, od drobnoziarnistych do gruboziarnistych o znacznej polidispersyjności. Mogą łączyć kontaktowy i konwekcyjny sposób ogrzewania materiału suszonego. Czas przebywania materiału mało zależy od aerodynamiki materiału, a głównie od średnicy bębna, jego prędkości obrotowej i kąta pochylenia, a także kształtu łopatek. Mogą więc przyjmować zmienne strumienie materiału oraz zmienną granulację, nadają się więc do suszenia np. odpadów stałych, surowców itp. Ich wadą, w przypadku suszenia parą, jest trudna hermetyzacja. Mimo tej trudności suszarki bębnowe na parę przegrzaną są konstruowane (*Clayton i in., 2007*), chociaż nie są jeszcze szeroko dostępne na rynku.

Typowa suszarka bębnowa ma postać obrotowego bębna wyposażonego w przymocowane do ścian łopatki, których zadaniem jest podnoszenie i równomierne zsypywanie materiału (*Kelly, 1995*). Tworzy się w ten sposób kurtyna materiału, przez którą przepływa strumień czynnika suszącego. Inne warianty konstrukcyjne to suszarka z żaluzjami zamiast łopatek, przez które przepływający czynnik suszący tworzy rodzaj złoża fluidalnego, suszarka z rurkowymi elementami grzejnymi czy suszarka z ogrzewaną ścianą bębna i ogrzewanymi łopatkami (*Strumillo, 1983*).

Przedstawiony poniżej model suszarki bębnowej dotyczący suszarki wyposażonej w łopatki dwu lub trójsegmentowe został stworzony do celów projektowych (*Pakowski, 2002*) i po wprowadzonych zmianach nadaje się do projektowania suszarek na parę przegrzaną.

4.2.1. Geometria bębna i ruch materiału

W modelu ważną rolę odgrywa liczba, rozmiar i kształt łopatek, gdyż wpływa on na zatrzymanie materiału w aparacie, jak i na równomierność kaskady materiału. Zagadnieniem projektowania przekroju łopatek zajmował się wcześniej m. in. *Kelly, 1992*. Opracował on metodykę konstrukcji łopatki o równomiernym rozkładzie poziomym gęstości kaskady EHD. Chociaż łopatki takie teoretycznie zapewniają równomierny rozkład, w praktyce nie są szeroko stosowane z uwagi na możliwość zalegania wilgotnego materiału w ostrym narożniku łopatki. *Sherritt i in., 1993* zajmowali się prostymi w konstrukcji łopatkami dwusegmentowymi. *Revol i in., 2001* podali sposób wyznaczenia konstrukcji prostszej niż EHD, lecz lepszej w działaniu niż łopatka dwusegmentowa, łopatki trójsegmentowej. Przedstawiona poniżej geometria łopatki różni się od przedstawionej w pracy *Revola i in.* założeniem, że podstawa łopatki jest przymocowana do bębna wzdłuż promienia, a w cytowanej pracy może tworzyć z promieniem kąt ostry. Geometrię łopatki dwusegmentowej pokazano na rys. 4-5. Składa się ona z dwu segmentów o długościach l_0 i l_1 i kącie między nimi α_A . Łopatka przymocowana jest do bębna tak, że odcinek AB leży wzdłuż promienia bębna. W celu wizualizacji i wyznaczenia stopnia wypełnienia łopatki materiałem należy wyznaczyć położenie punktów A, B i O dla dowolnego kąta podniesienia łopatki θ .



Rys. 4-5. Schemat łopatki dwusegmentowej wypełnionej materiałem

Następujące zależności pozwalają wyznaczyć promienie wodzące punktu A (punkt zagięcia łopatki) i punktu O (górną krawędź łopatki) oraz kąt β , jaki tworzą między sobą te promienie

$$l_f = l_0 + l_1 \sin(\alpha_A - \pi/2) \quad (4-26)$$

$$h = l_1 \cos(\alpha_A - \pi/2) \quad (4-27)$$

$$R_A = R - l_0 \quad (4-28)$$

$$R_0 = \sqrt{(R - l_f)^2 + h^2} \quad (4-29)$$

$$\beta = \arctan\left(\frac{h}{R - l_f}\right) \quad (4-30)$$

Położenie punktów 0, A i B we współrzędnych kartezjańskich dla dowolnego kąta podniesienia θ wyznacza się z zależności

$$x_B = R \cos(\theta) \quad y_B = R \sin(\theta) \quad (4-31,32)$$

$$x_A = R_A \cos(\theta) \quad y_A = R_A \sin(\theta) \quad (4-33,34)$$

$$x_0 = R_0 \cos(\theta + \beta) \quad y_0 = R_0 \sin(\theta + \beta) \quad (4-35,36)$$

Znajomość tych współrzędnych pozwala na wykreślenie profilu łopatki. Stan wypełnienia łopatki materiałem wyznacza się na podstawie dynamicznego kąta swobodnego usypu Θ . Statyczny kąt swobodnego usypu zależy od właściwości materiału i jego wilgotności. Uwzględnienie zależności od wilgotności w suszarce jest szczególnie istotne, gdyż zmienia się ona wzdłuż długości aparatu. Dla najbardziej rozpowszechnionych materiałów zależność tę można znaleźć w literaturze, np. zależność statycznego kąta usypu od zawartości wilgoci dla cukru podają *Britton i in., 2006*. Dynamiczny kąt usypu zależy dodatkowo od prędkości obrotowej bębna, pozycji katowej łopatki oraz promienia R_0 (*Schofield i Glikin, 1962*). Wielkość tę najlepiej wyznaczyć doświadczalnie. W przypadku jej braku można w przybliżeniu posłużyć się kątem statycznym, jak uczyniono w Przykładzie 2. Powierzchnię górną materiału wyznacza się jako prostą wychodzącą z krawędzi łopatki pod kątem Θ

$$y = y_0 + \tan(\Theta)(x - x_0) \quad (4-37)$$

Współrzedną x_S punktu S przecięcia tej prostej z obwodem bębna wyznacza się rozwiązując równanie

$$[y_0 + \tan(\Theta)(x_S - x_0)]^2 - (R^2 - x_S^2) = 0 \quad (4-38)$$

a współrzedną y_S z równania

$$y_S = \sqrt{R^2 - x_S^2} \quad (4-39)$$

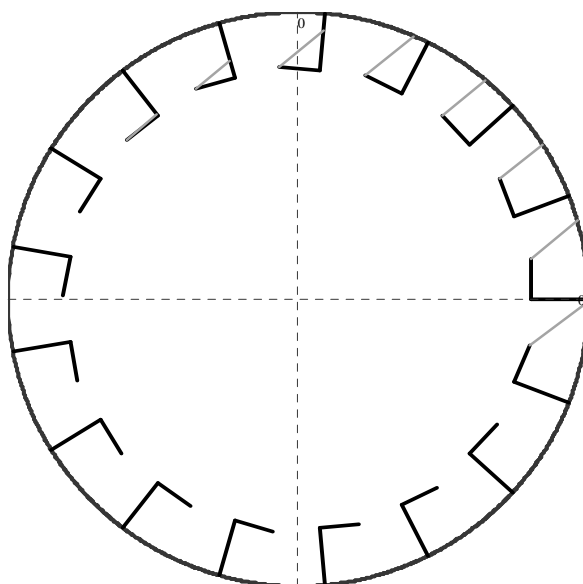
W przypadku łopatki pod dużym kątem podniesienia prosta OS może nie przecinać obwodu bębna, lecz odcinek AB łopatki. Należy wtedy zamiast równania (4-38) rozwiązać równanie

$$y_0 + \tan(\Theta)(x_s - x_0) - y_A - m(x_s - x_A) = 0 \quad (4-40)$$

gdzie

$$m = \frac{y_B - y_A}{x_B - x_A} \quad (4-41)$$

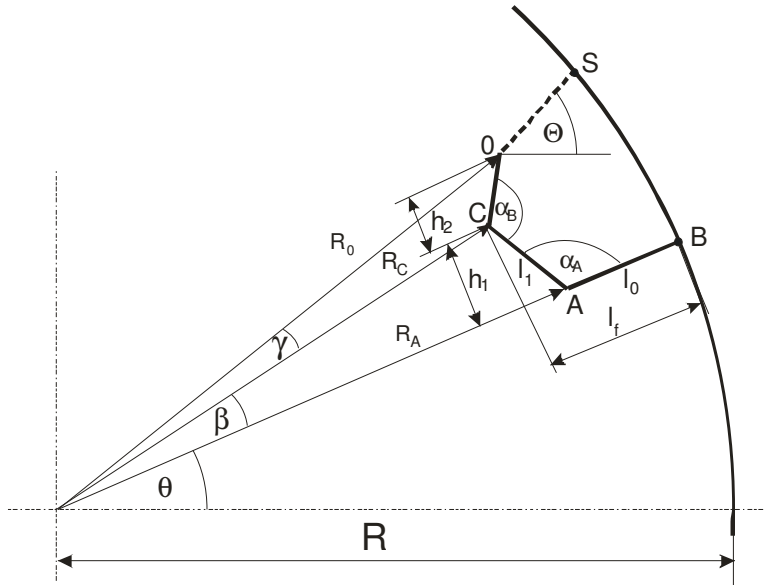
Dla każdej łopatki wypełnionej materiałem należy obliczyć pole powierzchni figury OABS (w przybliżeniu czworoboku) dla łopatek wypełnionych całkowicie lub trójkąta OAS dla łopatek wypełnionych częściowo, posługując się zależnościami z geometrii analitycznej.



Rys. 4-6. Przykład wewnętrznej zabudowy bębna łopatkami dwusegmentowymi i zatrzymanie materiału na łopatkach

Widok przekroju bębna z łopatkami dwusegmentowymi wypełnionymi materiałem o kącie usypu 40° wygenerowany w opisany tu sposób pokazują rys. 4-6. Pokazano wypełnienie jedynie tych łopatek, które tworzą kaskadę.

Jak widać łopatki dwusegmentowe nierównomiernie rozprowadzają materiał suszony. Opróżniają się one za wcześnie, tworząc obszar przekroju bębna nieobjęty kaskadą. Czynniki suszący, przepływając przez ten obszar, nie kontaktuje się z materiałem suszonym. Korzystniej zachowują się łopatki trójsegmentowe. Schemat łopatki trójsegmentowej przedstawia rys. 4-7.



Rys. 4-7. Schemat łopatki trójsegmentowej wypełnionej materiałem

Geometrię łopatki trójsegmentowej od punktu B do C wyznacza się jak dla łopatki dwusegmentowej. Promień wodzący krawędzi łopatki R_0 oraz kąt γ pomiędzy tym promieniem a promieniem drugiego punktu zagięcia łopatki C wyznacza się z zależności

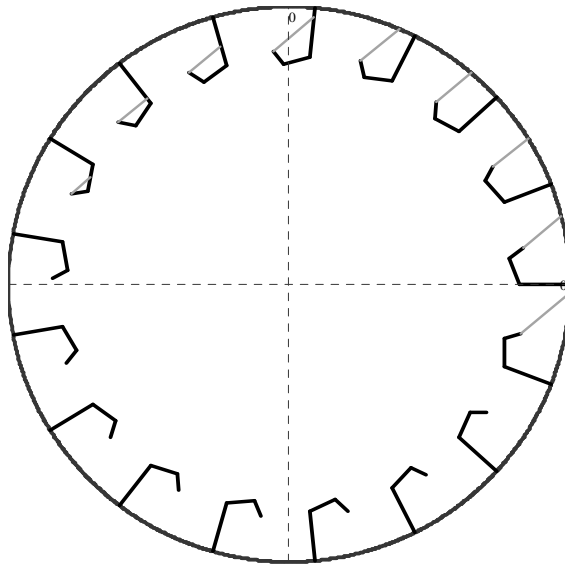
$$h = h_1 + h_2 \quad (4-42)$$

$$h_2 = l_2 \sin(\alpha_B - (\pi - \alpha_A)) \quad (4-43)$$

$$R_0 = \sqrt{y_0^2 + (R - l_f + l_2 \cos(\alpha_B - (\pi - \alpha_A)))^2} \quad (4-44)$$

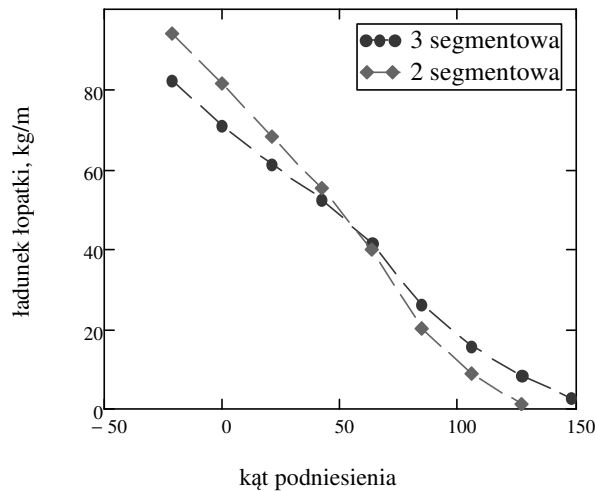
$$\gamma = \arctan\left(\frac{h}{R - l_f + l_2 \cos(\alpha_B - (\pi - \alpha_A))}\right) \quad (4-45)$$

Współrzędne punktów OCAB dla dowolnego kąta podniesienia θ wyznacza się w analogiczny sposób jak dla łopatek dwusegmentowych. Podobnie znajduje się położenie punktu S górnej krawędzi powierzchni materiału, z modyfikacją na możliwość wystąpienia przecięcia powierzchni materiału również z segmentem OC łopatki.



Rys. 4-8. Przykład wewnętrznej zabudowy bębna łopatkami trójsegmentowymi i zatrzymanie materiału na łopatkach

Widok przekroju bębna zabudowanego łopatkami trójsegmentowymi wygenerowany w powyższy sposób przedstawia rys. 4-8. Wyraźnie obserwuje się, że kaskada materiału jest szersza. Wykreślając zależność stopnia wypełnienia łopatek od kąta podniesienia, uzyskuje się wykres pokazany na rys. 4-9. Wykres wygenerowano dla łopatek pokazanych na rys. 4-5 i 4-7. W obu przypadkach przyjęto tę samą szerokość arkusza blachy, z której wykonano łopatkę. Gęstość nasypowa materiału wynosi 1250 kg/m^3 . Wykres potwierdza szerszy zakres wypełnienia objętości bębna kaskadą dla łopatek trójsegmentowych. W obu przypadkach szybkość zmian zatrzymania na łopatkach od kąta podniesienia łopatki jest praktycznie stała. Wyznaczając liczbę łopatek oraz ich rozmiar, należy kierować się wartościami typowymi dla praktyki. Zwykle liczba łopatek mieści się w granicach 11-19, zaś ich długość l_f stanowi od 10 do 20% promienia bębna R . Wielkości te należy dobrać tak, aby stopień objętościowego wypełnienia bębna κ był orientacyjnie w granicach 10-15% (Krokida i in., 2007).



Rys. 4-9. Porównanie zatrzymania materiału na łopatkce dwu i trójsegmentowej w zależności od kąta podniesienia

Jednakże wewnątrz bębna, oprócz materiału wypełniającego łopatkę, znajduje się jeszcze materiał toczący się po dnie bębna i materiał w kaskadzie. Materiał na dnie tworzy warstwę o powierzchni nachylonej pod dynamicznym kątem swobodnego usypu. Przekrój tej warstwy można wyznaczyć, posługując się empirycznymi wzorami na czas przebywania materiału w pustym bębnie nachylonym pod kątem δ do poziomu (zwykle $2-4^\circ$) i obracającym się z prędkością obrotową N . Najstarszym, lecz godnym zaufania, jest wzór Sullivana i in. opublikowany w 1927 r. i znany jako wzór Bureau of Mines (za *Kemp, 2004*)

$$\tau_r = 1.77 \frac{L\sqrt{\Theta}}{N D \tan(\delta)} \quad (4-46)$$

Podaje on czas przebywania materiału w pustym bębnie na podstawie działania efektu pieca rurowego (ang. *kiln action*).

Innym, szeroko stosowanym wyrażeniem jest wyrażenie uwzględniające prędkość przepływu gazu, które podali Seaman i Mitchell w 1954 r. (cyt. za *Baker, 1983*)

$$\tau_r = \frac{L}{2.5ND[\tan(\delta) \pm 0.001u_g]} \quad (4-47)$$

gdzie znak plus stosuje się dla przeciwprądu, a minus dla współprądu. Współczynniki liczbowe zaproponował Baker, współczynnik 0.001 przed prędkością fazy gazowej obowiązuje dla powietrza, dla pary będzie nieco niższy.

Można wykorzystać również inne wzory, które podają m.in. *Baker, 1983, Kelly, 1995, Krokida i in. 2007* oraz *Kemp, 2004*. Wyznaczenie położenia warstwy

materiału na podstawie czasu przebywania wymaga wyznaczenia zatrzymania materiału w suszarce na podstawie jej wydajności

$$m_h = W_m \tau_r \quad (4-48)$$

Pole przekroju warstwy otrzymamy na podstawie zatrzymania, długości bębna i gęstości nasypowej materiału

$$S_m = \frac{m_h}{\rho_b L} \quad (4-49)$$

Wzór na odcinek koła o promieniu R i kącie 2α opartym na cięciwie wyznaczającej ten odcinek ma postać

$$S_m = R^2 \alpha - R^2 \sin \alpha \cos \alpha \quad (4-50)$$

Wiedząc, że cięciwa wyznaczająca ten odcinek jest nachylona pod kątem swobodnego usypu Θ łatwo można wyznaczyć jej położenie. Po wysowaniu tej cięciwy oraz zapełnieniu łopatek warto sprawdzić, czy przy danej konstrukcji łopatek, wysyp z łopatki zachodzi wyłącznie w górnej połowie bębna (tj. dla $\pi < \theta < 0$). Jeżeli wysyp następuje powyżej $\theta > 0$, to suszarka jest niedociążona, a dla wysypu już przy kącie $\theta < 0$ przeciążona (Sherritt i in., 1993).

Przekrój aparatu zajęty przez materiał jest sumą powierzchni przekroju materiału w łopatkach S_f , materiału w warstwie dennej S_m i materiału w kaskadzie S_k . Przekrój materiału w kaskadzie można obliczyć ze stopnia zajętości łopatek i prędkości obrotowej bębna (Sherritt i in., 1993, Sherritt i in., 1994), jednak w przybliżeniu do celów projektowych można go przyjąć jako pojemność jednej łopatki w położeniu $\theta = 0$.

$$S_t = S_f + S_m + S_k \quad (4-51)$$

Obliczona w ten sposób powierzchnia pozwala związać prędkość przepływu czynnika suszącego w bębnie z jego natężeniem masowym przepływu oraz obliczyć stopień wypełnienia bębna

$$\kappa = \frac{4S_t}{\pi D^2} \quad (4-52)$$

4.2.2. Powierzchnia kontaktu faz

Materiał i czynnik suszący kontaktują się ze sobą głównie w kaskadzie. Dlatego do obliczenia powierzchni kontaktu faz wystarczy wziąć powierzchnię całkowitą cząstek w kaskadzie. Ponieważ w dobrze zaprojektowanej suszarce wszystkie łopatki zostają rozładowane w górnej połowie bębna, do obliczenia masy materiału w kaskadzie wystarczy znajomość natężenia z jakim materiał jest

podnoszony przez łopatkę w położeniu $\theta = 0$ oraz średniego czasu opadania cząstek w kaskadzie wg zależności

$$m_k = 0.5n_f S_{f0} L\rho_b \frac{N}{60} \tau_f \quad (4-53)$$

gdzie S_{f0} to przekrój materiału na łopatkce w położeniu $\theta = 0$, a τ_f to średni czas opadania cząstek w kaskadzie. Można go wyznaczyć jako średnią całkową zależności czasu opadania z wysokości h określającej położenie krawędzi łopatki nad dnem bębna od kąta podniesienia θ (*Sherritt i in., 1993*). Czas opadania pojedynczej cząstki najlepiej obliczać, rozwiązując równanie jej ruchu lub w przybliżeniu z zależności

$$\tau_f = \sqrt{2h/g} \quad (4-54)$$

gdzie h jest wysokością krawędzi danej łopatki nad dnem bębna. Ostatecznie powierzchnia kontaktu faz cząstek w kaskadzie jest równa

$$A_p = m_k \frac{6}{\rho_p d_p \psi} \quad (4-55)$$

gdzie czynnik ułamkowy to stosunek powierzchni do objętości cząstki. Powierzchnię właściwą a_v otrzymamy przez podzielenie A_p przez $S \cdot L$.

4.2.3. Wymiana ciepła czynnik suszący – materiał suszony

Objętościowy współczynnik wnikania ciepła czynnik suszący – materiał suszony można obliczyć z zależności dla pojedynczej cząstki (równanie Ranza-Marshalla) po pomnożeniu przez A_p i podzieleniu przez objętość bębna (*Langrish i in., 1988*). Jednakże dokładniejsza jest metoda oparta o empiryczne równanie na objętościowy współczynnik wnikania (*Hirosue i in., 1988*). Metoda Hirosue posługuje się empirycznym równaniem na średnią liczbę cząstek w kaskadzie na 1 m długości bębna równą

$$\frac{n_p}{L} = kn_{pL} = k \frac{K^{1.37} Fr^{0.41} S}{d_p^3} \quad (4-56)$$

gdzie n_p jest liczbą cząstek w całej kaskadzie, k – współczynnikiem proporcjonalności zależnym od konstrukcji suszarki (w dalszych rozważaniach nie będzie on wykorzystywany). Liczbę Fr oblicza się z zależności

$$Fr = \frac{(\pi DN / 60)^2}{Dg} \quad (4-57)$$

W zależności od wartości n_{pL} korzysta się z następujących zależności:

dla $3 \cdot 10^5 \leq n_{pL} \leq 1.5 \cdot 10^8$

$$\alpha_v = 0.12 \frac{\alpha_p \pi d_p^2 n_{pL}^{3/4}}{S} \quad (4-58)$$

dla $1.5 \cdot 10^8 \leq n_{pL} \leq 2 \cdot 10^{10}$

$$\alpha_v = 13.4 \frac{\alpha_p \pi d_p^2 n_{pL}^{1/2}}{S} \quad (4-59)$$

gdzie α_p jest obliczane dla pojedynczej cząstki wg równania Ranza-Marshalla (równanie 2-16). Warto tu zauważyć, że opływ cząstki ma również składową pionową związaną z opadaniem cząstki w kaskadzie. Wpływu tej prędkości na współczynnik wnikania w równaniach Hirosue nie uwzględniono.

Praca Hirosue wykazała, że w zakresie pierwszym objętościowy współczynnik wnikania jest prawie równy obliczonemu wg metody Langrish'a i in. W zakresie tym cząstki opadają w luźnej kaskadzie, praktycznie nie kontaktując się ze sobą. W zakresie drugim rzeczywisty współczynnik objętościowy wg Hirosue ma wartość od 0.35 do zaledwie 0.03 współczynnika obliczonego wg metody Langrish'a i in., co świadczy o wzajemnym utrudnianiu sobie przez cząstki kontaktu ze strumieniem czynnika suszącego.

W trakcie przepływu obu faz przez bęben suszarki występują pewne straty ciepła wywołane przez jednoczesne wnikanie ciepła do ścianek bębna od fazy stałej i od fazy gazowej oraz przenikanie zależne od grubości ścianki i stosowanej izolacji cieplnej. Oba te dodatkowe strumienie ciepła należy uwzględnić w bilansach ciepła cieplnych obu faz. Problemem jest określenie współczynnika wnikania ciepła złoża – ściana bębna. Ponieważ jednak faza stała ma niższą temperaturę, to straty od tej fazy można pominąć. Straty od fazy gazowej oblicza się w oparciu o typowe zależności. W przypadku suszenia parą jest zalecane również uwzględnienie strumienia radiacyjnego docierającego od gorącej pary do materiału suszonego (Shibata, 2011).

4.2.4. Model suszarki

Opisane powyżej równania służą jako źródło zależności i parametrów wchodzących w skład równań bilansowych i konstytutywnych obu faz w modelu kaskadowej suszarki bębnowej. Dla procesu konwekcyjnej wymiany ciepła model ten przyjmuje pokazaną poniżej postać (pominięto straty ciepła). W modelu wprowadzono współczynnik kierunku przepływu fazy gazowej χ . Wynosi on 1 dla współprądu i -1 dla przeciwprądu.

Bilans masy fazy stałej

$$\frac{dX}{dl} = -w_D a_v \frac{S}{W_S} \quad (4-60)$$

Bilans masy fazy parowej

$$\frac{dW_A}{dl} = \chi w_D a_v S \quad (4-61)$$

Bilans ciepła fazy stałej

$$\frac{dt_m}{dl} = \frac{1}{c_{AL} X + c_S} \frac{S}{W_S} \{ \alpha(t_s - t_m) - w_D [(c_{AV} - c_{AL})t_m + \Delta h_{v0} + \Delta h_s] \} a_v \quad (4-62)$$

Bilans ciepła fazy parowej

$$\frac{dt_s}{dl} = -\chi \frac{1}{c_{AVs}} \frac{S}{W_A} [\alpha(t_s - t_m) + w_D (c_{AVs} t_s - c_{AVm} t_m)] a_v \quad (4-63)$$

W suszarkach bębnowych przeciwprąd jest zalecany, lecz nie zawsze możliwy. O ile rozwiązanie modelu dla współprądu nie stwarza problemów, ponieważ jest to typowe zagadnienie początkowe, o tyle dla przeciwprądu postępowanie jest zależne od typu zagadnienia: projektowe czy symulacyjne. Zagadnienie projektowe występuje wtedy, gdy na podstawie wymagań projektowych (dane parametry wlotowe i wymagana sprawność lub efekt końcowy) należy określić rozmiary urządzenia. Zagadnienie symulacyjne ma zaś miejsce, gdy znane są wymiary urządzenia, a należy określić na podstawie parametrów wlotowych i warunków pracy stan pozostałych parametrów: obu strumieni wylotowych materiału i czynnika suszącego. Potencjalnie zagadnienie projektowe dla przeciwprądu można sprowadzić do zagadnienia początkowego, jeśli obliczy się brakujące parametry strumieni na podstawie bilansów całkowitych suszarki. W przypadku skomplikowanych zależności tworzących model, jest jednak wygodniej projektować metodą prób i błędów, posługując się modelem symulacyjnym. Obliczenia symulacyjne przypadku przeciwprądu prowadzą zawsze do tzw. dwupunktowego zagadnienia brzegowego, którego rozwiązanie wymaga specjalistycznych narzędzi.

PRZYKŁAD 2

Suszarka współprądowa

Należy wysuszyć 30 t/godz. (na mokrą masę) piasku szklarskiego od początkowej zawartości wilgoci 7% do końcowej 0.3%. Piasek ma temperaturę 10°C. Z uwagi na jego termoodporność zastosowano parę o temperaturze początkowej 500°C. Przyjęto przepływ pary równy 3.0 kg/s. Aby prędkość pary w bębnie nie była zbyt duża, zastosowano średnicę bębna 2.6 m. Długość bębna wynosi 8 m.

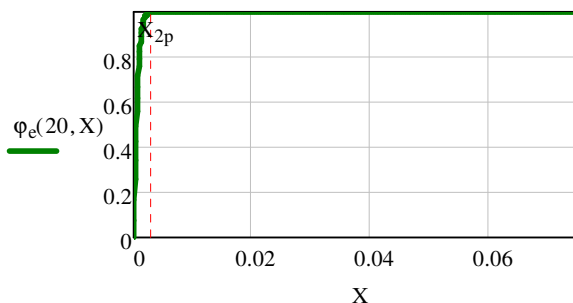
W bębnie znajdzie się 17 łopatek trójsegmentowych o długościach: podstawa 0.09D, środkowy segment 0.05D, końcowy segment 0.03D, gdzie D to średnica bębna. Kąty między segmentami wynoszą 110°. Przyjęto prędkość obrotową bębna 3.5 1/min i kąt pochylenia bębna 2.8°. Kąt usypu wilgotnego materiału wynosi 40°.

Zmierzono następujące właściwości piasku:

- Izotermę sorpcji w zakresie temperatur 20-100°C. Do punktów doświadczalnych dopasowano równanie Hendersona

$$\frac{P_0}{p_s(t)} = 1 - \exp[-24(t + 273.15)X^{1.2}] \quad (4-64)$$

Wykres tej zależności w zakresie zawartości wilgoci suszonego materiału pokazano na rys. 4-10 (X_{2p} to projektowana końcowa zawartość wilgoci).



Rys. 4-10. Równowaga sorpcyjna piasku szklarskiego w 20°C

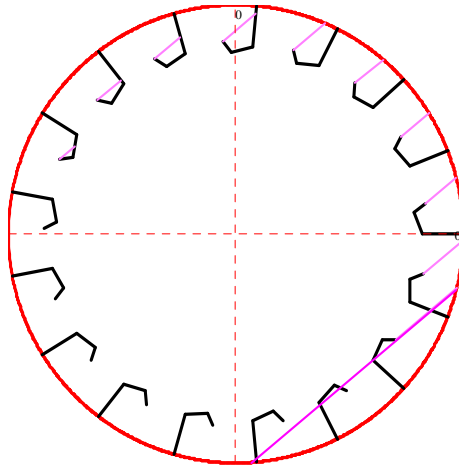
Jak widać w całym zakresie wilgotności usuwana będzie wilgoć niezwiązana. Nie będzie więc konieczna krzywa suszenia w okresie malejącej szybkości.

- Średnią średnicę ziarna 0.8 mm
- Sferyczność ziarna 0.9
- Gęstość ziarna 2552 kg/m³
- Ciepło właściwe ziarna w zakresie 10-100°C 0.801 kJ/(kg K)

Projekt wykonano dla średniego rocznego ciśnienia atmosferycznego 99.67 kPa.

Obliczenia i wyniki

W pierwszej fazie wykonano obliczenia stopnia wypełnienia bębna i rozkładu zawartości materiału na łopatkach suszarki. Przekrój poprzeczny bębna przedstawia rys. 4-11.

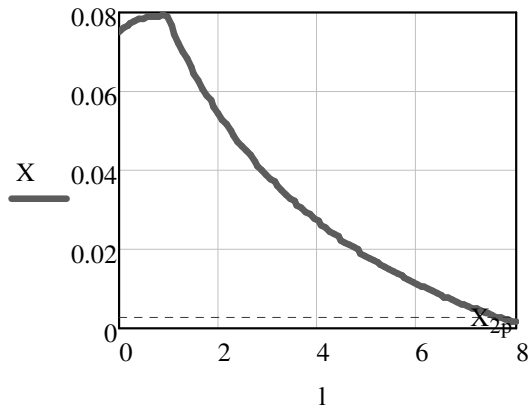


Rys. 4-11. Przekrój poprzeczny bębna projektowanej suszarki wypełniony materiałem suszonym

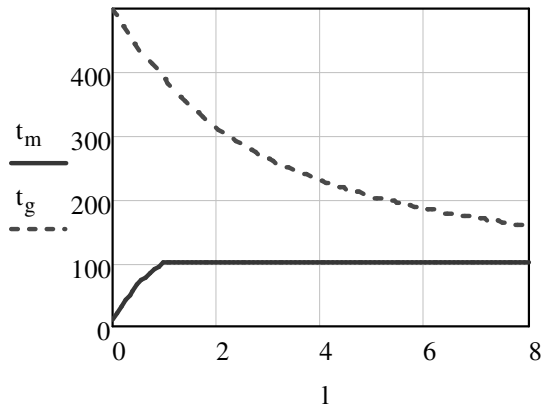
Na dnie suszarki znajduje się materiał, którego masę wyznaczono na podstawie wzoru Bureau of Mines na czas przebywania i planowanej wydajności suszarki. Stopień wypełnienia łopatek ustalono na podstawie kształtu i położenia łopatek, kąta usypu i gęstości nasypowej materiału. W przypadku piasku kąt ten niewiele się zmieni do końca procesu, gdyż w całym zakresie jest usuwana woda swobodna. Na podstawie stopnia wypełnienia łopatek i dna bębna ustalono łączny przekrój materiału w bębnie. Wynosi on 0.628 m^2 , co stanowi 13.4% przekroju całkowitego bębna i jest objętościowym współczynnikiem wypełnienia. Obliczone na jego podstawie zatrzymanie materiału w bębnie wynosi 7.05 tony, a średni czas przebywania 15.2 min. Uzyskana wartość stopnia wypełnienia bębna mieści się w zalecanym przedziale. Nie uwzględniono materiału w kaskadzie. Przeciętnie jego przekrój to połowa przekroju materiału na łopatkę w położeniu 0. Przekrój ten wynosi 0.057 m^2 . Wartość ta posłużyła do wyznaczenia powierzchni właściwej kontaktu faz ze wzoru (4-55). Czas lotu cząstki z łopatki w najwyższym położeniu wyznaczono rozwiązując równanie ruchu cząstki. Czas ten wynosi 0.656 s. Średni czas lotu jest w przybliżeniu połową tego czasu. W rezultacie powierzchnia właściwa kontaktu faz wynosi $3.42 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

Obliczona prędkość przepływu pary na wlocie wynosi 2.31 m/s. Na podstawie teorii Hirosue wyznaczono współczynnik wnikania ciepła. Dla warunków na wlocie wynosi on $136 \text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$. Szybkość suszenia obliczano na podstawie tego współczynnika i odpowiednich sił napędowych zgodnie z zasadami podanymi w sekcji 3.3.

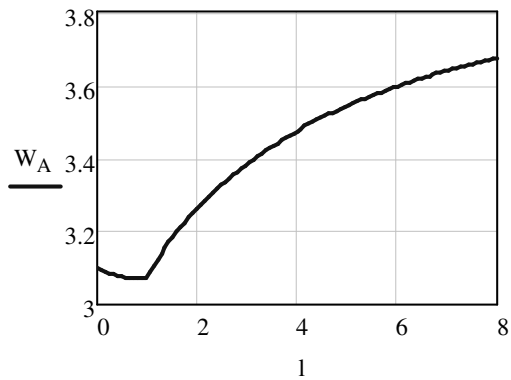
Mając dany warunek brzegowy na wlocie do suszarki w postaci zawartości wilgoci i temperatury materiału oraz natężenia masowego przepływu i temperatury pary, scałkowano równania bilansowe (4-60) do (4-63). Otrzymane wyniki przedstawiają rys. 4-12 do 4-14.



Rys. 4-12. Przebieg zawartości wilgoci materiału (X , kg/kg) wzdłuż suszarki (l , m)



Rys. 4-13. Przebieg temperatury ($t_m, ^\circ\text{C}$) materiału i temperatury pary ($t_g, ^\circ\text{C}$) wzdłuż suszarki (l , m)



Rys. 4-14. Przebieg natężenia masowego przepływu pary (W_A , kg/s) wzdłuż suszarki (l , m)

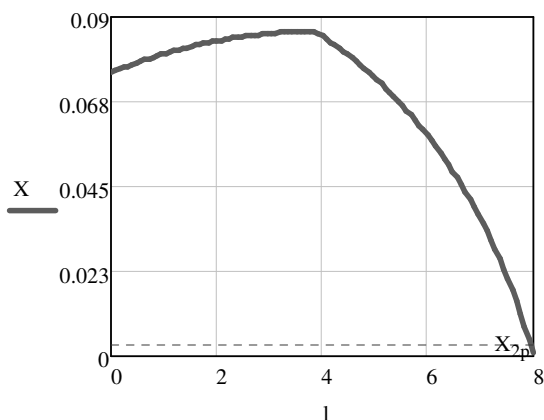
Zgodność bilansów ciepła i masy jest lepsza niż 2%. Uzyskane parametry wylotowe wynoszą: zawartość wilgoci materiału 0.245%, temperatura 99.5°C, natężenie masowe pary 3.587 kg/s, temperatura 153.9°C.

Jak widać na rys. 4-13 temperatura pary w bębnie suszarki gwałtownie spada, rośnie więc gęstość pary, co powoduje spadek prędkości przepływu. Spada więc również współczynnik wnikania ciepła para-cząstka, który jest uzależniony od prędkości przepływu pary. W rezultacie spada prędkość suszenia, chociaż temperatura materiału pozostaje stała. Daje to przebieg krzywej kinetycznej suszenia pozornie jak w okresie malejącej szybkości, chociaż jest tu odparowywana woda niezwiązana.

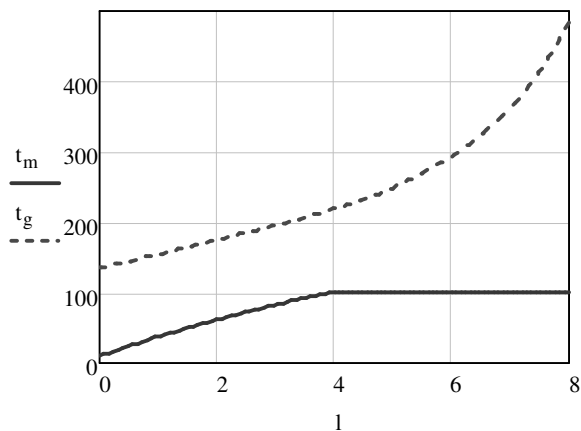
PRZYKŁAD 3

Suszarka przeciwprądowa

Założenia projektowe są takie same jak dla suszarki współprądowej. Przyjęto również taką samą geometrię bębna i taki sam stopień wypełnienia łopatek. Nie uwzględniono wpływu kierunku przepływu pary na zatrzymanie w bębnie. Powierzchnia kontaktu faz i współczynnik wnikania będą również takie same. Jednakże podstawowa różnica pojawi się w równaniach bilansowych, gdzie współczynnik kierunku przepływu χ będzie miał wartość -1. Równania te mają również inaczej sformułowane warunki brzegowe. Podczas projektowania przez symulację, a takie postępowanie przyjęto tu z uwagi na konieczność wcześniejszego określenia geometrii bębna zanim przystąpi się do rozwiązywania równań bilansowych, pojawia się dwupunktowe zagadnienie brzegowe. Parametry obu strumieni – pary i materiału, są określone na przeciwległych końcach aparatu. Dwa najpopularniejsze narzędzia do obliczeń numerycznych Mathcad® i Matlab® posiadają odpowiednie procedury do rozwiązywania takich zagadnień.



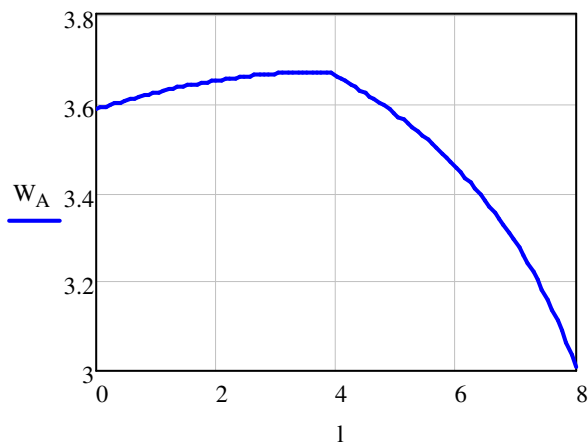
Rys. 4-15. Przebieg zawartości wilgoci materiału (X , kg/kg) wzdłuż suszarki (l , m) w przeciwprądzie



Rys. 4-16. Przebieg temperatury ($t_m, ^\circ\text{C}$) materiału i temperatury pary ($t_g, ^\circ\text{C}$) wzdłuż suszarki (l, m) w przeciwnym kierunku

W wyniku postępowania ustalono, że temperatura wlotowa pary może być tutaj niższa niż w przypadku współprądu. Ustalenie temperatury pary na 500°C powoduje trudności w działaniu procedury do rozwiązywania dwupunktowego zagadnienia brzegowego z uwagi na gwałtowny skok izobary sorpcji w pobliżu zawartości wilgoci bliskiej zero, albowiem na wlocie pary kontaktuje się ona z najbardziej wysuszonym materiałem.

Otrzymane wyniki przedstawiono na rys. 4-15 do 4-17.



Rys. 4-17. Przebieg natężenia masowego przepływu pary ($W_A, \text{kg/s}$) wzdłuż suszarki (l, m) w przeciwnym kierunku (uwaga: wlot pary z prawej strony wykresu)

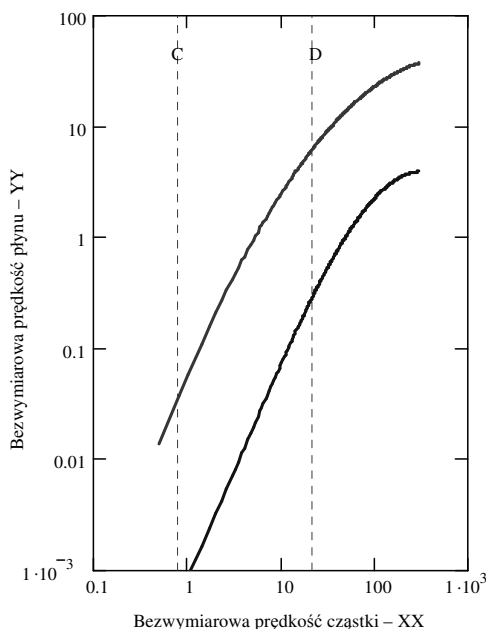
Otrzymane parametry strumieni na obu końcach bębna wynoszą:

	Materiał		Para	
	X, kg/kg	t_m , °C	W_A , kg/s	t_s , °C
Wlot	0.075	10	3.01	487.4
Wylot	0.00103	99.5	3.586	135.2

Przeciwną, choć nieco bardziej sprawną energetycznie przy tej samej objętości aparatu, nie nadaje się jednak do materiałów zawierających wilgoć związaną suszonych głęboko. Wtedy bowiem wzrasta silnie temperatura materiału na wylocie, w skrajnym przypadku osiągając wlotową temperaturę pary.

4.3. Suszarka fluidyzacyjna

Suszarki fluidyzacyjne są przydatne do suszenia materiałów ziarnistych z grup A i B wg klasyfikacji Geldarta (zob. *Pakowski, 1998*). Materiały grupy C to bardzo drobne, trudno fluidyzujące proszki, grupa A to drobne proszki, w których początkowo (powyżej u_{mf}) fluidyzacja jest homogeniczna, tj. przepływ fazy gazowej odbywa się bez pęcherzyków, a grupa B to materiały podobne do piasku, gdzie od rozpoczęcia fluidyzacji przepływ odbywa się od razu w formie pęcherzyków. Grupa D posiada cząstki o dużej średnicy i/lub dużej gęstości i nadaje się raczej do suszenia w złożu fontannowym. Należy jednak pamiętać, że granice grup na powszechnie stosowanym wykresie Geldarta (*Geldart, 1973*) dotyczą fluidyzacji w powietrzu pod ciśnieniem normalnym. Przy fluidyzacji parą, zwłaszcza pod wysokim ciśnieniem, granice te przesuną się.



Rys. 4-18. Wykres Grace'a zakresu fluidyzacji. Dolna linia – początek fluidyzacji, górna linia – transport pneumatyczny. W lewo od linii C znajduje się grupa C Geldarta, w prawo od linii D grupa D Geldarta, w środku grupy A i B

Jeśli prędkość fazy gazowej będzie zbyt duża, występuje silne porywanie cząstek, aż do transportu pneumatycznego materiału na zewnątrz aparatu. Poprawność aktualnie dobranej prędkości fazy gazowej można sprawdzić na wykresie zaproponowanym przez *Grace'a*, 1982 – rys. 4-18. Powinna się ona mieścić w obszarze fluidyzacji, tj. pomiędzy krzywą początku fluidyzacji (dolna krzywa) i krzywą transportu pneumatycznego (górną krzywą), najlepiej, dla zapewnienia dobrego mieszania, w środku zakresu.

Współrzędne wykresu *Grace'a* są zdefiniowane następująco

$$XX = Ar^{1/3} = d_p \left[\frac{g(\rho_p - \rho_g)}{\mu_g^2} \right]^{1/3} \quad (4-65)$$

$$YY = u_g \left[\frac{\mu_g^2}{(\rho_p - \rho_g)g\mu_g} \right]^{1/3} \quad (4-66)$$

Na wykresie naniesiono również zakresy grup klasyfikacji Geldarta, w odróżnieniu od wykresu Geldarta uwzględniają one aktualne właściwości czynnika gazowego, a więc nie zależą od temperatury i ciśnienia.

Złoże fluidalne charakteryzuje się intensywną wymianą ciepła i masy z uwagi na duże współczynniki wnikania w złoże i dobre rozwinięcie powierzchni. Suszarki fluidyzacyjne to aparaty o zwartej budowie i prostej konstrukcji. W przypadku zastosowania pary przegrzanej jako czynnika suszącego ich zaletą jest łatwa hermetyzacja komór suszarki poprzez ogrzewane zawory celkowe.

Aparaty o działaniu okresowym są to zwykle zbiorniki cylindryczne z dnem stanowiącym przegrodę fluidyzacyjną, zaopatrzoną w odpowiednie otwory dystrybuujące czynnik suszący (powietrze lub parę), w górnej części rozszerzone. Złoże fluidalne powstaje, gdy czynnik suszący przepływa od dołu przez załadowane do aparatu złoże, z prędkością większą niż minimalna prędkość fluidyzacji, będąca właściwością danego materiału i jego stanu – głównie zawartości wilgoci oraz właściwością czynnika suszącego. W trakcie fluidyzacji materiał podlega suszeniu, a czynnik suszący odpływa z aparatu górą. Porywanie cząstek zmniejsza się poprzez rozszerzenie średnicy aparatu nad złożem, strefa ta jest strefą separacji. Czynnik suszący jest następnie odpylany i częściowo, po podgrzaniu, zawracany do obiegu.

Suszarki ciągłe występują jako dwa odrębne typy charakteryzujące się odmiennym charakterem przepływu materiału: zbiornikowe o typie przepływu z idealnym wymieszanym oraz rynnowe o tłokowym typie przepływu materiału.

Aparaty rynnowe mają kształt prostokątnej komory o długości znacznie większej niż jej szerokość (zwykle powyżej 6:1). Im większa smukłość komory, tym przepływ materiału jest bardziej zbliżony do tłokowego. Materiał wilgotny jest podawany na wlocie poprzez zawór celkowy i po przepłynięciu przez aparat i wysuszeniu opuszcza go na wylocie również przez zawór celkowy. Jednocześnie wzdłuż tej drogi kontaktuje się w sposób krzyżowy z czynnikiem suszącym przepływającym od dołu poprzez dystrybutor gazu. Intensywność mieszania złoża fluidalnego jest bardzo duża (por. rys. 4-19), co stwarza znakomite warunki do wymiany ciepła i masy między materiałem i parą.

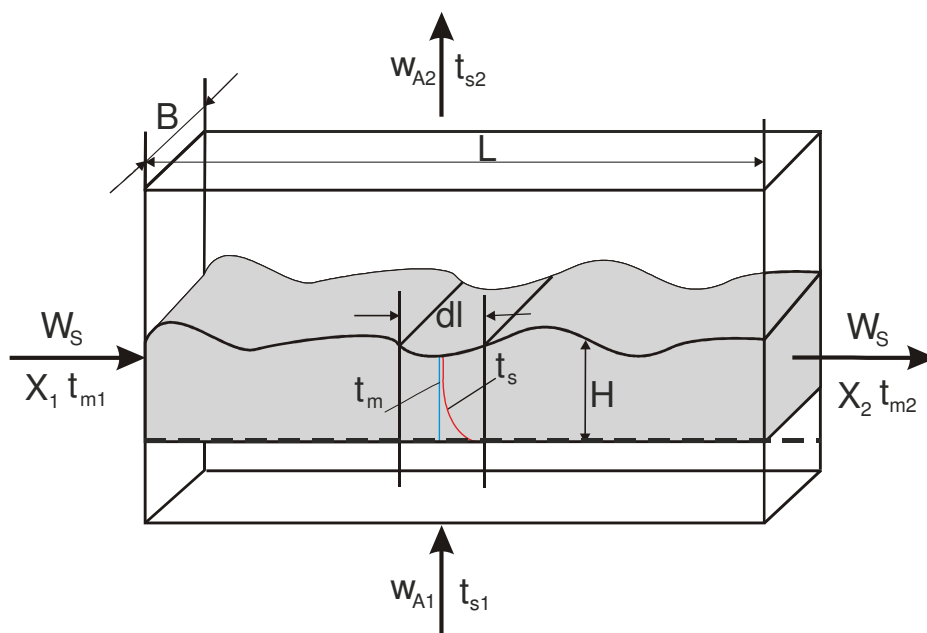


Rys. 4-19. Fluidalne złożo piasku szklarskiego w suszarce o wydajności 50 t/h zbudowanej wg projektu procesowego autora w 2011 r. w Roncevaux, Francja

Komora aparatu w części doprowadzającej czynnik suszący może być podzielona przegrodami prostopadłymi do kierunku przepływu materiału, powstałe sekcje mogą być zasilane czynnikiem z różną prędkością przepływu i temperaturą. Umożliwia to dopasowanie parametrów procesu do wymagań technologii – taki przypadek ma miejsce np. przy suszeniu powietrzem, gdzie końcowa sekcja zwykle bywa wykorzystywana do chłodzenia materiału po suszeniu.

Warto również dodać, że w złożu fluidalnym można umieścić kontaktowe elementy grzejne w formie rur lub płyt i dodatkowo dostarczać do złoża ciepło, zapobiegając w ten sposób zbyt niemu ochładzaniu się pary. Szczególnie korzystne, z punktu widzenia technologii, wydaje się zawracanie pary odlotowej ze złoża do elementów

grzejnych, gdzie ulega ona kondensacji, ogrzewając jednocześnie złoże. W ten sposób odzyskuje się ciepło kondensacji w tym samym aparacie bez potrzeby przesyłania pary poza instalację. W dalszej części przedstawiono metodykę symulacji suszenia parą w złożu fluidalnym o przepływie tłokowym. Taki model dla suszenia powietrzem jest zawarty w pracy *Pakowski i Mujumdar, 2007*. Udostępniono również program w Mathcadzie zawierający model suszarki, który łatwo zaadaptować do suszenia parą. Metodykę obliczeń suszarki parowej ze złożem idealnie wymieszanym podali *Chen i in., 2001*. Schemat suszarki fluidyzacyjnej o działaniu ciągłym jest pokazany na rys. 4-20, a schemat różniczkowego elementu złoża na rys. 4-21.

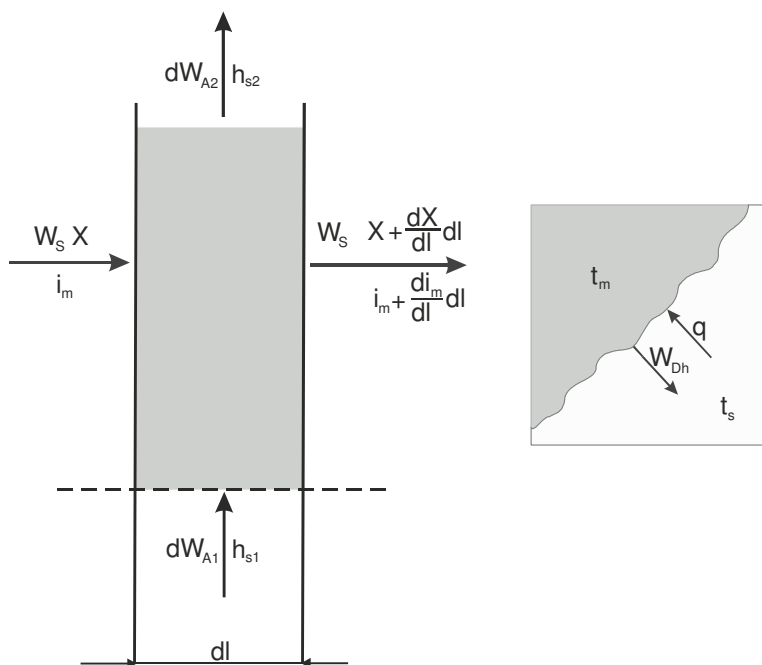


Rys. 4-20. Schemat suszarki fluidyzacyjnej typu rynnowego o działaniu ciągłym

Przedstawiony poniżej model suszarki fluidyzacyjnej ciągłej opiera się na następujących założeniach:

- przepływ materiału jest tłokowy w kierunku poziomym, lecz z uwagi na intensywny przepływ pęcherzyków gazowych materiał jest idealnie wymieszany w kierunku pionowym,
- przepływ fazy gazowej jest tłokowy ze względu na znacznie większą prędkość przepływu fazy gazowej niż stałej.

4.3.1. Model suszarki – równania bilansowe



Rys. 4-21. Schemat elementu różniczkowego długości złoża

Model tworzą następujące równania bilansowe

$$\frac{W_S}{S} \frac{dX}{dl} = -\bar{w}_D a_v \quad (4-67)$$

$$\frac{1}{S} \frac{dW_A}{dl} = \frac{W_S}{S} \frac{dX}{dl} \quad (4-68)$$

$$\frac{W_S}{S} \frac{di_m}{dl} = (\bar{q} - \bar{w}_D h_{Am}) a_v \quad (4-69)$$

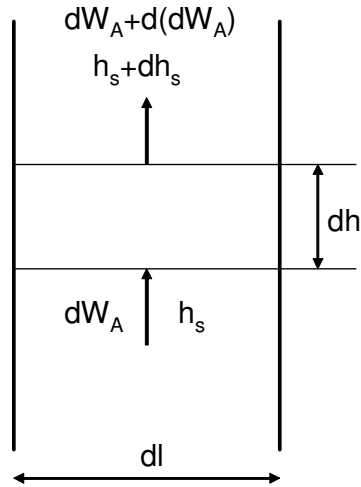
$$\frac{1}{S} \frac{dW_A}{dl} (h_{s2} - h_{s1}) = -\frac{W_S}{S} \frac{di_m}{dl} \quad (4-70)$$

Ponieważ lokalna entalpia pary opuszczającej złożę na danej długości złoża h_{s2} nie jest znana, jest niezbędny model pozwalający na jej obliczenie. Posłuży on również do wyznaczenia lokalnych dla danej głębokości złoża strumieni ciepła q_h i masy w_{Dh} , które pozwolą na obliczenie średnich wartości wg wzorów

$$\bar{q} = \frac{1}{H} \int_0^H \alpha(t_s - t_m) dh \quad (4-71)$$

$$\bar{w}_D = \frac{1}{H} \int_0^H w_{Dh} dh \quad (4-72)$$

Model ten ma formę poniższych równań bilansowych, ułożonych dla warstwy złoża o grubości dh pokazanej na rys. 4-22.



Rys. 4-22. Schemat różniczkowego elementu głębokości złoża

$$dW_A - \left(dW_A + \frac{d(dW_A)}{dh} dh \right) + B dl dh w_{Dh} a_v = 0 \quad (4-73)$$

$$dW_A h_s - \left(dW_A h_s + \frac{d(dW_A)}{dh} dh \right) \left(h_s + \frac{dh_s}{dh} dh \right) - B dl dh a_v (q_h - w_{Dh} h_{AV}) = 0 \quad (4-74)$$

Założymy równomierną gęstość strumienia fazy gazowej wzdłuż całej długości danej sekcji, a więc

$$\frac{dW_A}{dl} = \frac{W_A}{L} = \sigma_s \quad (4-75)$$

Zastępując dW_A wyrażeniem $\sigma_s dl$, otrzymujemy wyrażenie

$$\frac{d\sigma_s}{dh} = B \cdot w_{Dh} a_v \quad (4-76)$$

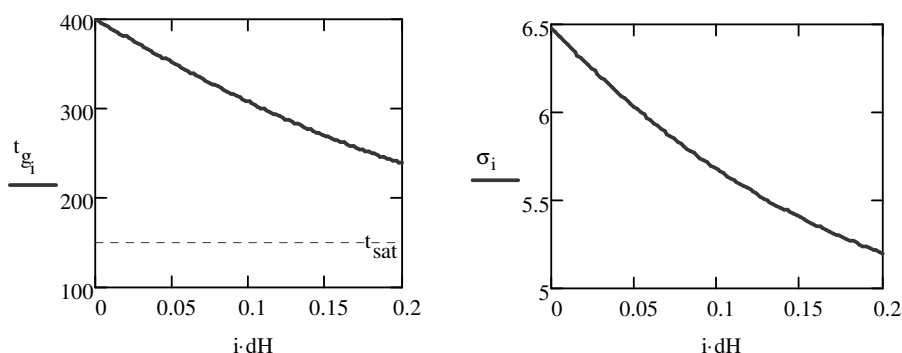
Podstawiając do (4-74) powyższe wyrażenie oraz wyrażenie na entalpię pary odpływającej ze strumieniem odparowującej wilgoci

$$h_{Av} = c_{AVm} t_m + \Delta h_{v0} \quad (4-77)$$

otrzymujemy

$$\frac{dt_s}{dh} = -\frac{B}{\sigma_s c_{AVs}} [\alpha(t_s - t_m) + w_{Dh}(c_{AVs} t_s - c_{AVm} t_m)] a_v \quad (4-78)$$

Wyrażenia (4-76) i (4-78) pozwalają na obliczenie profilu gęstości strumienia pary i jej temperatury wzdłuż głębokości złoża. Obliczenie to będzie wykonywane w trakcie całkowania układu równań opisujących zmianę zawartości wilgoci (4-67) i temperatury materiału (4-69) wzdłuż długości aparatu. Dla przykładowych przyjętych wartości parametrów pary na wlocie do złoża i materiału profile te mają kształt pokazany na rys. 4-23.



Rys. 4-23. Przykładowe profile gęstości strumienia pary (kg/m) i jej temperatury (°C) wzdłuż głębokości złoża (m) obliczone z wyrażen (4-76) i (4-78) w okresie kondensacji, t_{sat} – temperatura nasycenia

Równania bilansu masy i ciepła fazy stałej w kierunku przepływu materiału, po podstawieniu wyrażenia na entalpię wilgotnego materiału postaci (4-4)

$$i_m = (c_s + c_{AL} X) t_m - \Delta h_s X$$

przyjmą ostatecznie następującą postać roboczą

$$\frac{dX}{dl} = -\frac{S}{W_s} \bar{w}_D a_v \quad (4-79)$$

$$\frac{dt_m}{dl} = \frac{1}{c_s + c_{AL} X} \frac{S}{W_s} (\bar{q} - \bar{w}_D [(c_{AV} - c_{AL}) t_m + \Delta h_{v0} + \Delta h_s]) a_v \quad (4-80)$$

4.3.2. Model suszarki – równania konstytutywne

Przy projektowaniu równania te należy rozwiązać jako zagadnienie początkowe, gdyż znane są parametry wlotowe zarówno materiału, jak i pary.

Do projektowania niezbędna jest znajomość współczynnika wnikania ciepła faza gazowa–złoże i szybkości suszenia, które występują w równaniach konstytutywnych. Podstawą jest współczynnik wnikania ciepła, którego wartość należy wyznaczyć z odpowiedniego modelu. We fluidyzacji homogenicznej, jak w przypadku materiałów grupy A, jego wartość obliczyć można z równań korelacyjnych. Dla materiałów grupy B złoże jest nieciągłe, występują w nim pęcherze gazu, dlatego właściwy jest model pęcherzykowego złoża fluidalnego zaproponowany przez *Kunii i Levenspiela, 1969*. Wg modelu, liczba Nusselta zawierająca efektywny współczynnik wnikania ciepła gaz–cząstka ma dwa udziały: wynikający z wymiany ciepła w pęcherzyku między zawartymi w nim cząstkami i parą (pierwszy wyraz w nawiasie) i między pęcherzykiem a złożem gęstym (drugi wyraz w nawiasie)

$$Nu = \frac{\delta}{1 - \varepsilon_f} \left(\gamma Nu_{st} + \frac{d_p^2 \psi}{6 \lambda_g} (K_{bc})_h \right) \quad (4-81)$$

gdzie

$$\delta = \frac{u_g - u_{mf}}{u_b - u_{mf}} \quad (4-82)$$

$$\varepsilon_f = 1 - (1 - \varepsilon_{mf})(1 - \delta) \quad (4-83)$$

$$Nu_{st} = 2 + 0.6 Re_{st}^{0.5} Pr^{0.33} \quad (4-84)$$

$$Re_{st} = \frac{Ar}{18 + 0.61 Ar^{0.5}} \quad (4-85)$$

$$Ar = d_p^3 \frac{g(\rho_p - \rho_g)\rho_g}{\mu_g^2} \quad (4-86)$$

$$(K_{bc})_h = c_g \rho_g \left(4.5 \frac{u_{mf}}{d_b} + 5.85 \sqrt{\frac{\lambda_g}{c_g \rho_g} \frac{1.7697717}{d_b^{5/4}}} \right) \quad (4-87)$$

W równaniu (4-81) γ jest objętościowym udziałem cząstek w pęcherzyku. Przyjmuje on wartości z przedziału 0.001 do 0.005. Pozostają do wyznaczenia średnica pęcherzyka d_b i jego prędkość wznoszenia u_b oraz prędkość początku fluidyzacji u_{mf} . Można je wyznaczyć z odpowiednich teorii. W celu wyznaczenia parametrów pęcherzyka *Ciesielczyk, 2001* proponuje użyć zależności *Mori*

i Wena, 1975, z której średnicę pęcherzyka do modelu K-L należy wyznaczać na głębokości równej 0.4 głębokości złoża w początku fluidyzacji

$$d_b = d_{bm} - (d_{bm} - d_{b0}) e^{-0.3 \frac{H_{04}}{B}} \quad (4-88)$$

gdzie H_{04} to $0.4H_{mf}$. H_{mf} wyznacza się na podstawie porowatości na początku fluidyzacji. Należy najpierw policzyć prędkość początku fluidyzacji u_{mf} . Spośród wielu równań dla grup A i B jest zalecane równanie (Geldart, 1986)

$$Re_{mf} = \sqrt{1135.7 + 0.0408Ar} - 33.7 \quad (4-89)$$

natomiast ϵ_{mf} wyznaczyć można z zależności Todesa

$$Re_{mf} = \frac{Ar \epsilon_{mf}^{4.75}}{18.0 + 0.61 \sqrt{Ar \epsilon_{mf}^{4.75}}} \quad (4-90)$$

Wtedy

$$H_{mf} = H_0 \frac{1}{1 - \epsilon_{mf}} \frac{\rho_b}{\rho_p} \quad (4-91)$$

gdzie H_0 to początkowa głębokość złoża, a ρ_b gęstość nasypowa materiału. Średnicę początkową pęcherzyka dla perforowanych dystrybutorów gazu oblicza się z zależności Miwa i in., 1972

$$d_{b0} = 0.872 \left[A_0 \frac{u_g - u_{mf}}{f} \right]^{0.4} \quad (4-92)$$

gdzie f jest udziałem powierzchni otworów w powierzchni dna sitowego, a A_0 powierzchnią otworka. Tzw. maksymalną średnicę pęcherza d_{bm} oblicza się z zależności Mori i Wena

$$d_{bm} = 1.6377 \left[A (u_g - u_{mf}) \right]^{0.4} \quad (4-93)$$

gdzie A jest powierzchnią dna sitowego. W przypadku komór prostokątnych najlepiej wziąć $A = B^2$, gdzie B jest szerokością złoża. Należy tu zauważyć, że d_{bm} jest parametrem fikcyjnym (zob. Mori i Wen, 1975, Farshi i in., 2008) i może przyjmować wartości porównywalne lub większe niż szerokość aparatu (zob. Geldart, 1986 str. 85).

Prędkość wznoszenia pęcherzyka ub Ciesielczyk zaleca obliczać ze zmodyfikowanego przez Werthera równania Dartona

$$u_b = u_g - u_{mf} + 1.6 \sqrt{9.81 d_b} \quad (4-94)$$

Powyższe równania pozwalają na wyznaczenie współczynnika wnikania ciepła między fazą gazową a złożem.

Algorytm obliczeń symulacyjnych suszarki fluidyzacyjnej z przepływem tłokowym wg przedstawionego modelu prześledzić można w Przykładzie 4.

PRZYKŁAD 4

Suszarka fluidyzacyjna z przepływem tłokowym

Należy suszyć 10 t/h (masa wilgotna) węgla brunatnego od początkowej zawartości wilgoci równej 65% do końcowej 20%. Ze względów technologicznych proces będzie prowadzony pod ciśnieniem 5 barów. Podwyższone ciśnienie ma na celu zmniejszenie kosztów przetłaczania pary przez wzrost jej gęstości. Suszarka będzie miała trzy strefy, których temperatura i prędkość pary na wlocie będą wynosić odpowiednio: w pierwszej 400°C i 2.0 m/s, w drugiej 400°C i 1.2 m/s, w trzeciej 400°C i 0.8 m/s. Materiał na wlocie będzie rozdrobniony do średnicy Sautera równej 1.0 mm.

Właściwości lignitu przyjęto za *Potterem i in., 1988*: gęstość pozorna cząstek 1110 kg/m³, ciepło właściwe 1.0 kJ/(kg K), sferyczność 0.9.

Równowagę lignitu zmierzono i opisano w pracy *Pakowski i in., 2011a*. Ma ona postać równania Daya i Nelsona

$$\varphi_r = 1 - \exp\left(-a_1 t^{a_2} X^{a_3 t^{a_4}}\right) \quad (4-95)$$

ze współczynnikami $a_1 = 1.6769$, $a_2 = 0.6164$, $a_3 = 1.9905$ i $a_4 = -0.0628$.

Szybkość suszenia w okresie malejącej szybkości opisuje krzywa CDC wg Keeya z wykładnikiem 1.2. Należy określić rozmiary suszarki i pozostałe parametry procesowe.

Obliczenia i wyniki

Algorytm symulacji wielosekcyjnej suszarki rynnowej polega na rozwiązywaniu równań bilansowych (4-79) i (4-80) dla fazy stałej wzdłuż długości aparatu. Jednocześnie występujące w tych równaniach średnia całkowita strumienia ciepła (4-71) i szybkości suszenia (4-72) są obliczane przez całkowanie równań (4-76) i (4-78) w kierunku pionowym, a następnie wykorzystanie metody Simpsona lub wzoru trapezów do obliczenia całki. Podczas całkowania wzdłuż długości aparatu algorytm sprawdza, w której sekcji aparatu znajduje się dana długość bieżąca i odpowiednio ustawia parametry charakterystyczne dla danej sekcji. Każdorazowo korzysta się z modelu złoża pęcherzykowego (4-81) do (4-94) w celu wyznaczenia lokalnych wartości porowatości złoża, współczynnika wnikania ciepła i jednostkowej powierzchni kontaktu faz.

Tutaj również posłużono się metodą symulacji celem zaprojektowania suszarki spełniającej założenia projektowe. Ponieważ ciepło jest doprowadzane do złoża w sposób konwekcyjny jedynie z parą, dlatego temperatura pary powinna być odpowiednio wysoka – przyjęto tu 400°C. W suszarkach, gdzie dodatkowo złożo

jest ogrzewane kontaktowo przez zanurzone w nim elementy grzejne, lub w suszarkach ze złożem idealnie wymieszanym temperaturę pary można znacznie obniżyć (Potter i in., 1988, Chen i in., 2001, Lehner i in., 2009). Ponieważ przepływ złoża jest typu tłokowego, na wlocie gorąca para kontaktuje się z warstwą zimnego materiału. Prędkość pary i głębokość złoża w pierwszej sekcji dobrano więc tak, aby nie została przekroczona głębokość penetracji pary. W kolejnych sekcjach, w których złożo jest już rozgrzane do temperatury nasycenia, tutaj 151.8°C, można było zmniejszyć prędkość przepływu pary i zwiększyć głębokość złoża. Mniejsza niż w pozostałych sekcjach głębokość złoża w pierwszej sekcji wymaga, aby była ona umieszczona kaskadowo w stosunku do pozostałych. Umożliwi to przepływ grawitacyjny złoża w kierunku wylotu.

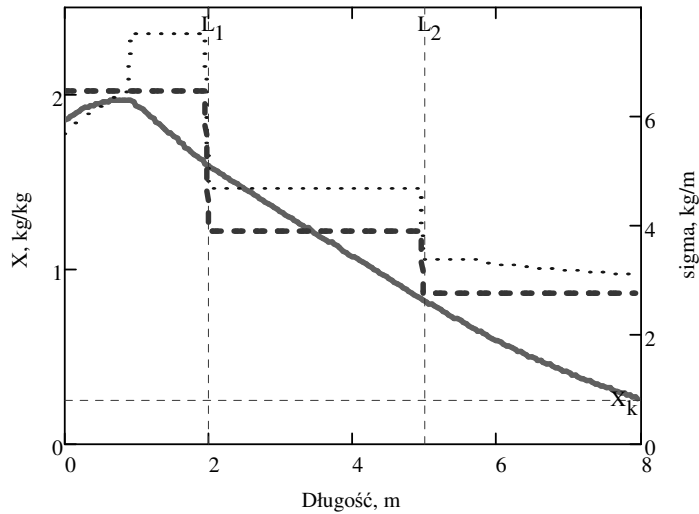
Zestawienie dobranych parametrów dla każdej z trzech sekcji podano poniżej. Dobrano szerokość suszarki 2 m, aby współczynnik smukłości był możliwie duży – wynosi on 1:4. Podano też niektóre z wyliczonych parametrów złoża: prędkość początku fluidyzacji u_{mf} , prędkość początku transportu pneumatycznego u_t , powierzchnię jednostkową kontaktu faz a_v , współczynnik wnikania para-cząstka w złożo α i porowatość złoża. Jako głębokość obliczeniową złoża przyjęto nominalną wynikającą z konstrukcji suszarki (na tej wysokości są umieszczone przegrody oddzielające sekcje).

Sekcja	L	H	u	u_{mf}	u_t	a_v	α	α
	m	m	m/s	m/s	m/s	m ² /m ³	kW/(m ² K)	-
1	2	0.2	2.0	0.240	3.44	1207	0.033	0.819
2	3	0.3	1.2	0.242	3.42	2093	0.016	0.686
3	3	0.3	0.85	0.242	3.42	2589	0.014	0.612

Poniżej pokazano przyjęte wlotowe parametry pary (indeks 1) oraz obliczone całkowite natężenie odpływu pary z danej sekcji W_{A2} i średnią całkową temperaturę pary odlotowej t_{g2} ,

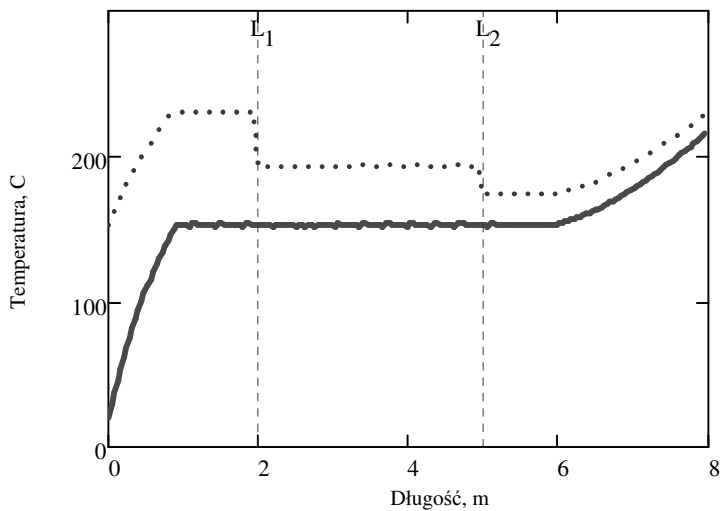
Sekcja	W_{A1}	t_{g1}	W_{A2}	t_{g2}
	kg/s	°C	kg/s	°C
1	12.96	400	13.95	207.9
2	11.67	400	13.99	186.3
3	8.26	400	9.65	186.9

Suszarka produkuje netto ponad 16 ton/h pary o temperaturze bliskiej 200°C pod ciśnieniem 5 barów. W zależności od technologii parę tę można wykorzystać w innym procesie lub na miejscu do podgrzewania złoża przeponowo. W ten sposób można odzyskać znaczne ilości ciepła.



Rys. 4-24. Rozkład zawartości wilgoci materiału suszonego (linia ciągła) i gęstości liniowej strumienia pary na wlocie (linia przerywana) i wylocie (linia kropkowana) ze złoża wzdłuż długości suszarki, linie L_1 i L_2 oznaczają granice sekcji

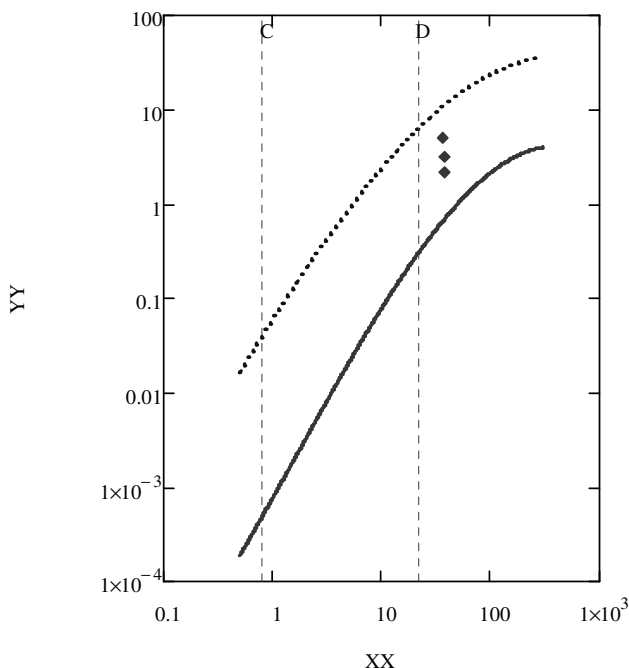
Na rys. 4-24 i 4-25 pokazano obliczone rozkłady zawartości wilgoci, gęstości natężenia przepływu pary i temperatury materiału oraz pary odpływającej ze złoża. Zgodność bilansów ogólnych masy wilgoci i ciepła dla obliczonych profili wynosi odpowiednio -0.572% i -0.831%.



Rys. 4-25. Rozkład temperatury materiału (linia ciągła) i pary na wylocie ze złoża (linia kropkowana) wzdłuż długości suszarki

Na wylocie osiągnięto końcową zawartość wilgoci równą 19.5% i temperaturę materiału 219°C. Temperatura ta jest dość wysoka i wymaga chłodzenia węgla po suszarce. *Potter i in., 1988* proponują wykorzystać w tym celu ochłodzone gazy spalinowe, gdyż ich mała zawartość tlenu gwarantuje eliminację samozapłonu. Chociaż po wysokotemperaturowym suszeniu węgla brunatnego wzrasta jego wartość opałowa (ze względu na usunięcie powierzchniowych grup hydroksylowych), to zbyt wysoka temperatura końcowa może prowadzić do częściowego rozkładu termicznego, który jest niepożądany.

Dla kontroli naniesiono parametry pracy złoża w poszczególnych sekcjach na wykres Grace'a – rys. 4-26. Z wykresu wynika, że materiał nieznacznie przekracza granice grupy B i wkracza w zakres grupy D. Cząstki materiału powinny być nieco mniejsze. Nie należy się jednak spodziewać znacznych rozbieżności w stosunku do obliczeń przeprowadzonych tu za pomocą modelu K-L, który zakłada fluidyzację materiału typu B.



Rys. 4-26. Wykres Grace'a dla projektowanej suszarki
Punkty oznaczają warunki pracy w poszczególnych sekcjach

Spadek ciśnienia na złożu w poszczególnych sekcjach obliczono ze wzoru Erguna

$$\Delta p_b = \left[150 u_g \mu_g \left(\frac{1 - \varepsilon}{d_p} \right)^2 \frac{1}{\varepsilon^3} + 1.75 u_g^2 \rho_g \frac{1 - \varepsilon}{d_p} \frac{1}{\varepsilon^3} \right] H \quad (4-96)$$

Spadek ciśnienia na dystrybutorze gazu obliczono wg wzoru, który podali dla dystrybutorów perforowanych *Qureshi i Creasy, 1979*

$$\Delta p_d = 0.533 \left(\frac{d_o}{s} \right)^{0.25} \left(\frac{u_g}{f} \right)^2 \rho_g \quad (4-97)$$

Zastosowano dystrybutor gazu z tłoczonymi otworami typu „gill plate” o grubości 0.6 mm, średnicy ekwiwalentnej otworka 0.856 i powierzchni swobodnej 4%. Przetłoczenie tworzy rodzaj daszka, który zapobiega przesypaniu się złoża pod dystrybutor w trakcie przepływu przez aparat.

Obliczone wartości obu spadków ciśnienia podano poniżej. Podano również stosunek spadku ciśnienia na dystrybutorze do spadku ciśnienia na złożu. Powinien on być większy niż 0.21, co zapewnia stabilną pracę złoża i równomierny rozkład pary. Warunek ten jest spełniony.

Pokazano również obliczone teoretyczne moce wentylatorów nadmuchu pary dla poszczególnych sekcji oraz czas przebywania materiału w sekcjach.

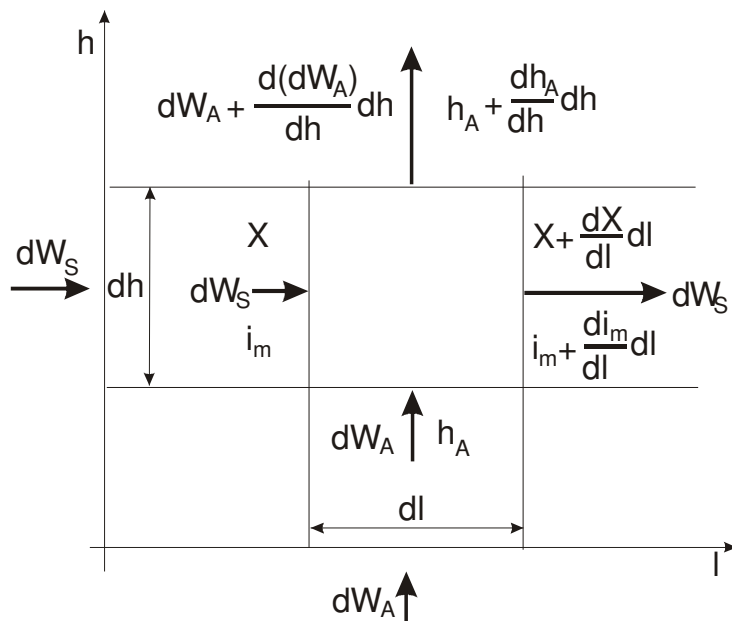
Sekcja	Δp_b	Δp_d	Δp	$\Delta p_d / \Delta p_b$	P_{went}	τ_{res}
	kPa	kPa	kPa	–	kW	min
1	0.950	2.77	3.72	2.19	29.7	0.96
2	1.754	1.02	2.77	0.58	20.0	3.73
3	1.751	0.51	2.26	0.29	11.5	4.61

Suszarka o dobranych tu gabarytach odparowuje 16.15 ton wody na godzinę, co daje jednostkowe odparowanie 0.28 kg/(m²s). W porównaniu, suszarka używająca gorącego powietrza o tej samej temperaturze i przy takich samych prędkościach przepływu powietrza ma powierzchnię ponad dwa razy większą i moc wentylatorów ponad cztery razy większą.

4.4. Suszarka taśmowa

Suszarka taśmowa jest prostym urządzeniem nadającym się do suszenia praktycznie dowolnych materiałów, jednakże z uwagi na stosunkowo małą intensywność wymiany ciepła i masy jej zastosowanie ogranicza się do materiałów, które źle znoszą mieszanie i tarcie, są delikatne, kleiste lub schną bardzo wolno. Są to materiały pochodzenia typowo rolniczego i leśnego, jak zioła, owoce, warzywa, spożywcze, jak makarony, wyroby cukiernicze czy chemicznego, jak pasty barwników i pigmentów. Czas przebywania w suszarce taśmowej jest łatwo regulowany szybkością taśmy i może sięgać kilkunastu godzin. Ogrzewanie materiału może odbywać się kontaktowo od podgrzewanej taśmy lub radiacyjnie od zainstalowanych nad taśmą promienników, jednak najczęściej jest stosowane ogrzewanie konwekcyjne stosowane również w suszeniu parą. Czynniki suszące może przepływać nad materiałem suszonym, ale z uwagi na małą powierzchnię

kontaktu w tym przypadku jest wskazany przepływ pary przez złożę usypane na taśmie. W odróżnieniu od złoża fluidalnego prędkość przepływu jest tak dobrana, aby warstwa materiału pozostawała nieruchoma.



Rys. 4-27. Schemat bilansowanego elementu złoża w przepływie krzyżowym

Dodatkowo warstwa ta musi być dość luźna, aby spadek ciśnienia nie był duży, gdyż całkowite uszczelnienie perforowanej taśmy z komorą napływu pary nie jest możliwe z uwagi na ruch taśmy. Część pary wydostaje się wzdłuż krawędzi taśmy z tym większym natężeniem, im większe ciśnienie panuje w komorze.

Przepływ pary przez ruchome złożę to typowy przypadek przepływu krzyżowego. Z punktu widzenia modelu procesu suszenia jest zagadnieniem dwuwymiarowym. Schemat przepływu krzyżowego wraz oznaczonymi strumieniami pokazuje rys. 4-27. W odróżnieniu od współ- lub przeciwpływu (jak np. w suszarce pneumatycznej lub bębnowej) do bilansowanego różniczkowego elementu objętości złoża o długości dl i grubości dh dopływa jedynie różniczkowa część całego strumienia masy materiału suszonego i pary. W przypadku równomiernego rozkładu tych strumieni po długości i wysokości złoża lepiej posługiwać się natężeniem przepływu masy danej fazy na jednostkę długości (wysokości) σ . Definiujemy więc

$$\sigma_s = \frac{dW_s}{dh} = \frac{W_s}{H} \quad \sigma_A = \frac{dW_A}{dl} = \frac{W_A}{L} \quad (4-98,99)$$

Wtedy mamy

$$dW_s = \sigma_s dh \quad dW_A = \sigma_A dl \quad (4-100,101)$$

Z zastosowaniem powyższych oznaczeń oraz stosując podane wcześniej wyrażenia na entalpię materiału i_m i pary h_A (2-6) i (2-7), bilanse ciepła i masy dla różniczkowego elementu objętości złoża są następujące:

bilans masy dla fazy stałej

$$\frac{\partial X}{\partial t} = -\frac{B}{\sigma_s} w_D a_v \quad (4-102)$$

gdzie B jest szerokością złoża,

bilans masy dla fazy gazowej

$$\frac{\partial \sigma_A}{\partial h} = B w_D a_v \quad (4-103)$$

bilans ciepła dla fazy stałej

$$\frac{\partial t_m}{\partial t} = \frac{B}{\sigma_s} \frac{1}{c_s + c_{AL} t_m} \{ \alpha(t_s - t_m) - w_D [(c_{AV} - c_{AL}) t_m + \Delta h_{v0} + \Delta h_s] \} a_v \quad (4-104)$$

bilans ciepła dla fazy gazowej

$$\frac{\partial t_s}{\partial h} = -\frac{B}{\sigma_A} \frac{1}{c_{AVs} t_s} [\alpha(t_s - t_m) - w_D (c_{AVs} t_s - c_{AVm} t_m)] a_v \quad (4-105)$$

Niezbędnym równaniem konstytutywnym, które pozwoli wyznaczyć współczynnik wnikania ciepła w usypanej warstwie ziarnistej, może być korelacja Yoshidy podana przez *Birda i in., 1960* postaci

$$j_H = 0.91 \text{Re}^{-0.51} \psi \quad \text{dla} \quad \text{Re} < 50 \quad (4-106)$$

$$j_H = 0.61 \text{Re}^{-0.41} \psi \quad \text{dla} \quad \text{Re} \geq 50 \quad (4-107)$$

gdzie czynnik wnikania ciepła jest dany wyrażeniem

$$j_H = \frac{\alpha}{c_p u \rho} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{2/3} \quad (4-108)$$

zaś liczba Re jest zdefiniowana jako

$$\text{Re} = \frac{u_g \rho_g}{a_v \mu_g \psi} \quad (4-109)$$

gdzie a_v wyznacza się z wyrażenia (4-24), a właściwości dotyczą fazy gazowej. Po podstawieniu powyższych zależności do (4-106) i (4-107) otrzymuje się wyrażenia

$$Nu_p = 2.269 Re_p^{0.49} Pr^{0.33} (1 - \varepsilon)^{0.51} \psi \quad \text{dla} \quad Re_p \frac{1}{6(1 - \varepsilon)} < 50 \quad (4-110)$$

$$Nu_p = 1.202 Re_p^{0.59} Pr^{0.33} (1 - \varepsilon)^{0.41} \psi \quad \text{dla} \quad Re_p \frac{1}{6(1 - \varepsilon)} \geq 50 \quad (4-111)$$

Wartości współczynnika wnikania ciepła w parze są dość małe, od kilku do kilkunastu $W/(m^2K)$, np. dla warstwy zrębków drzewnych przy prędkości przepływu 1.2 m/s pary o temp 180°C pod ciśnieniem 2-4 barów *Hermansson i in., 1992* otrzymali wartość 3.1 $W/(m^2K)$.

W najczęściej stosowanych popularnych pakietach do obliczeń numerycznych Mathcad® i Matlab® nie ma narzędzi do rozwiązywania układów równań różniczkowych cząstkowych stopnia pierwszego. Pozostaje więc samodzielne skonstruowanie programu, który będzie rozwiązywać sformułowany powyżej układ równań. Najprostszy algorytm numeryczny metody służącej do rozwiązywania równań różniczkowych rzędu pierwszego to metoda jawna Eulera polegająca na prostym podstawieniu

$$y_{i+1} = y_i + \Delta x y'(x_i) \quad (4-112)$$

Szczegóły organizacji odpowiedniego algorytmu dla powyższego problemu podano np. w podręczniku *Pakowski i Głębowski, 2001*. Algorytm ten jest wystarczający dla przypadku, gdy funkcje są stosunkowo wolnozmiennie, jak np. w przypadku suszenia powietrzem w niskich temperaturach. W przypadku suszenia wysokotemperaturowego oraz w przypadku suszenia parą całkowanie pochodnych zawartości wilgoci i temperatury materiału lepiej wykonywać bardziej stabilnym algorytmem, jak np. metoda Runge-Kutty IV rzędu postaci

$$y_{i+1} = y_i + \frac{1}{6} \Delta x (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) \quad (4-113)$$

gdzie

$$k_1 = y'(x_i) \quad (4-114)$$

$$k_2 = y'(x_i + \frac{\Delta x}{2} k_1) \quad (4-115)$$

$$k_3 = y'(x_i + \frac{\Delta x}{2} k_2) \quad (4-116)$$

$$k_4 = y'(x_i + \Delta x k_3) \quad (4-117)$$

Wykorzystanie tego algorytmu zmniejsza oscylacje rozwiązania przy niezbyt dużej liczbie kroków całkowania (20 – 50). Nie ma potrzeby stosować go do bilansów fazy gazowej.

Ilustrację zastosowania powyższego modelu stanowi przypadek suszarki do osadu ściekowego.

PRZYKŁAD 5

Należy wysuszyć 1000 kg/h (na wilgotną masę) osadu ściekowego w formie wytłaczanych cylinderków o średnicy 10 mm i długości ok. 25 mm. Osad jest wstępnie mechanicznie odwodniony i ma początkową zawartość wilgoci 1.9 kg/kg, tj. 65.5%. Końcowa wymagana zawartość wilgoci wynosi najwyżej 0.1 kg/kg (9.1%). Materiał ma początkową temperaturę 20°C, z uwagi na jego niską odporność termiczną zastosowano na wlocie parę o temperaturze 200°C.

Dane materiału: ciepło właściwe suchej masy 1.6 kJ/(kg K), gęstość suchej masy 1421 kg/kg. Początkową gęstość cząstek obliczono jako sumę udziałów wody i ciała stałego. Zaniedbano skurcz suszarniczy. Równowagę sorpcyjną opisuje zmodyfikowane równanie Chunga i Pfosta postaci

$$\frac{P_0}{P_{sat}(t)} = \exp\left[-\frac{s_1}{s_3 + t} \exp(-s_2 X)\right] - \exp\left(-\frac{s_1}{s_3 + t}\right) \quad (4-118)$$

o współczynnikach $s_1 = 1.92 \cdot 10^3$, $z_2 = 8.0$ i $z_3 = 235.671$. Krytyczna zawartość wilgoci wynosi 1.01 kg/kg a krzywa CDC wg Fiłonienki ma współczynniki $k_1 = 0.2461$, $k_2 = 1.0179$ i $k_3 = 0.7385$.

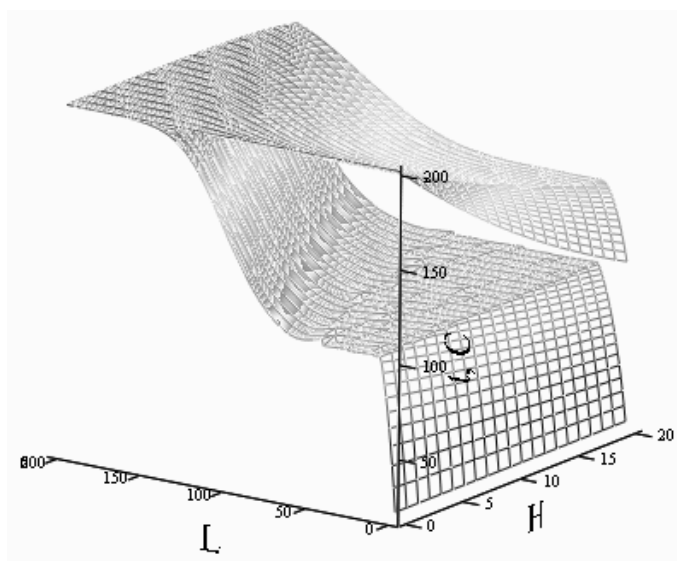
Sferyczność cząstki wyznaczono na podstawie jej geometrii i wynosi ona 0.805. Porowatość luźno usypanego złoża przyjęto jak dla materiałów wytłaczanych (za *Wen-Ching Yangiem*, 2003) jako 0.42. Dla tych danych powierzchnia kontaktu faz na jednostkę objętości złoża wynosi 278.4 m²/m³.

Obliczenia i wyniki

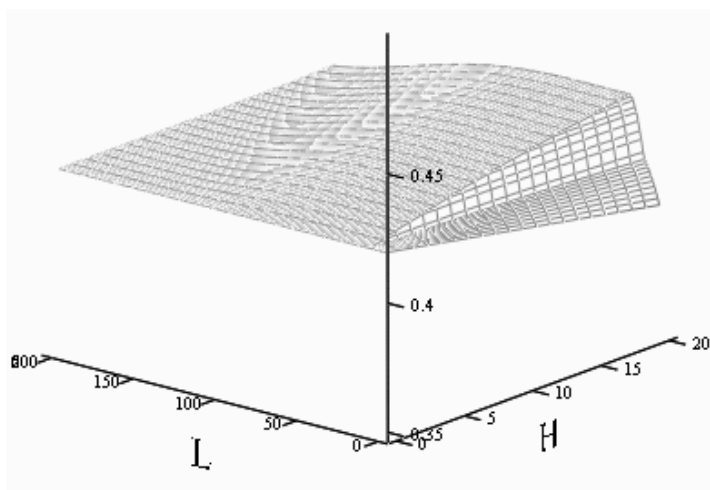
Projektowanie wykonano metodą symulacji, przyjmując kolejne grubości złoża, prędkości przepływu pary, szerokości złoża na taśmie i długości taśmy, aż do uzyskania końcowej zawartości wilgoci poniżej oczekiwanej. W obliczeniach zaniedbano skurcz suszarniczy, ale uwzględniono ciepło sorpcji obliczone wg równania Clausiusa-Clapeyrona na podstawie równania równowagi sorpcyjnej.

Uzyskano zadowalający wynik dla grubości złoża 50 mm i prędkości przepływu (na powierzchnię taśmy) równej 0.6 m/s. Współczynnik wnikania ciepła paracząstka na wlocie do złoża wynosi 30.2 W/(m²K). Dla pewności obliczono prędkość początku fluidyzacji (równanie Mori-Wena z modyfikacją Geldarta); wynosi ona 3.2 m/s, a więc złożo nie będzie podnoszone przez parę. Obliczenia wykonano numerycznie metodą różnic skończonych, stosując cytowany algorytm

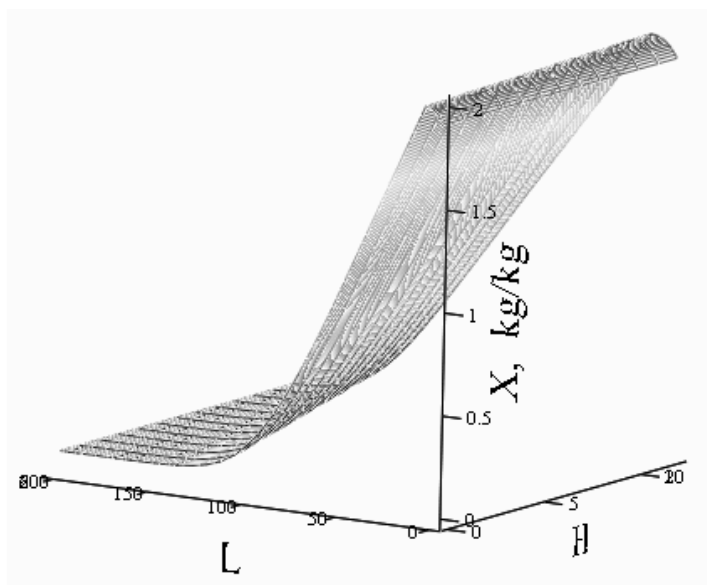
wykorzystujący metodę RK4 całkowania bilansów dla fazy stałej. Złoże podzielono na 20 części w kierunku pionowym i 200 w kierunku poziomym. Dla założonej szerokości złoża na taśmie 1.5 m długość taśmy spełniająca wymagania wynosi 15 m. Dla tych parametrów rozkłady obliczonych temperatur materiału i pary, gęstości liniowej strumienia pary ($\text{kg}/(\text{m s})$) oraz zawartości wilgoci w zależności od długości L i głębokości złoża H jest przedstawiają rysunki (4-28) do (4-30). Na osiach L i H jest pokazana liczba węzłów siatki.



Rys. 4-28. Obliczone rozkłady temperatur w przepływie krzyżowym
górna powierzchnia – para, dolna – materiał



Rys. 4-29. Obliczony rozkład gęstość liniowej strumienia pary (σ , $\text{kg}/(\text{m s})$)
w przepływie krzyżowym



Rys. 4-30. Obliczony rozkład zawartości wilgoci materiału w przepływie krzyżowym

Obliczone średnie całkowite parametry materiału (po grubości złoża) na wylocie wynoszą: zawartość wilgoci 0.0772 kg/kg, tj. ok. 7.2%, temperatura ok. 193 °C. Obliczone średnie parametry pary (po długości taśmy): gęstość liniowa strumienia pary wzrasta z 0.418 do 0.430 kg/(m s), a temperatura spada z 200°C do 156 °C. Czas przebywania materiału w suszarce wynosi 23.6 min.

Błąd względny całkowego i ogólnego bilansu masy wynosi -0.108%, a bilansu ciepła 0.373%.

Obliczenia ilustrują sposób projektowania na podstawie przedstawionego modelu, wyniki nie reprezentują jednak optymalnej suszarki. Przyczyny tego są różne:

- obniżono temperaturę pary, aby nie doprowadzać do rozkładu termicznego i wzmożonej emisji lotnych składników; z uwagi na nierównomierny rozkład temperatur w złożu przegrzewa się ono od spodu; praktycznie, zapobieżenie temu jest możliwe i polega na okresowej zmianie kierunku przepływu pary, jest to jednak kłopotliwe w suszarce taśmowej, a prostsze w innym typie suszarki omówionej w następnej sekcji;
- głębokość złoża musi być mała, aby zbyt nie ochładzać pary i nie doprowadzić do jej kondensacji – niebezpieczeństwo to jest największe na wlocie materiału do suszarki, tam powinno się stosować największą prędkość pary, ten sposób zastosowano w Przykładzie 7 w następnej sekcji.
- zastosowano małą prędkość przepływu, aby zmniejszyć opory przepływu przez złożo.

Optymalizacja tego projektu wymaga dodatkowych obliczeń.

Ze względów technicznych budowanie suszarki taśmowej w postaci pojedynczej długiej taśmy nie zawsze jest możliwe. Zwykle dzieli się taśmę na parzystą (jeśli wlot i wylot mogą być na tym samym końcu aparatu) lub nieparzystą liczbę odcinków. Wewnątrz aparatu materiał przesypuje się z jednej taśmy na drugą. Można wtedy wykorzystać czynnik suszący wychodzący z jednej taśmy i skierować go pod drugą taśmę zarówno w przeciwnym kierunku, jak i w tym samym kierunku do materiału. Uzyskuje się wtedy lepsze wykorzystanie czynnika grzejącego. Niezbędny jest do tego wentylator obiegowy. Sposób postępowania w przypadku przeciwnego kierunku przepływu ilustruje Przykład 6.

PRZYKŁAD 6

Suszeniu podlega katalizator Cr-Fe w postaci tabletek o średnicy 12 i wysokości 6 mm. Jego początkowa zawartość wilgoci wynosi 1.1 kg/kg, a końcowa musi wynosić najwyżej 0.01 kg/kg. Projektowana wydajność suszarki to 500 kg/godz. (na suchą masę). Suszarka będzie posiadać dwie taśmy zasilane parą umieszczone jedna nad drugą. Para przepływać będzie przez materiał w sposób krzyżowy i jednocześnie przepływać w przeciwnym kierunku do przepływu materiału. Materiał jest termoodporny.

Właściwości materiału: ciepło właściwe suchej masy 0.7 kJ/(kg K), gęstość suchej masy 5200 kg/m³. Zaniedbano skurcz suszarniczy.

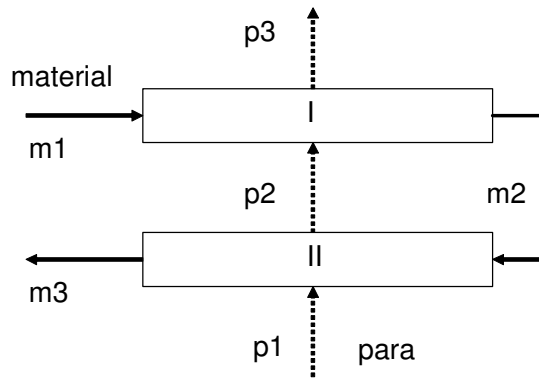
Równanie równowagi sorpcyjnej wg równania Hendersona ma postać

$$\frac{P_0}{P_{sat}(t)} = 1 - \exp(-s_1 T X^{s_2}) \quad (4-119)$$

gdzie $s_1 = 0.028$ i $s_2 = 1.21$. Równanie CDC ma postać równania Filonienki ze współczynnikami $k_1 = 0.3286$, $k_2 = 0.867$ i $k_3 = 0.6624$. Ciepło sorpcji obliczono z równania Clausiusa-Clapeyrona. Przedstawione obliczenia wykonano w ramach projektu dla jednego z polskich zakładów chemicznych.

Obliczenia i wyniki

Przyjęto wymiary taśm równe: długość taśmy górnej 7 m, dolnej 8 m, szerokość 1 m. Grubość usypanej warstwy będzie wynosić 35 mm. Przyjęto porowatość usypanego złoża równą 0.42. Powierzchnia właściwa kontaktu faz wynosi wtedy 386.7 m²/m³. Zastosowano parę o temperaturze 280 °C pod ciśnieniem atmosferycznym. Wstępnie przyjęto prędkość napływu pary pod dolną taśmę równą 0.6 m/s. Współczynnik wnikania ciepła para-cząstka wynosi wtedy 37.4 W/(m² K). Schemat strumieni materiału i pary w tym aparacie przedstawia rys. 4-31.

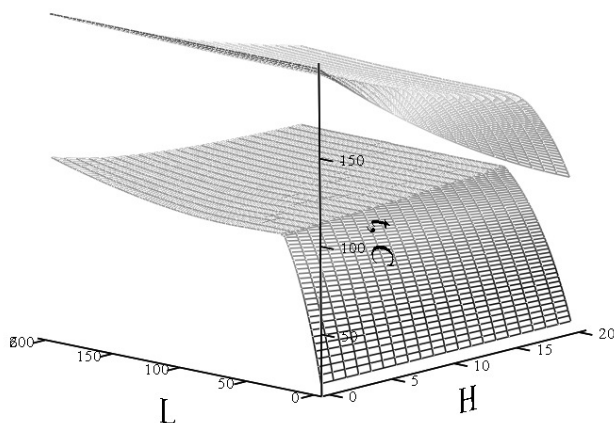


Rys. 4-31. Schemat przepływu materiału i pary w suszarce z dwiema taśmami

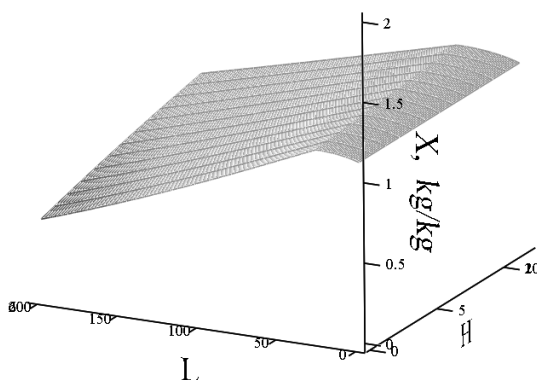
Projektowanie zostanie wykonane przez symulację, tj. będą zakładane kolejne prędkości przepływu pary, aż do uzyskania zadanej końcowej zawartości wilgoci materiału. Stosunkowo proste, ale czasochłonne, są obliczenia metodą prób i błędów. Z wymagań projektowych znamy strumień materiału m_1 oraz zakładamy strumień pary p_1 . Należy teraz założyć temperaturę i natężenie strumienia pary p_2 . Można wtedy obliczyć stopień I i wyznaczyć strumienie pary p_3 i materiału m_2 . Mając strumień materiału m_2 , można obliczyć stopień II i wyznaczyć strumień pary p_2 i strumień wylotowy materiału m_3 . Jego parametry powinny spełniać wymagania projektowe. Jeśli nie, należy założyć nowe parametry wlotowe pary, a jeśli tak, można teraz powtórzyć obliczenia stopnia I, a następnie II i powtarzać tę sekwencję, aż do chwili, gdy zgodność między założonymi i obliczonymi parametrami strumienia p_2 jest wystarczająca (różnica temperatur $<1-2^{\circ}\text{C}$). Do obliczeń pojedynczego stopnia służy model symulacyjny opisany w Przykładzie 5. Przy przesypie materiału z taśmy górnej na dolną rozkłady temperatury i zawartości wilgoci po głębokości złoża wyrównują się. W ten sposób obliczono parametry wszystkich strumieni w projektowanym przypadku. Ich zestawienie przedstawiono poniżej, a obliczone rozkłady temperatur i zawartości wilgoci pokazano na rys. 4-32 do 4-35.

Stopień		Materiał		Para	
		Zaw. wilgoci kg/kg	Temperatura $^{\circ}\text{C}$	Przepływ kg/s	Temperatura $^{\circ}\text{C}$
I	Wlot	1.1	20	1.765	199.1
	Wylot	0.686	105.7	1.824	140.2
II	Wlot	0.686	105.7	1.667	280
	Wylot	0.010	266.6	1.765	199.6

Ścisłe dochowanie zgodności parametrów strumienia pary p2 nie jest konieczne w przypadku, gdy pomiędzy stopniami zostanie umieszczony dodatkowy przegrzewacz pary. Można wtedy ustalić temperaturę wlotową pary do I stopnia na zadanym poziomie, co upraszcza obliczenia.



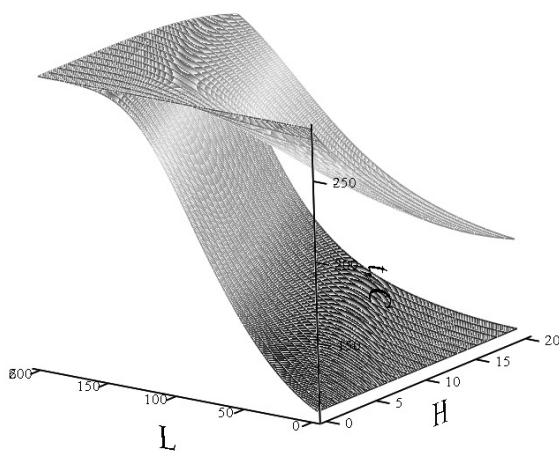
Rys. 4-32. Obliczone rozkłady temperatur dla taśmy górnej u góry temperatura pary, u dołu temperatura materiału



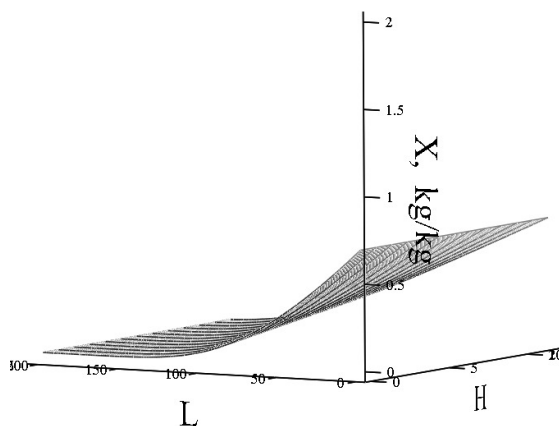
Rys. 4-33. Obliczony rozkład zawartości wilgoci materiału dla taśmy górnej

Istnieje możliwość automatyzacji obliczeń, gdyż pozwala na to struktura systemu. W układzie występuje 6 strumieni, z których każdy ma dwa parametry: natężenie przepływu wilgoci i temperaturę. Spośród 12 zmiennych opisujących te strumienie 4 są znane: natężenie przepływu wilgoci i temperatura materiału strumienia m1, natężenie przepływu wilgoci strumienia m3 i temperatura strumienia p1. Każdy

stopień jest opisany 4 równaniami (bilanse ciepła i masy wilgoci dla obu faz). W efekcie liczba równań jest równa liczbie niewiadomych, a więc stopień swobody układu wynosi zero, można więc rozwiązać układ równań stanowiących model procesu. Ponieważ częściami systemu są elementy opisane równaniami różniczkowymi, muszą być one samodzielnymi modelami. Taką strukturę można zaprogramować, wykorzystując np. Matlab® lub posłużyć się wyspecjalizowanym oprogramowaniem, takim jak Simulink®. Należy pamiętać, że nie dla każdego wektora założonych danych istnieje rozwiązanie.



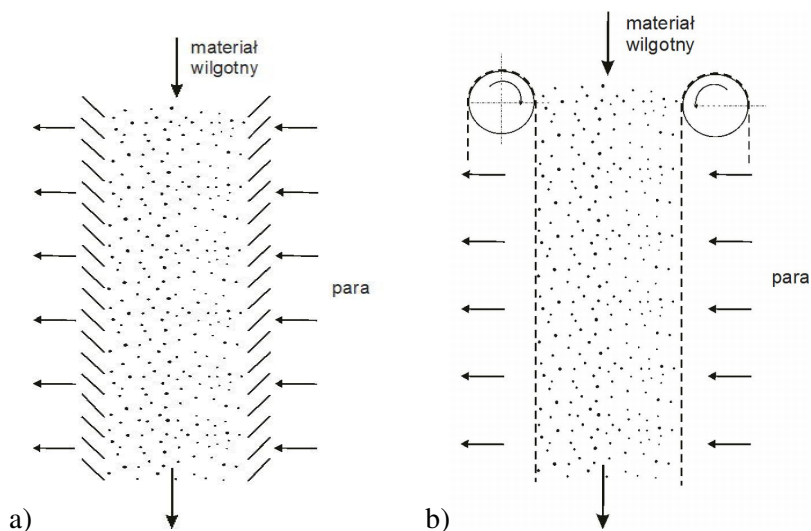
Rys. 4-34. Obliczone rozkłady temperatur dla taśmy dolnej u góry temperatura pary, u dołu temperatura materiału



Rys. 4-35. Obliczony rozkład zawartości wilgoci materiału dla taśmy dolnej

4.5. Suszarka szybowa z ruchomym złożem i przepływem krzyżowym

Suszarka szybowa z ruchomym złożem i przepływem krzyżowym jest podobna do suszarki taśmowej z krzyżowym przepływem gazu, jednakże tu ruch złoża odbywa się w kierunku pionowym, a faza gazowa płynie w kierunku poziomym. Suszarka ma kształt pionowego szybu, którego dwie przeciwległe ściany są zbudowane z żaluzji, przez które może przepływać faza gazowa – rys. 4-36. Materiał opada tu w sposób grawitacyjny. Inną konstrukcją zaproponowali *Pikoń J. i in., 1976*. Warstwa materiału ziarnistego jest ujęta między dwie taśmy z siatki poruszające się z tą samą prędkością co złożo. Czastki materiału na prostopadłych do siatki krawędziach złoża opadają swobodnie, ślizgając się po ścianach szybu. Ponieważ złożo jest ograniczone siatką z obu stron prostopadłych do kierunku przepływu fazy gazowej, faza ta może mieć znaczną prędkość bez obaw o unoszenie materiału, co mogłoby mieć miejsce w suszarce taśmowej przy przepływie gazu w kierunku pionowym ku górze.



Rys. 4-36. Schemat przepływu materiału w suszarce szybowej:
a) z nieruchomymi ścianami w formie żaluzji, b) z ruchomymi ścianami z siatki

W suszarce szybowej opisanej tu konstrukcji oprócz braku ograniczeń prędkości przepływu pary z łatwością można również zmieniać jej kierunek, co zmniejsza ryzyko przegrzewania materiału od strony napływu pary i daje bardziej równomierny rozkład zawartości wilgoci w materiale. Jednocześnie można równolegle umieścić obok siebie wiele taśm, co pozwala uzyskać aparat o kompaktowej budowie.

W modelu procesu występują te same równania co w przypadku krzyżowoprądowej suszarki taśmowej. Algorytm rozwiązania jest podobny do opisanego dla suszarki taśmowej, występuje jednak konieczność zmiany kierunku przepływu

pary. Polega to na przepisaniu macierzy opisujących pola temperatury i zawartości wilgoci materiału, w miejscu zmiany kierunku, tak aby komórki leżące po obu stronach komórki centralnej zamienić miejscami. Rezultaty działania tak zbudowanego algorytmu ilustruje Przykład 7.

PRZYKŁAD 7

Należy wysuszyć 20 ton/godz. (na wilgotną masę) rozdrobnionych odpadów stałych pochodzenia miejskiego, z wyłączeniem biologicznych. Ich zawartość wilgoci, pochodząca głównie z opadów atmosferycznych, co wynika ze sposobu transportu i składowania pod gołym niebem, wynosi ok. 25%. Powinna być ona zmniejszona do przynajmniej 10%. Temperatura początkowa zależy od pory roku. Dla celów projektowych można przyjąć warunki letnie, tj. temperaturę materiału 20°C. W zimę materiał będzie ogrzewany ciepłem odpadowym. Średnie ciepło właściwe materiału suchego wynosi 1.4 kJ/(kg K), a gęstość 1421 kg/m³. Porowatość złoża utrząsionego wynosi 0.65.

Eksperymentalnie wyznaczono objętościowy współczynnik wnikania ciepła w złożu przy przepływie powietrza o temperaturze 60°C z prędkością 0.75 m/s, wynosi on 3100 W/(m³ K). Współczynnik ten przeliczono na współczynnik dla pary, stosując równania Yoshidy (4-110) i (4-111).

Wykonano pomiar izobary sorpcji pod ciśnieniem atmosferycznym. Ma ona postać

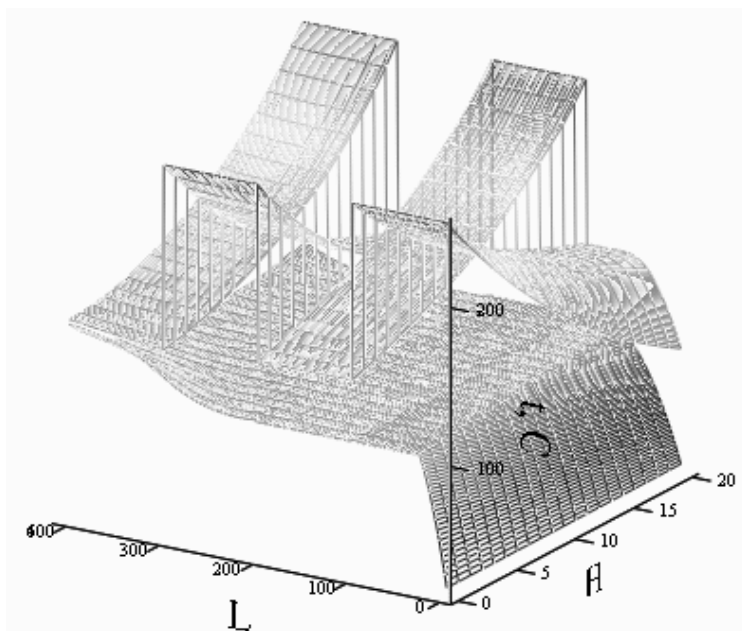
$$X_{eq} = 1.124 \exp(-0.02193 t) \quad (4-120)$$

Ustalono również wilgotność krytyczną, która wynosi 0.125. Z uwagi na brak danych kinetycznych wykorzystano hipotezę, że temperatura materiału w okresie malejącej szybkości równa się temperaturze równowagowej odczytanej z izobary sorpcji (zob. sekcja 3.3.1). Nie ustalono ciepła sorpcji wilgoci i dlatego pominięto je w obliczeniach. Z uwagi na zawartość w materiale kawałków tworzyw sztucznych materiał nie powinien być przegrzewany powyżej 150°.

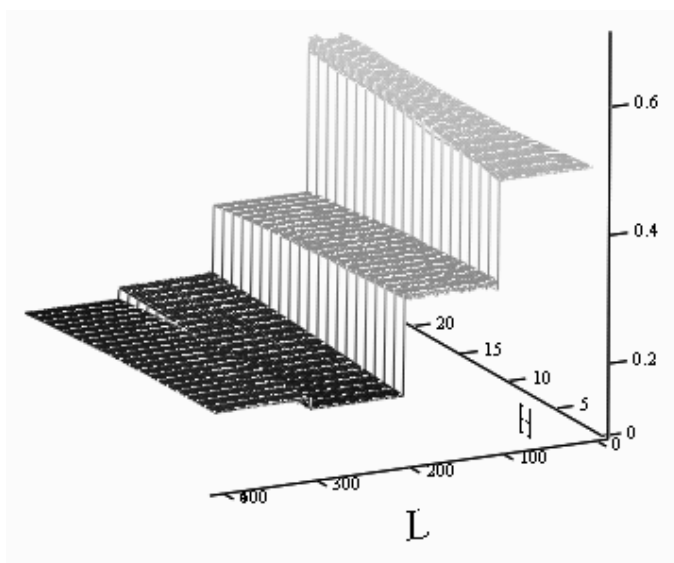
Obliczenia i wyniki

Korzystna jest zwarta konstrukcja aparatu, którego trzy podstawowe wymiary powinny być tego samego rzędu. Z tego względu cały strumień materiału podzielono na osiem części. Suszarka będzie więc miała osiem sekcji suszących (rys. 4-40). Przyjęto szerokość sekcji na 1.5 m, a jej grubość (tj. grubość złoża) na 0.10 m. W kierunku pionowym podzielono całą wysokość złoża na cztery strefy, w których można wprowadzać parę z różną prędkością i w przeciwnych kierunkach. Ustalono, że parę będzie się wprowadzać z prędkościami kolejno 0.8, 0.5, 0.3, 0.3. Strategię tę przyjęto, aby zbyt nie ochładzać pary w pierwszej strefie oraz zbyt nie przegrzewać materiału w ostatniej. Ze względów konstrukcyjnych zastosowano stałą temperaturę pary we wszystkich strefach. Wynosi ona 250°C. Obliczenia wykonano wg przedstawionego w poprzedniej sekcji modelu przepływu krzyżowego. Wykazały one, że w tych warunkach wysokość złoża materiału

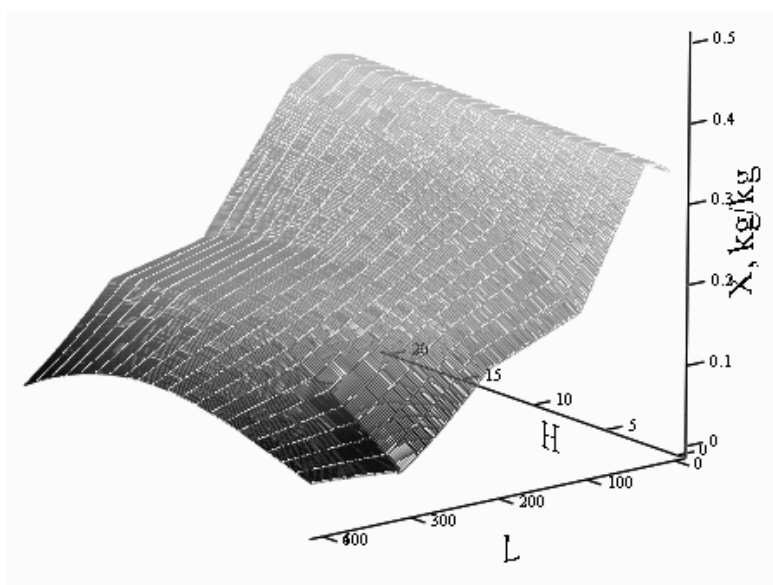
w sekcjach powinna wynosić 6.8 m. Czas przebywania materiału w aparacie wynosi wtedy 12.2 min. Wyniki obliczeń pokazano na rys. 4-37 do 4-39. Wymiar pionowy złoża L jest liczony od szczytu suszarki w dół. Wymiar H to grubość złoża. Skale obu osi są wyrażone w liczbie węzłów siatki.



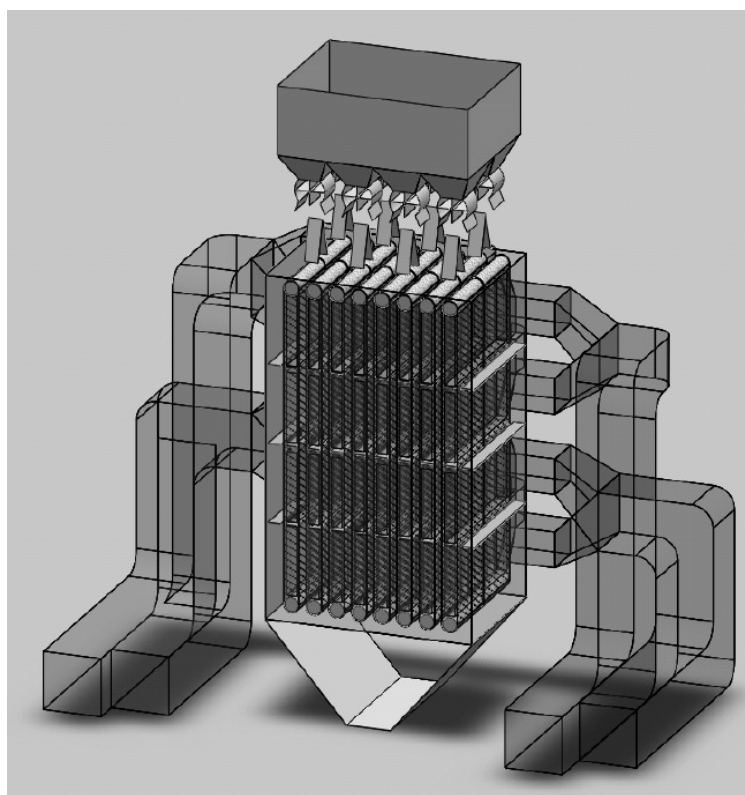
Rys. 4-37. Obliczone profile temperatur, górna powierzchnia – para, dolna powierzchnia – materiał



Rys. 4-38. Obliczony profil gęstości liniowej strumienia pary (σ , kg/(s m))



Rys. 4-39. Obliczony profil zawartości wilgoci w materiale



Rys. 4-40. Wizualizacja projektu suszarki szybowej do suszenia odpadów stałych

Warto zauważyć, że zmiana kierunku przepływu pary korzystnie wpływa na poprzeczny rozkład temperatury i zawartości wilgoci w materiale, gdyż staje się on bardziej równomierny. Osiągnięta końcowa średnia zawartość wilgoci wynosi 7.4%, a temperatura 143.5°C. Średnia temperatura pary odlotowej wynosi 109.4°C. Bilanse cieplne i masowe dla całego aparatu są zamknięte z dokładnością poniżej 2%.

Wizualizację aparatu o konstrukcji zbliżonej do obliczonej w tym projekcie przedstawia rys. 4-40, wykonany w ramach projektu dla przedsiębiorstwa zajmującego się przerobem odpadów stałych. Sekcje ułożono w dwu rzędach po cztery w każdej.

4.6. Inne typy suszarek

Parę jako czynnik suszący stosuje się również w innych typach suszarek, których nie opisano w tej pracy. Przyczyną jest albo skomplikowana aerodynamika, jak w przypadku suszarek rozpryskowych, wymagająca wykorzystania metod CFD, albo, jak w przypadku suszarek ze zderzającymi się strumieniami, ich niewielki udział w rynku suszarek.

Suszarki rozpryskowe usuwają znaczne ilości wody z uwagi na to, że są zasilane roztworem lub zawiesiną ciała stałego. Stosują się więc do nich wszystkie zalety suszenia parą. Wczesne prace nad odparowywaniem pojedynczych kropli w strumieniu pary (np. *Trommelen i Crosby, 1970*) dotyczą ich bezpośrednio. Zalety zastosowania pary do suszenia w tych suszarkach przedstawili *Gauvin i Costin, 1980*. We współprądowym zasilaniu wlotowa temperatura pary może wynosić nawet 700°C (*Frydman i in., 1999*) co daje dużą szybkość odparowania. W cytowanej pracy dokonano symulacji takiego procesu w suszarce rozpryskowej za pomocą CFD.

Suszenie cząstek w tzw. kontaktorze ze zderzającymi się strumieniami charakteryzuje ekstremalnie krótki czas kontaktu lecz bardzo wysoka intensywność procesów wymiany (por. *Kudra i Mujumdar, 2009*). Pomimo kilku prac na ten temat (*Hosseinalipour i Mujumdar, 1995, Hosseinalipour i in., 1998, Soto i Bórquez, 2003*) ta metoda suszenia dotychczas nie znalazła praktycznego zastosowania.

4.7. Wykorzystanie modeli dyfuzyjnych w projektowaniu suszarek

Modele o parametrach skupionych stosowane do opisu procesu suszenia pojedynczej cząstki, zastosowane w powyższych przykładach, nadają się do materiałów ziarnistych o małych rozmiarach. Rozbieżności pomiędzy rzeczywistą kinetyką procesu suszenia i nagrzewania a obliczoną z modelu o parametrach skupionych i empirycznych krzywych suszenia są wtedy najmniejsze i z reguły akceptowalne w projektowaniu. W przypadku ciał o dużych rozmiarach należy korzystać z modeli o parametrach rozłożonych. Najprościej rozwiązywać model

dla stałych warunków brzegowych. Numeryczne rozwiązanie takiego modelu złożonego z dwu cząstkowych równań różniczkowych (np. 3-35 i 3-36) dla przypadku jednowymiarowego (np. kuli) metodą linii w siatce o N węzłach polega na jednoczesnym rozwiązywaniu $2N$ równań różniczkowych zwyczajnych. W przypadku grubej warstwy takich kul, przez którą przepływa para, wymiana masy w pierwszym rzędzie kul zmienia warunki brzegowe w drugim rzędzie. Aby rozwiązać taki przypadek, gdy warstwa składa się z M rzędów kul, należy rozwiązać $2N \cdot M + 2$ równań różniczkowych zwyczajnych. Dodatkowe dwa równania w tym wyrażeniu to bilanse ciepła i masy dla fazy parowej. Łatwo zauważyć, że ze wzrostem grubości warstwy liczba równań szybko rośnie. Liczba równań wzrośnie bardziej znacząco, gdy przypadek jest dwu lub trójwymiarowy, jak np. w przypadku suszenia desek w sztaplu. Podobnie wielką liczbę równań uzyskamy, stosując metodę elementów skończonych.

Typowym modelem tego typu jest model procesu suszenia ceramicznych porowatych kul z Al_2O_3 w warstwie przedmuchiwanej parą opracowany przez Hagera (*Hager, 1998, Hager i in., 2000*). Ma on trzy warstwy, które wymagają odrębnego modelowania: 1. na poziomie struktury porów, 2. na poziomie całych kul, 3. na poziomie całej warstwy. Jest to typowy przypadek tzw. modelowania wieloskalowego. Przyjęcie odpowiedniej strategii obliczeń pozwala na znaczne zaoszczędzenie czasu obliczeń. Chociaż czas obliczeń z reguły nie stanowi problemu w fazie projektowania, może jednak stanowić problem w przypadku wykorzystania tak zbudowanego modelu wieloskalowego do sterowania. W takim przypadku muszą być stosowane specjalne metody, jak np. wykorzystanie modelu numerycznego do trenowania sieci neuronowej, która będzie stanowić model roboczy wykorzystywany do sterowania.

Modele o parametrach rozłożonych można wykorzystywać również w projektowaniu za pomocą metod CFD. Programy CFD pozwalają na podłączenie własnych programów do obliczeń pomocniczych, które mogą zawierać modele o parametrach rozłożonych ciał podlegających suszeniu.

W miarę rozwoju metod numerycznych i narzędzi informatycznych wykorzystanie modeli o parametrach rozłożonych do modelowania procesu suszenia będzie rosło i pozwoli na projektowanie suszarek z większą precyzją, jak również na lepsze sterowanie jakością produktu końcowego.

5. ASPEKTY TECHNOLOGICZNE PROCESU

5.1. Główne zastosowania procesu

Powszechnie uważa się, że suszenie parą rozpoczęło się od pionierskiej pracy *Hausbranda, 1898*. Jednakże *Michajłow, 1967* przytacza informacje o zbudowanej 25 lat wcześniej (1872-1873) przez rosyjskiego inżyniera wojskowego N.P. Bułygina suszarce na parę do suszenia drewna. Od tego czasu upłynęło ponad 75 lat, gdy niewątpliwe zalety procesu suszenia parą przegrzaną zostały ponownie dostrzeżone w drugiej połowie XX w. Jedną z prac, która ożywiła to zainteresowanie była praca *Wenzel i White, 1951*, w której badano proces suszenia parą piasku. Powstało kilka znaczących prac podstawowych poświęconych odparowywaniu cieczy do strumienia przegrzanej pary (*Chu i in., 1953, Lee i Ryley 1968, Trommelen i Crosby, 1970*), mających bezpośrednie przełożenie na proces suszenia parą. Obszerną bibliografię tego wczesnego okresu sporządzili *Kumar i Mujumdar 1990*. W szeregu późniejszych prac przeglądowych (*Beeby i Potter, 1984, Stubbing, 1994, Shibata i Mujumdar, 1994, Mujumdar 1995 i 2007, van Deventer i Heijmans, 2000, Kudra i Mujumdar 2009*,) oraz wydanej w dawnym ZSRR książce (*Michajłow, 1967*) opisano podstawowe zalety technologiczne i zastosowania suszenia parą przegrzaną. W roku 1995 *Wimmerstedt, 1995* ocenił liczbę publikacji nt. suszenia parą na ok. 300. Od tej chwili wynosi ona co najmniej dwa razy tyle. Nie oznacza to jednocześnie analogicznego wzrostu popularności tego procesu w przemyśle. Najnowsze badania przeprowadzone w 200 firmach duńskich stosujących suszenie wykazało, że jedynie 5% z nich stosowało parę przegrzaną do suszenia (*Toftegaard i in., 2011*).

Wśród zastosowań procesu suszenia parą przegrzaną, którym poświęcono najwięcej publikacji można wymienić następujące:

- Papier

Zwykle papier jest suszony kontaktowo na bębnach suszarki walcowej. Model tego procesu jest stosunkowo prosty w budowie (zob. *Pakowski i Głębowski, 1999*). Wyroby o niskiej gramaturze są suszone powietrzem na cylindrach Yankee. Ponieważ papier po sekcji prasowej zawiera 75 do 85% wody, stwarza to znakomite warunki do suszenia parą. Suszeniem papieru parą zajmowała się grupa badawcza W.J.M. Douglasa na Uniwersytecie McGill w początkach lat 80. Suszono wstęgę papieru za pomocą nadmuchu z dysz. Rezultaty badań opisują prace m.in. *McCall i Douglas, 1983, Loo i Mujumdar, 1984, Cui i in., 1985 i 1986, Bond i in., 1994a i 1994b*. Badano głównie okres stałej szybkości suszenia i metody przewidywania współczynnika wnikania ciepła od strug pary. W czasie pierwszego okresu można stosować temperaturę pary do 300°C. Obserwowano zwiększoną wytrzymałość papieru, ale nieco gorszą biel. Podsumowanie tego cyklu badań zawiera praca *Douglas, 1994*.

Badania tego procesu prowadzono również w Politechnice Łódzkiej (*Tarnawski i in., 1996*). Stwierdzono, że zakres możliwych temperatur pary sięga nawet 600°C oraz dla prędkości pary w dyszach 60 m/s określono temperaturę inwersji na ok. 250°C. Pomimo przewidywanych zachęcających rezultatów ekonomicznych w stosunku do suszenia powietrzem jak dotąd suszenie parą przegrzaną nie rozpowszechniło się w przemyśle papierniczym. Główną przyczyną są problemy z uszczelnieniem obiegu pary, jakością pary i sposobu dalszego zagospodarowania pary (*Kiiskinen i Edelmann, 2002*). We współczesnych maszynach papierniczych, przy dużych prędkościach wstęgi dochodzących do 120 km/h, infiltracja powietrza do wnętrza obiegu jest nieunikniona, a obecność niekondensującego gazu pogarsza odzysk ciepła z pary przez kondensację. Mogą swój udział mieć również problemy z jakością. Jak się okazało podczas suszenia parą na powierzchni papieru drobne włókna zamiast przylegać do powierzchni odstają. Jednakże niektóre inne ważne parametry, np. wytrzymałość papieru, można w tym procesie podnieść (*McCall i Douglas, 2005, 2006*). Mimo pewnych niedogodności, zastosowanie pary przegrzanej do suszenia papieru w niedalekiej przyszłości jest nieuniknione ze względu na znaczne korzyści ekonomiczne.

- Węgiel brunatny i torf

Parowym suszeniem węgla brunatnego zajmowano się początkowo w Australii. Celem było zwiększenie sprawności energetycznej elektrowni węglowych. Węgiel prosto z kopalni zawiera 50-60% wody. Prace rozpoczęto w 1979 r. *Potter, 1980* przedstawił koncepcję suszenia parowego z wielostopniowym wyko-rzystaniem pary – podobnie jak w wyparce wielodziałowej. Opis tej technologii zawiera również praca *Beeby i Potter, 1984*. Już Potter zauważył, że korzystnie jest wykorzystywać głębokie złoża fluidalne z idealnym wymieszaniami i kontaktowym ogrzewaniem od zanurzonych w złożu elementów grzejnych w formie rurek ogrzewanych parą. Pozwala to obniżyć temperaturę pary fluidyzującej złożo. Jednocześnie w latach 80. XX w. rozpoczęły się prace w dawnej NRD, której jedynym paliwem kopalnym był węgiel brunatny. Od tego czasu w Niemczech zbudowano kilka instalacji doświadczalnych i pilotowych suszenia węgla w złożu fluidalnym w trzech technologiach: DWT (*Dampf Wirbelschicht Trocknung*), WTA (*Wirbelschicht Trocknung mit Abdampfnutzung*) i DDWT (*Duckaufgeladene Dampf Wirbelschicht Trocknung*). DWA to najstarsza technologia (1982 r.), gdzie do podgrzewania złoża wykorzystuje się parę z turbiny, WTA (1987 r.) do podgrzewania wykorzystuje parę wtórną z suszarki po kompresji i DDWA (2002 r.), gdzie do suszenia wykorzystuje się sprężoną (lub nie) parę wtórną z suszarki i parę świeżą (zob. sekcja 5.5). W technologii WTA i DDWA chodzi o to, aby parę odlotową wykorzystać częściowo do fluidyzacji, a częściowo do ogrzewania złoża, zapewniając przegrzewanie pary, poprzez elementy kontaktowe zanurzone w złożu. Pierwszą pilotową instalację DWT odparowującą 2 t/h wody zbudowano w Zeithain w 1982 r. Kolejne instalacje budowano w NRD, a później w zjednoczonych Niemczech. Największa instalacja WTA znajduje się w Niederaussem i ma zdolność

suszenia 110 t/h węgla. Pozwala zwiększyć sprawność energetyczną elektrowni do 10%. Oprócz suszenia w złożu fluidalnym (Potter 1980, Beeby i Potter, 1984, Draper i Wolfe, 1986b, Hoehne i in., 2010) wprowadza się suszenie parą w suszarkach bębnowych (Draper i Wolfe, 1986a, Clayton i in., 2007). Studium teoretycznym parowej suszarki fluidalnej do węgla brunatnego są prace Chen i in., 2000 i 2001. Aby zapewnić wysoką efektywność suszenia oraz ponowne wykorzystanie pary wtórnej, procesy są prowadzone pod ciśnieniem od 1.5 do 6.5 bara. Instalacje pilotowe posiadają wiodące koncerny energetyczne, głównie niemieckie (Lichota i Plutecki, 2007). Prace badawcze trwają na Uniwersytecie Brandenburskim w Cottbus (Lechner i in., 2009, Hoehne i in., 2010), gdzie zbudowano instalację o wydajności 500 kg/h węgla, a proces biegnie pod ciśnieniem od 1.1 do 6.5 bara. Suszenie węgla jest rozważane również w aspekcie użycia go jako surowca do produkcji paliw płynnych (Toei i in., 1986). W Polsce suszenie węgla brunatnego będzie opłacalne, jeśli będziemy chcieli zwiększyć produkcję energii bez przekraczania ustalonych limitów emisji CO₂.

Mając to na uwadze Pakowski i in., 2009, Pakowski i in., 2011a wykonali pomiary właściwości suszarniczych (równowagi sorpcyjnej i kinetyki suszenia parą) węgla brunatnego pochodzącego z Kopalni Bełchatów. Znalazły one natychmiast zastosowanie w symulacji suszarki fluidalnej do tego materiału (Zhonghua i in., 2009). Chiny, które mają duże pokłady lignitu również prowadzą prace nt. suszenia lignitu parą w złożu fluidalnym. Badania wstępne kinetyki suszenia w parze i powietrzu w złożu nieruchomym o grubości 15 mm wykazały, że wilgotność krytyczna maleje ze wzrostem temperatury pary, a temperatura inwersji mieści się w przedziale 120 do 140°C (Shi i in., 2011). Wykonano również badania w skali pilotowej w złożu fluidalnym z rurkowymi elementami grzejnymi. Do fluidyzacji była użyta para o ciśnieniu 1 do 1.5 bara i temperaturze 150°C, a do zasilania zanurzonych wymienników para o ciśnieniu 6 do 8 barów. Suszono lignit od 30 do 10% zawartości wilgoci (Li i in., 2011).

Torf jest paliwem niższej kategorii niż węgiel brunatny i zawiera jeszcze więcej wody – 65% lub więcej. Przy jego przerobie na brykiety lub pelety suszenie parą przegrzaną jest korzystne ekonomicznie (Mikhailov i Sviklis, 1965) i jest stosowane w krajach skandynawskich, szczególnie Finlandii. W Szwecji pierwszą suszarkę do suszenia parą torfu uruchomiono w 1988 r. Torf był pierwszym materiałem, do suszenia którego zastosowano parę wysokociśnieniową 10.25 bara (Gerke, 1905).

- Biopaliwa drzewne

Technologia suszenia parą paliw opartych na odpadowych produktach drzewnych rozwinęła się w Skandynawii (Szwecja, Finlandia). Szereg prac wykonano w Uniwersytecie w Lund (Andersson, 1989, Hermansson i in., 1992, Hermansson i Wimmerstedt, 1992, Wimmerstedt i Hager, 1996, Hager i in., 1997, Hager, 1998). Początkowo badano suszenie zrębków drzewnych w nieruchomej warstwie przedmuchiwanej parą w celu opracowania projektu suszarki taśmowej, później

skupiono się na aspektach podstawowych i modelowaniu procesu suszenia materiałów porowatych w warstwie. Suszenie zrębków drzewnych badano również na Uniwersytecie Chalmersa (*Björk 1993, Björk i Rasmuson, 1995, Fyhr i Rasmuson, 1996, Johansson i in., 1997*). Badano głównie zrębki świerkowe przy temperaturze pary do 180°C. Opracowano model procesu suszenia we wszystkich trzech okresach pod ciśnieniem do 3 barów. Określono izobary sorpcji dla kilku gatunków drewna. Nad suszeniem parą trocin w złożu fontannowym o średnicy 0.9 m trwają prace na Uniwersytecie w Karlstadt (*Berghel i Renström, 2001, Berghel, 2011*).

Badania procesu suszenia „hog fuel” – rozdrobnionej kory świerka kanadyjskiego o początkowej zawartości wilgoci 66%, przeprowadzili *Sheikholeslami i Watkinson, 1992* w grubej nieruchomej warstwie. Znaleźiono temperaturę inwersji równą 180°C dla cząstek o średnicy ok. 6.3 mm przy przepływie 142 kg/h czynnika w kolumnie o średnicy 20.8 cm. Określono również korelację do wyznaczania współczynnika wnikania ciepła w takim złożu. Nie stwierdzono okresu stałej szybkości. Po okresie indukcji następuje od razu okres malejącej szybkości. Określono wykładnik równania CDC postaci (3-33) jako równy 2/3.

Szereg badań przeprowadzono w Politechnice Łódzkiej. Badano proces suszenia zrębków wierzby energetycznej *Salix viminalis v. Orm*, która w warunkach polskich jest najbardziej popularnym typem paliwa odnawialnego, charakteryzującego się największymi przyrostami rocznymi i nadającego się do peletyzacji i brykietowania. Wykonano badania izobar i izoterm sorpcji i określono równanie równowagi. Przeprowadzono pomiary krzywej CDC zrębków. Wykonano badania procesu suszenia mielonych zrębków w suszarce pneumatycznej. Na podstawie badań doświadczalnych zbudowano model procesu transportu ciepła i masy wewnątrz materiału i zidentyfikowano współczynniki materiałowe modelu. Wykonano obliczenia procesu suszenia pojedynczego zrębka metodą elementów skończonych w oparciu o zbudowany model. Zebrane wyniki pozwalają na zaprojektowanie suszarek do suszenia biomasy wierzby energetycznej. Wykonane prace opisano w pracach (*Pakowski i in., 2003a, 2003b, 2004b, 2005a, 2005b, 2005c, 2006a, 2007a, Krupińska, 2007, Adamski, 2009*).

Na świecie zbudowano wiele instalacji do suszenia zrębków różnych gatunków drewna w parze przegrzanej, głównie w Szwecji, Finlandii, Kanadzie i USA. Warto zauważyć, że zrębki drzewne to nie tylko paliwo, ale także surowiec przemysłu płyt wiórowych, który również suszy je przed dalszym przerobem do zawartości wilgoci 2 do 3%. Odnotowano, że zrębki suszone parą dają lepszą wytrzymałość otrzymanych z nich płyt.

Suszy się również bagasę, trawę, trociny, korę, osad ściekowy i inne rodzaje biomasy. Wzrasta zainteresowanie zintegrowanym procesem suszenia i torrefikacji parą przegrzaną rozdrobnionych surowców drzewnych do celu produkcji częściowo skarbonizowanego paliwa o wyższej wartości opałowej niż sucha biomasa (*Prins i in., 2006*). Wymaga to podniesienia temperatury końcowej materiału do 210-240 °C i przetrzymania go w tej temperaturze przez kilka do kilkunastu minut.

Częściowy rozkład celulozy i dehydroksylacja, która wtedy następuje podwyższa wartość opałową paliwa.

- Drewno

W celu uniknięcia deformacji lite drewno, w odróżnieniu od paliw wytwarzanych z drewna, musi być suszone powoli. Istnieje jednak potrzeba, aby maksymalnie przyspieszyć ten proces, jednocześnie zachowując dobrą jakość produktu i otrzymując drewno bez pęknięć, deformacji i zmian barwnych. Najlepiej warunki takie spełnia suszenie w parze przegrzanej, tj. suszenie wysokotemperaturowe. Eksperymenty w skali laboratoryjnej nad suszeniem drewna jodły (*Abies grandis*) oraz ich symulację numeryczną wykonali *Perre i in., 1992*. Stosowano parę o temperaturze 140°C pod ciśnieniem atmosferycznym.

Jedno z pierwszych stanowisk badawczych w skali pilotowej powstało w Nowej Zelandii w latach 90. XX w. (*Pang, 1997*). Belki o przekroju 100 x 50 mm surowego drewna sosny *Pinus radiata* schły w parze przegrzanej o temperaturze 170-190°C, pod ciśnieniem atmosferycznym, w czasie od 5 do 6 godz. *Pang, 2002* określił współczynnik wnikania ciepła przy przepływie pary przez sztapłę drewna w takiej suszarce. Przy przepływie z prędkością ok. 4 m/s mieścił się on w zakresie 50-70 W/(m²K). *Pang i Dakin, 1999* oraz *Pang i Pearson, 2004* badali również suszenie parą drewna pod zmniejszonym ciśnieniem 0.2 bara. Temperatura nasycenia osiąga wtedy 90°C, co daje lepszą jakość końcową drewna i brak brązowych plam. Niestety, ze względu na niską gęstość pary należy stosować znacznie większą prędkość cyrkulacji, co podnosi zużycie energii elektrycznej. *Elustondo i in., 2003* opracowali półempiryczne modele suszenia drewna świerka kanadyjskiego parą pod zmniejszonym ciśnieniem, natomiast teoretyczny model 2D suszenia parą pod zmniejszonym ciśnieniem 8 kPa drewna klonu cukrowego opracowali i zweryfikowali doświadczalnie *Defo i in., 2004*. Również wstępne eksperymenty nad suszeniem innego gatunku drewna miękkiego *Pinus masoniana* wykazały przewagę suszenia parą pod obniżonym ciśnieniem 80 kPa i w temperaturze 70 do 100 °C nad suszeniem powietrznym (*Zhang B.G. i in., 2002*).

W ostatnich latach zarówno w suszeniu papieru, jak i drewna stosuje się również suszenie wysokotemperaturowe powietrzem o dużym nasyceniu parą wodną, np. gdy przy temperaturze suchego termometru 140 °C temperatura wilgotnego termometru wynosi 90°C. Warunki suszenia są wtedy porównywalne do suszenia parą przegrzaną. W pracy *Haque i Sargent, 2008* porównano wyniki suszenia w takich warunkach do suszenia parą o tej samej temperaturze, uzyskując zbliżone czasy suszenia. Również modyfikacją istniejącego procesu suszenia próżniowego (12-14 kPa) jest okresowy wtrysk pary przegrzanej do komory suszarki, w której suszono drewno *Hevea brasiliensis* (*Yamsaengsung i Sattho, 2008*).

- Produkty uboczne przemysłu rolnego i spożywczego

Pierwszym produktem ubocznym przemysłu spożywczego suszonym na dużą skalę były wysłodki (*Miranda Bernardo i in., 1990, Jensen, 1992, Urbaniec i Malczewski, 1997, Tang Z. i in., 2000b.*). Po ich wysuszeniu uzyskuje się wartościową paszę. Zawierają one bardzo dużo wody (72%) i ich suszenie parą przegrzaną jest ekonomiczne pod warunkiem zagospodarowania wytworzonej pary. Budując pierwszą instalację (*Jensen, 1992*) w celu integracji suszarki ze schematem energetyczno-cieplnym cukrowni, ciśnienie pary wtórnej podniesiono do ok. 2.7 bara. Do przegrzewania tej pary we wbudowanym w suszarkę przegrzewaczu zastosowano parę wysokoprężną 28 barów. Do realizacji procesu skonstruowano suszarkę fluidalną z wirującym złożem. Prototypową suszarkę zainstalowano w duńskiej cukrowni Stege pod koniec lat 80. W rezultacie pozytywnych wyników uzyskanych w trakcie jej wieloletniej eksploatacji technologia ta rozprzestrzeniła się na świecie i urządzeń takich działa co najmniej kilkanaście. Działa wciąż firma projektująca te suszarki założona przez twórcę ich prototypu.

Parą można suszyć cały szereg innych odpadów przemysłu spożywczego. Są to np. wytloki pomarańczy, jabłek i innych owoców sokowych, jęczmień po warzeniu piwa i wywar gorzelniany (*Tang i in., 2005*), pestki owoców, mielona kawa po ekstrakcji. W przypadku odpadów zawierających olejki eteryczne są one zbierane bezpośrednio z kondensatora pary.

Przedmiotem zainteresowania jest wywar gorzelniany. Zawiera on wiele cennych składników i może być wykorzystany do produkcji pasz i żywności pod warunkiem wysuszenia do ok. 10%. W pracy *Zielinska i in., 2009* suszono wywar na teflonowej kuli parą o temperaturze 110 do 160°C pod nieco podwyższonym ciśnieniem (2-4 kPa nadciśnienia) w warstwie o grubości ok. 3 mm. W 160°C czas suszenia wyniósł ok. 1 godz.

W krajach produkujących olej z palmy oleistej suszeniu mogą podlegać puste kwiatostany palmowe. Mają one początkową zawartość wilgoci od ok. 1 do 1.5 kg/kg. Badano ich proces suszenia za pomocą strug pary, uzyskując w ten sposób cenny surowiec włókienniczy (*Rosdanelli i Ramli Wan Daud, 2001, 2003, 2007, 2009*) o lepszej jakości niż tradycyjnie suszony w suszarce bębnowej. Stosowano temperaturę pary 112-200 °C.

- Produkty spożywcze

Tutaj główną przyczyną zainteresowania jest jakość końcowa produktu wynikająca z beztlenowej atmosfery oraz możliwość łączenia w jednym aparacie kilku procesów, jak np. gotowanie i suszenie, blanszowanie, sterylizacja, pasteryzacja i dezodoryzacja (*Pronyk i in., 2004*).

W czasie suszenia ziemniaków parą pod ciśnieniem normalnym (*Iyota i in., 2001*) okazuje się, że już po 120 s na powierzchni ziemniaka żelują ziarna skrobi, a powierzchnia staje się gładka i lśniąca, lecz, niestety, bardziej brązowa niż

w suszeniu powietrzem. Również przy suszeniu ryżu (*Taechapairoi i in., 2004, Soponronnarit i in., 2006*) następuje powierzchniowe żelowanie skrobi, co jest istotą tzw. parboilingu. Otrzymuje się również więcej ryżu o wysokiej jakości w porównaniu z suszeniem powietrznym. Temu zagadnieniu poświęcono modelowe studium suszenia pojedynczej kuli wykonanej ze skrobi (*Iyota i in., 2008*) oraz płatków ziemniaka (*Iyota i in., 2001b*).

W przypadku suszenia ziaren soi (*Prachayawarakorn i in., 2004*) wysoka temperatura procesu pozwala na równoczesną z suszeniem inaktywację ureazy, co jest korzystne dla jakości produktu. Intensywne nagrzewanie parą powoduje ekspansję niektórych ziaren, jak np. amarantusa (*Iyota i in., 2005*), co jest w istocie podobne do ekspansji krajanki tytoniowej podczas suszenia parą (*Pakowski i in., 2004a*). Również nasiona rzepaku można suszyć parą przegrzaną (*Gómez i in., 2009*), choć zastosowana suszarka strumieniowa wydaje się mieć do tego celu zbyt krótki czas przebywania.

Kostka marchwi suszona parą pod obniżonym ciśnieniem 7, 10 i 13 kPa mniej się kurczy, mniej odbarwia i lepiej ponownie nawilża od suszonej pod próżnią (*Devahastin i in., 2004*). Podobnie zadowalające rezultaty uzyskali *Elustondo i in., 2001*, susząc plastry banana, jabłka, manioku, ziemniaka i krewetki pod ciśnieniem subatmosferycznym (1 i 2 kPa).

Niestety, suszenie parą pod niskim ciśnieniem jest energetycznie mniej sprawne niż suszenie próżniowe. Próbę podwyższenia sprawności energetycznej tego procesu opisano w pracy *Thomkapanich i in., 2007*, gdzie suszono krojone banany, stosując suszenie naprzemienne (na przemian okres suszenia i okres odpoczynku). Nie uzyskano jednak zadowalających rezultatów.

Niekorzystne rezultaty uzyskano również przy suszeniu plastrów duriana. Przy temperaturze pary 140 i 150°C szybkość suszenia była mniejsza niż przy suszeniu powietrzem, a produkt silniej zabarwiony i twardszy (*Jamradloedluk i in., 2003*).

Wśród produktów zwierzęcych suszono parą zarówno mięso, jak i ryby. Mięso zawiera zwykle do 75% wody, której zawartość należy obniżyć do ok. 8%. Podczas suszenia parą wołowiny przy temperaturach pary 130 do 160°C stwierdzono krótszy czas suszenia i dłuższy okres stałej szybkości oraz większą szybkość suszenia w okresie malejącej szybkości w porównaniu do suszenia powietrzem (*Speckhahn i in., 2010*). Jednakże temperatura wyższa od 160 °C powodowała spiekanie się warstwy powierzchniowej i w efekcie zmniejszenie szybkości suszenia w II okresie. Atmosfera beztlenowa skutkowała ograniczeniem reakcji utleniania tłuszczu, co pozytywnie wpływa na jakość produktu. Wyniki uzyskane przy suszeniu wieprzowiny (mięsień *Longissimus dorsi*) w 130 do 150°C wskazują (*Uengkimbuan i in., 2003, 2006*), że szybkość suszenia co prawda jest większa w I okresie w porównaniu do suszenia powietrzem, ale za to w II okresie jest mniejsza. Wyniki mikroskopowe SEM wskazują na mniejsze pory przy powierzchni w produkcie suszonym parą, co ma również wpływ na mniejszą szybkość rehydratacji gotowego produktu.

Produkty rybne to mielone mięso makreli (*Bórquez i in., 2008*) i krewetki (*Prachayawarakorn i in., 2002*). Mięso makreli rozdrobniono i suszono w suszarce z natryskiem strumieni pary o temperaturze od 146 do 185°C. Odnotowano wyższą zawartość kwasów omega-3 w produkcie suszonym parą w porównaniu z produktem suszonym powietrzem. Susząc krewetki pod ciśnieniem normalnym, stwierdzono mniejszy skurcz suszarniczy i identyczny kolor jak przy suszeniu powietrzem. Temperatura inwersji wyniosła od 120 do 140°C. Równie zadowalające rezultaty otrzymano, łącząc suszenie parą 140°C pod normalnym ciśnieniem do 30% zawartości wody z następującym po nim suszeniem powietrzem 50°C w suszarce z pompą ciepła (*Namsanguan i in., 2003*). W pracy *Nygaard i Hostmark, 2008* suszono nieokreślony gatunek ryby, ale studium poświęcono inaktywacji wybranych bakterii i sporów grzybów pleśniowych. Uzyskano inaktywację w ciągu zaledwie 1 min suszenia parą o temperaturze 300°C w suszarce typu fluidalnego z mieszadłami. Mączkę rybną suszono w suszarce pneumatycznej (*Blasco i Alvarez, 1996b, 1999*), stosując stosunkowo niskie temperatury pary – ok. 110°C i temperaturę płaszcza 130 °C oraz prędkość na wlocie 15 m/s. Cząstki miały rozmiar 0.43 mm i zawierały 53.5% wody. Do wysuszenia wystarczały dwa przeloty o czasie ok. 10 s każdy.

Procesem, w którym zintegrowano dwie operacje jest proces produkcji gotowanych i suszonych makaronów azjatyckich stosowanych w zupach instant. W tradycyjnej technologii istniejącej od 1958 r. gotuje się i odwadnia je w tłuszczu. Proces ten można zastąpić jednym zintegrowanym procesem w parze o temperaturze 110 do 150°C w czasie od 50 do 1400 s, uzyskując produkt o zadowalającej jakości (*Pronyk i in., 2008, 2010*). Do podobnej klasy produktów należą tortille kukurydziane, które poddawano suszeniu natryskiem pary (*Li i in., 1999, Braud i in., 2001, Moreira, 2001*) o temperaturze od 115 do 145 °C. Wyższa temperatura pary powoduje mniejsze żelowanie skrobi i mniejszy skurcz suszarniczy. Widocznie warstwa powierzchniowa szybciej wysycha i usztywnia produkt.

Przegrzana para równie dobrze nadaje się do suszenia i sterylizacji przypraw pochodzących z krajów tropikalnych, gdyż niszczy insekty, bakterie i spory.

- Inne materiały

Wśród wielu innych materiałów wymienianych przez producentów aparatury suszarniczej jako nadających się do suszenia parą (np. celuloza, tkaniny, wyroby ceramiczne, produkty chemiczne i in.) warto wymienić osad ściekowy. Ten wielkotonażowy odpad z oczyszczalni ścieków komunalnych stanowi poważny problem ekologiczny. Do wszelkich możliwych zastosowań (paliwo, materiał dla budownictwa dróg itp.) musi on być wysuszony. Zawiera początkowo 30 do 50% wody, jeśli jest odwodniony mechanicznie. Ma wtedy postać nadającą się do formowania. Nieodwodniony osad ma formę szlamu. Podczas suszenia emituje nieprzyjemny zapach i może zawierać bakterie chorobotwórcze. Z tego powodu jego suszenie parą, ze względu na zamknięcie obiegu, jest szczególnie zalecane

(Jonassen, 2010). Projekt suszarki taśmowej do mechanicznie odwodnionego osadu ściekowego pokazano w Przykładzie 5 tej pracy.

5.2. Niektóre problemy techniczne

Suszenie parą jest technicznie bardziej złożone niż suszenie powietrzem, głównie z uwagi na kondensację pary na zimnych powierzchniach, konieczność uszczelnienia w miejscach zasilania i odbioru produktu, korozyjne właściwości pary oraz konieczność oczyszczania pary przed jej zawróceniem.

Eliminacja wewnętrznej kondensacji pary na aparaturze wymaga dobrej izolacji cieplnej i/lub ogrzewanych ścianek i eliminacji mostków cieplnych, np. w miejscach montażu do fundamentu lub ramy nośnej. Jak chodzi o uszczelnienie, to jest ono krytyczne jedynie w przypadku instalacji ciśnieniowej lub podciśnieniowej. Najłatwiej uszczelnić suszarki do materiałów ziarnistych. Stosuje się wówczas zawory celkowe lub podajniki ślimakowe pamiętając, by były ogrzewane. W przypadku pracy pod ciśnieniem atmosferycznym wystarczy niewielkie nadciśnienie w suszarce i proste uszczelnienie czołowe, aby było można suszyć parą w suszarce bębnowej. Stosując odpowiednie śluzy z kurtyną parową, można nawet suszyć parą w suszarce taśmowej wyroby o dużych gabarytach. Niewielki wypływ pary na zewnątrz może być tolerowany z uwagi na fakt, że para nie jest toksyczna ani niebezpieczna, gdyż gwałtownie się ochładza i kondensuje w powietrzu. Gorsza dla pracy instalacji jest infiltracja powietrza do obiegu, gdyż utrudnia wymianę ciepła i masy z suszonym materiałem i kondensację pary odbieranej z układu.

Niekorzystnie na zużycie energii w suszarce na parę, pracującej pod ciśnieniem atmosferycznym lub niższym, wpływa niska gęstość pary. Zużycie energii przez wentylatory jest wtedy większe niż przy tłoczeniu powietrza. Próby suszenia papieru przy tej samej prędkości masowej pary i powietrza i tej samej początkowej temperaturze wykazały, że szybkość suszenia parą jest większa o 26%, lecz moc wentylatora 2.5 razy większa (Kiiskinen i Edelmann, 2002).

Aby poprawić sprawność cieplną aparatu korzystnie jest dostarczać jak najwięcej ciepła w sposób kontaktowy przez ogrzewane ścianki lub elementy grzejne w komorze suszarki. Warto też, jeśli dysponujemy ciepłem odpadowym, ogrzewać materiał przeponowo przed wprowadzeniem do suszarki, gdyż kondensacja pary na materiale wydłuża czas suszenia.

Ważną sprawą jest rozruch instalacji. Jeśli materiał suszony jest tani i trudno-palny, można rozpocząć pracę na suszarce wypełnionej powietrzem. W miarę jak materiał emituje parę wodną jej stężenie w obiegu stopniowo wzrasta, aż ostatecznie nastąpi całkowita eliminacja powietrza z obiegu. Aby monitorować postęp tego procesu, istotne jest zainstalowanie w obiegu miernika stężenia tlenu. Jeśli produkt jest drogi i/lub łatwopalny, należy zainstalować wytwornicę pary i wprowadzać materiał do suszarki dopiero wtedy, kiedy stężenie tlenu będzie dostatecznie niskie.

Ważną sprawą jest również odpowiednie oczyszczenie pary przed jej zawróceniem do suszarki, inaczej zanieczyszczenia stałe będą osiadać na powierzchni grzejnej przegrzewacza pary. Jest to jeden z podstawowych problemów przy suszeniu papieru (włókienka) czy materiałów ziarnistych (pył). W przypadku suszenia materiałów zawierających lotne substancje organiczne VOC wystarcza upuszczanie części pary z obiegu, a wraz z nią VOC. Ich stężenie w obiegu pozostaje stałe i nie wpływa znacząco na proces. Problemem trudnym do rozwiązania są natomiast żywice emitowane przez materiały pochodzące z drzew iglastych.

Para, szczególnie wysokotemperaturowa, w obecności tlenu wykazuje silne działanie korodujące i wymaga specjalnych stopów, jak AISI 316 czy AISI316Ti (Kiiskinen i Edelmann, 2002). Warto pamiętać, że całkowita eliminacja powietrza z obiegu parowego nie jest możliwa, gdyż oprócz nieszczelności powietrze dostaje się do obiegu z materiałem suszonym, gdzie jest np. rozpuszczone w wilgoci. Dobór stali zależy również od parametrów pracy aparatu i właściwości materiału suszonego i powinien być indywidualnie przeprowadzony.

5.3. Suszenie pod wysokim ciśnieniem

Suszenie pod wysokim ciśnieniem jest korzystne energetycznie, lecz niekorzystne jak chodzi o właściwości produktu. Podwyższone ciśnienie powoduje wzrost gęstości pary, co zmniejsza koszty tłoczenia, jednocześnie para generowana w suszarce może być włączona do obiegu cieplnego fabryki. Jednak podniesienie ciśnienia oznacza wzrost temperatury nasycenia, która może być zbyt wysoka dla materiałów termolabilnych. Pod wysokimi ciśnieniami można więc suszyć zasadniczo materiały odporne na temperaturę. Należy tutaj jednak wziąć pod uwagę również czas suszenia. Proces rozkładu termicznego jest procesem kinetycznym i stopień rozkładu zależy zarówno od temperatury, jak i czasu przebywania w suszarce.

Do pracy pod wysokim ciśnieniem, z uwagi na problemy z uszczelnieniem, nadają się wyłącznie suszarki do materiałów ziarnistych lub cieczy określonych typów: pneumatyczne, fluidyzacyjne, fontannowe i rozpryskowe.

Pierwsze odnotowane w literaturze zastosowanie pary przegrzanej pod ciśnieniem 10 barów do suszenia torfu odnotowuje niemiecki patent z 1905 r. (Gerke, 1905).

Jednym z wczesnych zastosowań suszenia parą pod ciśnieniem było suszenie celulozy w suszarce pneumatycznej (Svensson, 1980). Proces został opracowany na Uniwersytecie Chalmersa. Pierwszą suszarkę przemysłową uruchomiono w 1978 r. w Rockhammar, Szwecja. Suszono parą pod ciśnieniem 2-5 barów. Początkowa zawartość wilgoci celulozy wynosiła 1.2 kg/kg. Zużycie ciepła zmniejszono do 0.4-0.5 GJ/t zamiast 3.0-3.5 GJ/t przy suszeniu powietrzem. W latach 80-tych rozpoczęto również suszenie wysłodków pod ciśnieniem 2.7 bara. Również lignit suszony jest pod ciśnieniem do 12 barów.

Podstawowym problemem w przypadku suszarek ciśnieniowych jest armatura, gdyż same komory ciśnieniowe nie stwarzają problemów (*Lechner i in., 2009*). Są to przede wszystkim podajniki ciała stałego. W suszarce do wysłodków jest stosowany długi, ogrzewany podajnik ślimakowy na wlocie oraz krótki podajnik ślimakowy i szeregowo dwa zawory celkowe zakończone podajnikiem ślimakowym na wylocie. W innych przypadkach mogą być stosowane jeden lub dwa szeregowo zawory celkowe.

5.4. Suszenie pod niskim ciśnieniem

Zgodnie z tendencją opisaną w sekcji 2.2 temperatura inwersji maleje ze spadkiem ciśnienia roboczego pary używanej do suszenia. Tak więc suszarki na parę pracujące pod ciśnieniem niższym od atmosferycznego mogą oferować wyższą szybkość suszenia w porównaniu do suszarek wykorzystujących powietrze (*Senda i in., 2001*) już w niższych temperaturach. Dodatkowo posiadają one pozostałe ważne zalety suszarek na parę: możliwość odzysku ciepła poprzez kondensację pary i beztlenową atmosferę. Proces można realizować w dowolnym typie suszarki także w suszarkach fluidalnych, gdzie fluidyzację można uzyskać nawet pod ciśnieniem pary 10 kPa (*Tatemoto i in., 2007*). Obniżone ciśnienie oznacza jednocześnie niższą niż 100°C temperaturę materiału w porównaniu z suszarkami pracującymi pod ciśnieniem atmosferycznym, np. pod ciśnieniem 0.4 bara temperatura nasycenia wynosi ok. 75°C. Pozwala to na suszenie wielu produktów spożywczych, co w połączeniu z beztlenową atmosferą pozwala uzyskać wysoką jakość produktu. Jednocześnie zaobserwowano, że suszenie parą pozwala dezodoryzować wiele produktów z uwagi na zwiększoną lotność składników zapachu w parze (*Furukawa i Aka, 1983-84, Tatemoto i in., 2000*). Projektując suszarkę na obniżone ciśnienie należy pamiętać, że udział ciepła przekazywanego przez promieniowanie rośnie, gdyż zmniejsza się współczynnik konwekcyjnego wnikanie ciepła.

Zasadniczym mankamentem suszenia pod zmniejszonym ciśnieniem jest mała gęstość pary. Oznacza to konieczność przetłaczania dużych ilości pary, co zwiększa zużycie energii elektrycznej. Dlatego ten proces nadaje się raczej do produktów o wysokiej wartości, gdzie koszty suszenia mają niewielki udział.

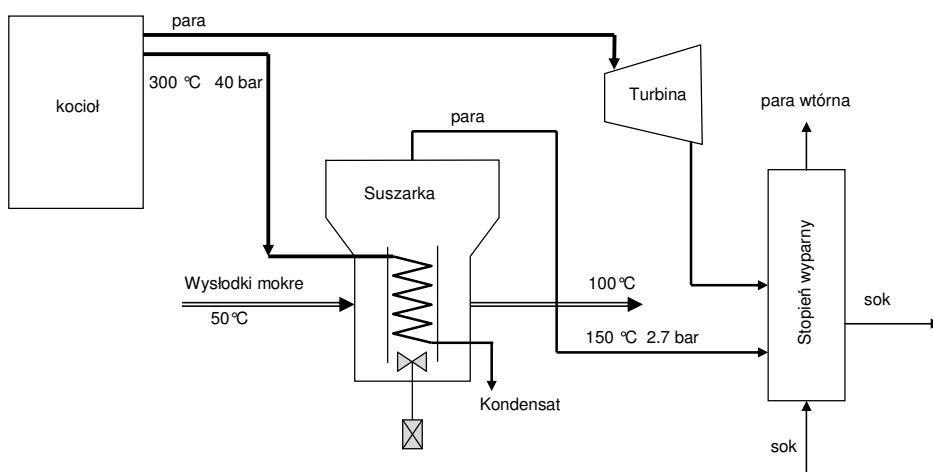
5.5. Odzysk energii z pary odlotowej i integracja cieplna suszarki

W przypadku planowego przedsięwzięcia w dużej skali jest możliwe staranne zaplanowanie integracji cieplnej suszarki z resztą obiegu cieplnego.

Taki przykład stanowi projekt ogrzewania niewielkiej miejscowości ciepłem pochodzącym z uprawy wierzby energetycznej (*Pakowski i Adamski, 2003c*).

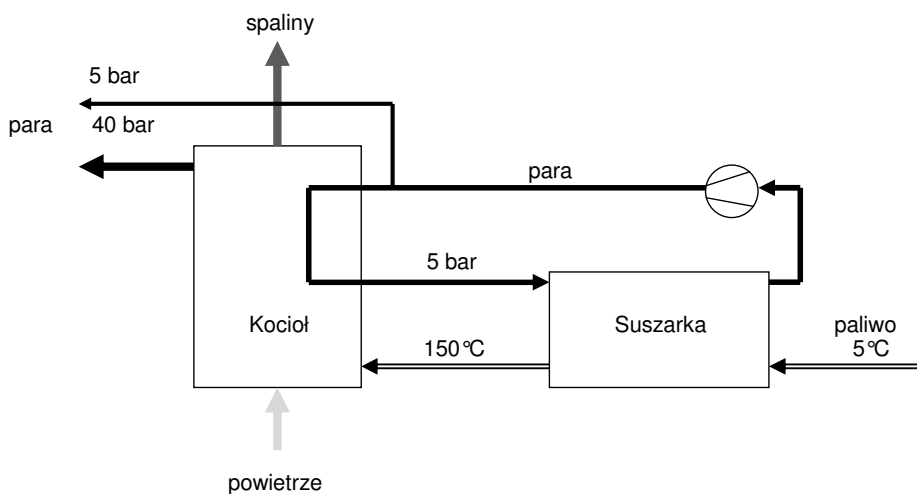
Ciepło do prowadzenia procesu jest otrzymywane ze spalania peletów. Wytworzona para kierowana do sieci ciepłej jest uzupełniana parą odlotową z suszarki w okresie produkcji peletów. Produkowane pelety są częściowo spalane na bieżąco, a częściowo magazynowane na okres grzewczy.

W instalacjach przemysłowych warunkiem zintegrowania suszarki z obiegiem cieplnym zakładu jest często wysokie ciśnienie pary. Taki zintegrowany układ cieplny dla cukrowni z suszarką wysłodków przedstawia rys. 5-1. Para z kotła o ciśnieniu ok. 28 barów i temperaturze 300°C w suszarce służy do przegrzewania pary emitowanej przez wysłodki (*Jensen, 2003*). W przegrzewaczu skrapla się i jest usuwana jako kondensat. Para obiegowa tłoczona wentylatorem powoduje fluidyzację wysłodków i ich suszenie. Jej nadmiar jest usuwany z suszarki pod ciśnieniem 2.7 bara przy temperaturze 150°C i wprowadzany razem z parą z turbiny do baterii wyparnej. W ten sposób jedyne ciepło netto tracone z układu suszarki to ciepło suchych wysłodków o temperaturze 100°C minus ciepło mokrych wysłodków wprowadzanych do suszarki w temperaturze 50°C oraz straty ciepła.

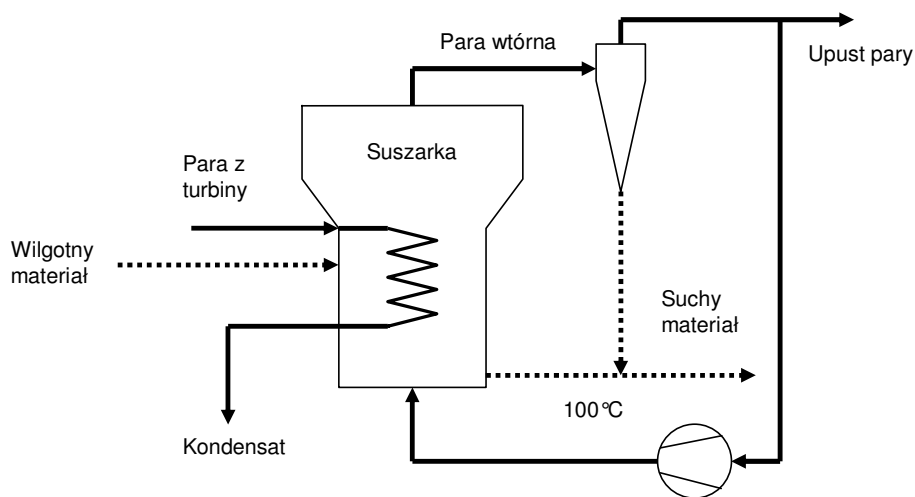


Rys. 5-1. Obieg pary suszarki do wysłodków zintegrowanej z obiegiem cieplnym cukrowni

Inny przykład integracji cieplnej suszarki dla przypadku suszenia paliwa odnawialnego spalane w kotłowni przedstawia *Wimmerstedt, 1995* – rys. 5-2.

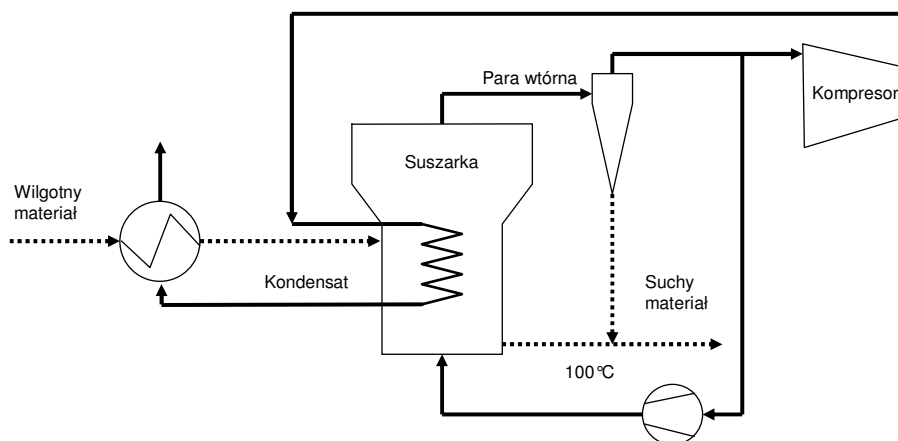


Rys. 5-2. Integracja cieplna suszarki z obiegiem kotła spalającego paliwo odnawialne

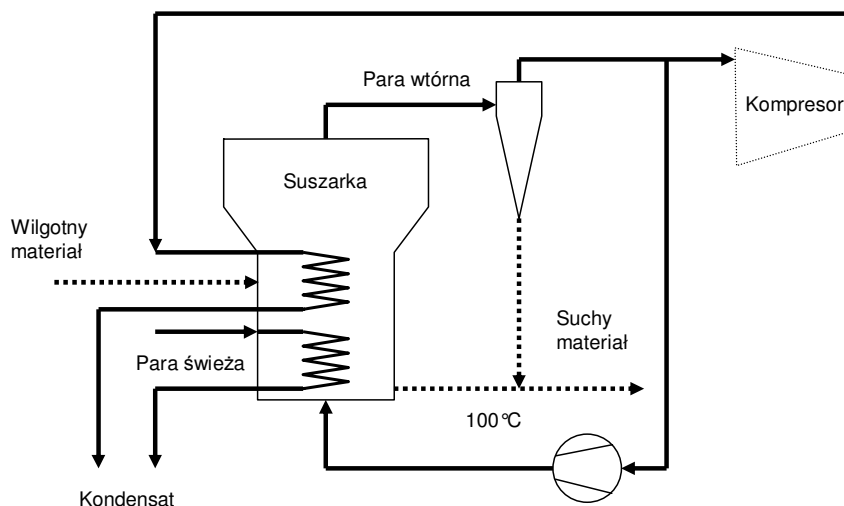


Rys. 5-3. Obieg pary suszarki ze złożem fluidalnym ogrzewanej kontaktowo parą świeżą (odpowiednik DWT)

Obiegi pary w suszarkach fluidyzacyjnych z zanurzonym w złożu elementem grzejnym, odpowiadające opisanym w sekcji 5.1 trzem typom suszarek fluidyzacyjnych do węgla brunatnego, pokazano na rys. 5-3 do 5-5.



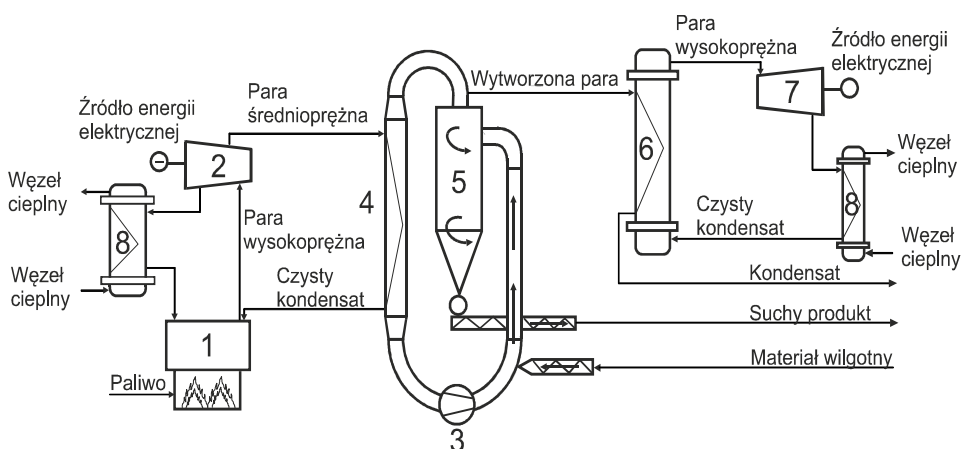
Rys. 5-4. Obieg pary suszarki z mechaniczną rekompresją pary wtórnej (MVR) i wykorzystaniem jej energii do ogrzewania złoża (odpowiednik WTA)



Rys. 5-5. Obieg pary suszarki z wykorzystaniem do ogrzewania złoża energii pary wtórnej i świeżej (odpowiednik DDWT). Kompresor jest opcjonalny

Obieg pary w suszarce rozpryskowej do produkcji mleka w proszku z MVR analizowali termodynamicznie *Fitzpatrick i Lynch*, 1995, wskazując na możliwość oszczędności energii w porównaniu do suszenia powietrzem. Suszarki rozpryskowe do suszenia powietrzem zużywają zwykle do 10000 kJ/kg odparowanej wody, podczas gdy suszarka na parę przegrzaną nawet $\frac{1}{4}$ ciepła parowania wody, które wynosi ok. 2500 kJ/kg. Obieg pary suszarki z MVR odpowiadający obiegowi WTA suszarki do węgla brunatnego przedstawia rys. 5-3.

Można również wykorzystać parę odlotową bezpośrednio w turbinie z czynnikiem pośrednim produkując energię elektryczną jak to pokazano na rys. 5-6.



Rys. 5-6. Obieg pary ciśnieniowej suszarki pneumatycznej z odzyskiem energii wytworzonej pary w turbinie. 1 – kocioł, 2 – turbina, 3 – wentylator obiegowy, 4 – przegrzewacz i suszarka, 5 – cyklon, 6 – skraplacz i generator pary wtórnej, 7 – turbina, 8 – wymiennik ciepła

W przypadku gdy integracja cieplna jest niemożliwa, najlepiej wykorzystać parę odpadową na miejscu, jak to pokazano wcześniej, do bezprzeponowego ogrzewania materiału lub przeponowego ogrzewania suszarki. Jedną z możliwości jest wprowadzanie pary odlotowej do elementów grzejnych zanurzonych w złożu fluidalnym lub w innych typach suszarek do ogrzewania ścianek. Jeśli ciśnienie pary jest za niskie, można je podnieść za pomocą kompresji mechanicznej lub termokompresji. W przykładowej suszarce taśmowej do wyśrodków pracującej pod ciśnieniem atmosferycznym para wylotowa w ilości 20 t/h jest sprężana mechanicznie (MVR) do ciśnienia 4 bar, a zużycie energii elektrycznej wynosi ok. 140 kWh/t (Wimmerstedt, 1995). Z uwagi na koszt energii alternatywa ta powinna być unikana, lecz w niektórych systemach jest konieczna. Aly, 1999 przedstawia sytuację w proszowni mleka w Jeddah w Arabii Saudyjskiej, gdzie MVR jest niezbędne, aby zintegrować obieg cieplny wyparki do mleka, suszarki rozpryskowej do suszenia parą przegrzaną i stacji wyparnej do odsalania wody morskiej. Nb. Aly podaje jeszcze jedną ważną przyczynę, dla której suszenie parą przegrzaną może być alternatywą dla suszenia powietrzem. W Jeddah latem temperatura sięga 42°C przy temperaturze wilgotnego termometru 31°C ($X = 0.024 \text{ kg/kg}$). Powietrze takie nie nadaje się do użytku w tradycyjnym procesie suszenia.

Jeśli celowe byłoby wytwarzanie energii elektrycznej, w przypadku niskiej temperatury pary odlotowej należy rozważyć zastosowanie obiegu turbiny z niskowrzącym czynnikiem pośrednim, jak np. HFE-7100. Pozwala on na wykorzystanie nawet pary o temperaturze nieznacznie wyższej niż 100°C. Zastosowanie czynnika

pośredniego jest również korzystne w przypadku zanieczyszczonej i trudnej do oczyszczenia pary, gdyż turbiny są niezwykle wrażliwe na zanieczyszczenia (rys. 5-6).

Integracja cieplna powinna być indywidualnie przeanalizowana w każdym przypadku najlepiej w fazie projektowania całej instalacji. Przykładem takich obliczeń jest praca *Lechnera i in., 2009*, gdzie badano możliwości szeregu rozwiązań integracji suszarki na parę przegrzaną do suszenia lignitu.

LITERATURA

- Adamski R., 2009, Mechanizm transportu wilgoci w materiale suszonym parą przegrzaną, praca dokt. PŁ, Łódź.
- Adamski R., Pakowski Z., 2010, Pomiar współczynnika oporu i czynnika kształtu cząstek typu flok, *Inżynieria i Aparatura Chemiczna*, 3, s. 15-16.
- Aguerre R.J., Suarez C., Viollaz P.E., 1986, Enthalpy-Entropy Compensation in Sorption Phenomena: Application to the Prediction of the Effect of Temperature on Food Isotherms, *J. Food Sci.*, 51 (6) 1547-1549.
- Aly S.E., 1999, Energy efficient combined superheated steam dryer/MED, *Appl. Thermal Engng.*, 19, 659-668.
- Andersson P., 1989, Drying of wood fuels in air and superheated steam, Lic. Diss., LUTKDH/(TKKA-1001)/1-62/1989, Lund.
- Baker C.G.J., 1983, Cascading rotary dryers, Chapter 1, *Advances in Drying*, A.S. Mujumdar ed., Hemisphere, N.Y. 1-51.
- Bandrowski, J., Kaczmarzyk, G. (1978) Gas-to-particle heat transfer in vertical pneumatic conveying of granular materials. *Chem. Eng. Sci.* 33, 1303-1315.
- Bartczak Z., Pakowski Z., Strumiłło C., 1987, A Theoretical Study on the Advanced Modeling of Flash Dryers, *Drying'87*, Hemisphere Publ. Corp., ed. A.S. Mujumdar, 11-17.
- Beeby C., Potter O.E., 1984, Steam drying, *Proc. IDS'84*, Kyoto, 1, 51-68.
- Berghel J., Renström R., 2001, Usefulness and significance of energy and mass balances of a fluidized superheated steam dryer, *Drying Technol.*, 19(6), 1083-1098.
- Berghel J., 2011, The effect of using a heating tube in an existing spouted bed superheated steam dryer, *Drying Technol.*, 29, 2, 183-188.
- Bird R.B., Stewart A., Lightfoot E., 1960, *Transport Phenomena*, J. Wiley, N.Y.
- Björk H., 1993, Some fundamental aspects of superheated steam drying of bark and wood chips, Lic. Diss., Chalmers University, Göteborg.
- Björk H., Rasmuson A., 1995, Moisture equilibrium of wood and bark chips in superheated steam, *Fuel*, 74, 1887-1890.
- Blasco R., Diaz G., Reyes A., 1996a, Pneumatic suspension drying, *Proc. IDS'96*, C. Strumiłło, Z. Pakowski eds., Krakow, A, 427-434.
- Blasco R., Reyes A., Alvarez P.I., 1996b Pneumatic drying of fish meals with direct superheated steam, *Proc. IDS'96*, C. Strumiłło, Z. Pakowski eds., Krakow, B, 755-762.
- Blasco R., Alvarez P.I, 1999, Flash drying of fish meals with superheated steam: isothermal process, *Drying Technol.*, 17(4&5), 775-790.
- Blasco R., Vega R., Alvarez P.I., 2001, Pneumatic drying with superheated steam: bi-dimensional model for high solids concentration, *Drying Technol.*, 19, 8, 2047-2061.

- Bond J.F., Mujumdar A.S., van Heiningen A.R.P., Douglas W.J.M., 1994a, Drying paper by impinging jets of superheated steam. Part I: Constant drying rate in superheated steam, *Can. J. Chem. Eng.*, 72, 446-451.
- Bond J.F., Mujumdar A.S., van Heiningen A.R.P., Douglas W.J.M., 1994b, Drying paper by impinging jets of superheated steam. Part I: Comparison of steam and air as drying fluids, *Can. J. Chem. Eng.*, 72, 452-456.
- Bórquez R.M., Canales E.R., Quezada H.R., 2008, Drying of fish-cake with superheated steam in a pilot plant impingement system, *Drying Technol.*, 26, 290-298.
- Borde I., Levy A., 2007, Pneumatic and Flash Drying, Ch.16, *Handbook of Ind. Drying*, 3rd ed., ed. A.S. Mujumdar, Taylor & Francis, N.Y.
- Braud L.M., Moreira R.G., Castell-Perez M.E., 2001, Mathematical modeling of impingement drying of corn tortillas, *J. Food Eng.*, 50, 121-128
- Brauer H., Mewes D., 1972, Strömungswiderstand sowie Stoff- und Wärmeübergang in ruhenden Füllkörperschichten, *Chem. Ing. Techn.*, 44, 865-868.
- Britton P.F., Sheehan M.E., Schneider P.A., 2006, A physical description of solids transport in flighted rotary dryers, *Powder Technology*, 165, 153-160.
- Bruce D.M., 1985, Exposed-layer barley drying: three models fitted to new data up to 150°C, *J. Agric. Eng. Res.*, 28, 385-400
- Capes C.E., Nakamura K., 1973, Vertical pneumatic conveying: an experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes, *Can. J. Chem. Eng.* 55, 196-204.
- Chandra P.K., Singh R.P., 1984, Thin layer drying of parboiled rice at elevated temperature, *J. Food Sci.*, 49, 3, 905-909.
- Chen Z., Wu W., Agarwal P. K., 2000, Steam drying of coal. Part 1. Modeling the behavior of a single particle, *Fuel*, 79, 961-973.
- Chen Z., Agarwal P.K., Agnew J.B., 2001, Steam drying of coal. Part 2. Modeling the operation of a fluidized bed drying unit, *Fuel*, 80, 209-223.
- Chen, C.S., Clayton, J.T., 1971, The effect of temperature on sorption isotherms of biological materials, *Trans. ASAE*, 14(5), 927-929.
- Chu Ju Chin, Lane A.M., Conklin D., 1953, Evaporation of liquids into their superheated vapors, *Ind. and Eng. Chem.*, 7, 1586-1591.
- Chung, D.S., Pfost, H.B., 1967, Adsorption and desorption of water vapor by cereal grains and their products. Part I., *Trans. ASAE*, 10, 549-555.
- Ciesielczyk W., 2001, Analiza eksperymentalna i teoretyczna procesu suszenia okresowego w złożu fluidalnym, *Zesz. Nauk. Nr 28, Politechnika Krakowska*
- Clayton S., Desai D., Hoadley A., 2007, Drying of brown coal using superheated steam rotary dryer, 5th APDC, Hong Kong, Guohua Chen ed., 179-184.
- Comaposada J., Gou P., Pakowski Z., Arnau J., 2000, Desorption isotherms of pork meat at different NaCl contents and temperatures, *Drying Technol.*, 18 (3), 723-746.
- Costa S.M., Murata V.V., Barrozo M.A.S., Drying of soybean seeds in cocurrent and countercurrent moving, 1st Inter-American Drying Conference (IADC), M.A. Silva, S.C.S. Rocha eds., Itu, SP, Brazil, 1997, B, 561-568.

- Cui W.K., Douglas W.J.M., Mujumdar A.S., 1985, Impingement steam drying of paper, *Drying Technol.*, 3, 307-320.
- Cui W.K., Mujumdar A.S., Douglas W.J.M., 1986, Superheated steam drying of paper: effects on physical properties, *Drying'86*, A.S. Mujumdar ed., Hemisphere N.Y., 575-580.
- Day, D.L., Nelson, G.L., 1965, Desorption isotherms for wheat, *Trans. ASAE*, 8, 293-297.
- Devahastin S., Mujumdar A.S., 2000, Evaluation of some transport and thermodynamic properties of superheated steam: effects of steam temperature and pressure, *Drying Technol.*, 18, 4&5, 1055-1071.
- Devahastin S., Suvarnakuta P., Soponronnarit S., Mujumdar A.S., 2004, A comparative study of low-pressure superheated steam and vacuum drying of a heat-sensitive material, *Drying Technol.*, 22, 8, 1845-1867.
- van Deventer H.C., Heijmans R.M.H., 2000, Drying with superheated steam, *IDS'2000*, Noordwijkerhout, The Netherlands, B, 178-192 i *Drying Technol.*, 2001, 19(8), 2033-2045.
- Douglas W.J.M., 1994, Drying paper in superheated steam, *Drying Technol.*, 12(6), 1341-1355.
- Draper R., Wolfe R.W., 1986a, Method and apparatus for steam drying of low-rank coals using a rotary cylindrical vessel, US Patent 4601115.
- Draper R., Wolfe R.W., 1986b, Method and apparatus for fluidized steam drying of low-rank coals with scrubbing, US Patent 4602438.
- Elustondo D., Elustondo M.P., Urbicain M.J., 2001, Mathematical modeling of moisture evaporation from foodstuffs exposed to subatmospheric pressure superheated steam, *J. Food Eng.*, 49, 15-24.
- Elustondo D.M., Elustondo M.P., Urbicain M., 2002a, Drying with superheated steam: maximum drying rate as a linear function of pressure, *Chem. Eng. J.*, 86, 69-74.
- Elustondo D.M., Mujumdar A.S., Urbicain M.J., 2002b, Optimum operating conditions in drying foodstuffs with superheated steam, *Drying Technol.*, 20(2), 381-402.
- Elustondo D., Oliveira L., Avramidis S., 2003, Evaluation of three semi-empirical models for superheated steam vacuum drying of timbers, *Drying Technol.*, 21, 5, 875-893.
- Erriguible A., Bernada Ph., Couture F., Roques M., 2006, Simulation of superheated steam drying from coupling models, *Drying Technol.*, 24, 941-951.
- Defo M., Fortin Y., Cloutier A., 2004, Modeling superheated steam drying of wood, *Drying Technol.*, 22, 10, 2231-2253.
- Dullien F.A.L., 1979, *Porous Media: Fluid Transport and Pore Structure*, Academic Press, N.Y.
- Faber E.F., Heydenrych M.D., Seppä R.U. I., Hicks R.E., 1986, A techno-economic comparison of air and steam drying, *DRYING'86*, A.S. Mujumdar ed., Hemisphere Publ. Corp., 588-594.

- Farshi A., Javaherizadeh H., Hamzavi-Abedi M.A., 2008, An investigation of the effect of bubble diameter on the performance of gas-solid fluidized bed reactor and two-phase modeling of bubble fluidized bed reactor in melamine production, *Petroleum & Coal*, 50, 1, 11-22.
- Ferrasse J.H., Lecomte D., 2004, Simultaneous heat-flow differential calorimetry and thermogravimetry for fast determination of sorption isotherms and heat of sorption in environmental and food engineering, *Chem. Eng. Sci.*, 59, 1365-1376
- Ferreira da Costa V.A., Neto da Silva F., Rodrigues Ruivo C., 2005, An alternative approach to the inversion temperature, *Drying Technology*, 23, 1783-1796.
- Fiłonienko G.K., 1939, *Kinetika sušilnogo processa*, Oborongiz, Moskva.
- Fitzpatrick J., Lynch D., 1995, Thermodynamic analysis of the energy saving potential of superheated steam drying, *Trans. IChemE.*, 75(C), 3-8.
- Frydman A., Vasseur F., Ducept F., Sionneau M., Moureh J., 1999, Simulation of spray drying in superheated steam using computational fluid dynamics, *Drying Technol.*, 17(7&8), 1313-1326.
- Furukawa T., Akao T., 1983-84, Deodorization by superheated steam drying, *Drying Technol.*, 2(3), 407-418.
- Fyhr Ch., Rasmuson A., 1996a, Steam drying of wood chips in pneumatic conveying dryers, *IDS'96*, Kraków, A, 655-662.
- Fyhr Ch., Rasmuson A., 1996b, Mathematical model of steam drying of wood chips and other hygroscopic porous media, *AIChE Journal*, 42, 9, 2491-2502.
- Gauvin W.H., Costin M., 1980, Spray drying in superheated steam: a technoeconomic study, *Drying'80*, A.S. Mujumdar ed., Hemisphere N.Y., 2, 320-335.
- Geldart, D., 1973, Types of Gas Fluidization, *Powder Technol.* 7, 285-292.
- Geldart D.(ed.), 1986, *Gas Fluidization Technology*, J.Wiley&Sons.
- Gerke G., Verfahren und Vorrichtung zum Trocken zu sterilisierender feuchter Stoffe unter Gewinnung von mechanischer Energie, *Patentschrift*, No. 192959, 8.07.1905.
- Gómez J.E., Melo D.L., Bórquez R.M., Canales E.R., 2009, Computational study of impingement jet drying of seeds using superheated steam based on kinetic theory of granular flow, *Drying Technol.*, 27, 1171-1182.
- Grace J.R., 1982, Fluidized bed Hydrodynamics, Ch. 8.1. in *Handbook of Multiphase Flow*, ed. G. Hetsroni, Hemisphere, Wash. DC.
- Hager J., Hermansson M., Wimmerstedt R., 1997, Modelling steam drying of a single porous ceramic sphere, *Chem. Eng. Sci.*, 52, 8, 1253-1264.
- Hager J., 1998, Steam drying of porous media, Lund University, PhD thesis.
- Hager J., Wimmerstedt R., Whitaker S., 2000, Steam drying a bed of porous spheres: theory and experiment, *Chem. Eng. Sci.*, 55, 1675-1698.
- Haider A., Levenspiel O., 1989, Drag coefficient and terminal velocity of spherical and non-spherical particles, *Powder Technol.*, 58, 63-70.
- Halström A., Wimmerstedt R., 1983, Drying of porous granular materials, *Chem. Eng. Sci.*, 38, 1507-1516.

- Haque M.N., Sargent R., 2008, Standard and superheated steam schedules for Radiata Pine single-board drying: model predictions and actual measurements, *Drying Technol.*, 26, 186-191.
- Hasatani M., Itaya Y., 1992, Fundamental study on shrinkage of formed clay during drying-viscoelastic strain-stress and heat/moisture transfer, *Drying Technol.*, 10(3), 1013-1036.
- Hausbrand E., 1898, *Das Trocknen mit Luft und Dampf*, 1 wyd., Julius Springer, Berlin.
- Haynes, B.C., 1961, Vapor pressure determination of seed hygroscopicity. US. Dept. Agr. Tech. Bull., 1229, 1-20.
- Kitic, D., Favetto, G. J., Chirife, J. & Resnik, S. L. (1986). Measurement of water activity in.
- Henderson S.M., 1952, A basic concept of equilibrium moisture content, *Agric. Engng.*, 33, 1, 29-33.
- Henderson S.M., Pabis S., 1961, Grain drying theory IV: The effect of airflow rate on the drying index, *J. Agric. Eng. Res.*, 7, 85-89.
- Hermansson M., Wimmerstedt R., 1992, Steam drying of ceramic spheres-experiments and simulation, *Drying'92*, A.S. Mujumdar ed., Elsevier.
- Hermansson M., Andersson P., Wimmerstedt R., 1992, Steam drying of wood fuels, *Drying Technol.*, 10(5), 1267-1286.
- Hidayat M., 2005, Heat and mass transfer effects in a U-bend in pneumatic drying, PhD thesis, Chalmers University, Göteborg.
- Hirosue H., Yamada N., Abe E., Shinohara H., 1988, Analysis of volumetric heat transfer coefficient and simulation of particle drying in a rotary dryer, *IDS'88*, Versailles, OP.241.
- Hoehne O., Lechner S., Schreiber M., Krautz H.J., 2010, Drying of lignite in pressurized steam fluidized bed – theory and experiments, *Drying Technol.*, 28 (1-3), 5-19.
- Hosseinalipour S.M., Mujumdar A.S., 1995, Superheated steam drying of a single particle in an impinging stream dryer, *Drying Technol.*, 13(5-7), 1279-1303
- Hosseinalipour S.M., Devahastin S., Mujumdar A.S., 1998, Evaluation of a superheated steam impinging stream dryer performance via a numerical approach, *Proc. IDS'98*, Halkidiki, A, 232-239.
- Hölzer A., Sommerfeld M., 2008, New simple correlation formula for the drag coefficient of non-spherical particles, *Powder Technol.*, 184, 361-365.
- Hutchison D., Otten L., 1982, Thin layer drying of soybeans and white beans, *CSAE paper 82-104*, CSAE, Ottawa.
- Inoue T., Iyota H., Nishimura N., 2010, Prediction method for drying time of wet porous material in humid hot air and superheated steam, *Drying Technol.*, 28, 608-614.
- Iyota H., Nomura T., Nishimura N., 1999, A reverse process of superheated steam drying from condensation to evaporation, *Heat Transfer-Asian Research*, 28(5) 352-366.

- Iyota H., Nishimura N., Nomura T., 2000, Modeling of superheated steam drying including changes from condensation to evaporation occurring in early stage, IDS2000, Noordwijkerhout, The Netherlands, C, 1-4.
- Iyota H., Nishimura N., Yoshida M., Nomura T., 2001a, Simulation of superheated steam drying considering initial steam condensation, *Drying Technol.*, 19(7), 1425-1440.
- Iyota H., Nishimura N., Onuma T., Nomura T., 2001b, Drying of sliced raw potatoes in superheated steam and hot air, *Drying Technol.*, 19(7), 1411-1424.
- Iyota H., Nishimura N., Konishi Y., Nomura T., Toyama M., Yoshida K., 2001c, Starch gelatinization of sliced raw potatoes during drying in superheated steam and hot air, ADC'2001, Palau Pinanag, Malaysia, 527-536.
- Iyota H., Konishi Y., Inoue T., Yoshida K., Nishimura N., Nomura T., 2005, Popping of amaranth seeds in hot air and superheated steam, *Drying Technol.*, 23, 1273-1287.
- Iyota H., Inoue T., Yamagata J., Nishimura N., 2008, Effect of time-dependent humidity profiles from air to superheated steam on drying of a wetted starch sphere, *Drying Technol.*, 26, 211-221.
- Jamradloedluk J., Nathankaranakule A., Soponronnarit S., Prachayawarakorn S., 2003, Drying of durian slices in superheated steam and hot air, ADC'03, Bangkok, 667-677.
- Jayas D.S., Cenkowski S., Pabis S., Muir W.E., 1991, Review of thin-layer drying and wetting equations, *Drying Technol.*, 9 (3), 551-588.
- Jensen A.S., 1992, Pressurized drying in a fluid bed with steam, *Drying'92*, A.S. Mujumdar ed., Hemisphere, N.Y., 1593-1602.
- Jensen A.S., 2003, Steam drying of beet pulp. Development by rebuilding old dryers, *Amer. Soc. Sugar Beet Technologists, Proceedings of Meetings*, 32, 241-248.
- Johansson A., Fyhr Ch., Rasmuson A., 1997, High temperature convective drying of wood chips with air and superheated steam, *Int. J. Heat Mass Transfer*, 40, 12, 2843-2858.
- Jonassen O., 2010, Superheated steam drying of sludge, Technical Report 5 IEA-IETS, 1-6.
- Karlsson M., Soininen M., 1982, The drying characteristics of a paper machine, IDS'82, ed. J.C. Ashworth, 351-362.
- Kechaou N., Roques M.A., 1988, Sechage isotherme de la gelatine et evaluation de diffusion materiel, ENSIC-INPL, Nancy.
- Key R., 1978, *Introduction to Industrial Drying Operations*, Pergamon Press, Oxford.
- Kelly J., 1992, Flight design in rotary dryers, *Drying Technology*, 10 (4), 979-993.
- Kelly J.J., 1995, Rotary drying, w: *Handbook of Industrial Drying*, 2nd ed., A.S. Mujumdar ed., Marcel Dekker, NY, 161-183.
- Kemp J., 2004, Comparison of particle motion correlations for cascading rotary dryers, IDS'2004, São Paulo, B, 790-797.

- Kiiskinen H.T., Edelmann K.E., 2002, Superheated steam drying of paper web, *Dev. Chem. Eng. Mineral Process.*, 10, 3/4, 349-365.
- Krokida M., Marinos-Kouris D., Mujumdar A.S., 2007 Rotary Drying, w: *Handbook of Industrial Drying*, 3rd ed., A.S. Mujumdar ed., Taylor & Francis, 151-171.
- Krupińska B., 2007, Model procesu suszenia biomasy parą przegrzaną w suszarce pneumatycznej, praca dokt. PŁ, Łódź.
- Kudra T., Mujumdar A.S., 2009, Ch.7 Superheated steam drying, in *Advanced Drying Technologies*, 2nd ed., Marcel Dekker, N.Y., 89-118.
- Kumar P., Mujumdar A.S., 1990, Superheated steam drying: a bibliography, *Drying Technol.*, 8(1), 195-205.
- Kunii D., Levenspiel O., 1969, *Fluidization Engineering*, J. Wiley and Sons, N.Y.
- Langrish T.A.G., Whalley P.B., Reay D., Bahu R.E., 1988, Heat transfer in cascading rotary dryers, *IDS'88, Versailles, OP.233*.
- Lee Kwan, Ryley D.J., 1968, The evaporation of water droplets in superheated steam, *J. Heat Transfer*, 11, 445-451.
- Lechner S., Höhne O., Krautz H.J., 2009, Pressurized steam fluidized bed drying of lignite: constructional and process optimization at the BTU test facility and experimental results, *XII PDS, Łódź*, 734-741.
- Lewis W.K., 1921, The rate of drying of solid materials, *J. Ind. Eng. Chem.*, 13, 427-433.
- Li Y.B., Seyed-Yagoobi J., Moreira R.G., Yamsaengsung R., 1999, Superheated steam impingement drying of tortilla chips, *Drying Technol.*, 17(1&2), 191-213.
- Li S., Jiang B., Shi Y., Li J., Dong W., Xu J., Zhang H., Yang J., Chen F., 2011, Super-heated steam drying: an innovation of clean coal technology for lignite-fired power plant, 5th NDC, Helsinki.
- Lichota J., Plutecki Z., 2007, Suszenie węgla w elektrowniach, *Rynek Energii*, 6(73), 36-41.
- Loo E., Mujumdar A.S., 1984, A simulation model for combined impingement and through drying using superheated steam as the drying medium, *Drying'84*, A.S. Mujumdar ed., Hemisphere N.Y., 264-280.
- Marinos-Kouris D., Maroulis Z.B., 1995, Transport Properties in the Drying of Solids, in *Handbook of Industrial Drying*, A.S. Mujumdar ed., 2nd ed., Marcel Dekker, vol. 2, pp. 113-159.
- McCall J.M., Douglas W.J.M., 1983, Superheated steam drying of paper from chemithermomechanical pulp, *Tappi Conference, Atlanta, April 18-21*.
- McCall J.M., Douglas W.J.M., 2005, Enhancement of properties of diverse grades of paper by superheated steam drying, *Drying Technol.*, 23, 397-406.
- McCall J.M., Douglas W.J.M., 2006, Use of superheated steam drying to increase strength and bulk of papers produced from diverse commercial furnishes, *Drying Technol.*, 24, 233-238.
- Meunier, J., Munz, R.J., 1986, Flash drying with superheated steam—a mathematical model, *Drying '86*, A.S. Mujumdar ed., Hemisphere Publ. Corp., 580-587.

- Michajłow Ju.A., 1967, Suška peregretym parom, *Energija*, Moskva, 1-200.
- Mikhailov Yu.A., Sviklis B.B., 1965, Drying of peat in an atmosphere of superheated steam, *J. Eng. Phys. & Thermophys.*, 9,4, 324-329.
- Miranda Bernardo A.M., Dumoulin E.D., Lebert A.M., Bimbenet J.-J., 1990, Drying of sugar beet fiber with hot air or superheated steam, 8(4), 767-779.
- Miwa K., Mori S., Kato T., Muchi I., 1972, Behavior of bubbles in a gaseous fluidized bed, *Int. Chem. Eng.*, 12, 187-194.
- Mizrahi, S., Labuza, T.P., Karel, M., 1970, Computer-aided predictions of extent of browning in dehydrated cabbage, *J. Food Sci.*,35, 799-803.
- Moreira R.G., 2001, Impingement drying of foods using hot air and superheated steam, *J. Food Eng.*, 49, 291-295.
- Mori S., Wen C.Y., 1975, Estimation of bubble diameter in gaseous fluidized beds, *AIChE J.*, 21, 1, 109-115.
- Motarjemi, Y., 1988, A study of some physical properties of water in foodstuffs. Water activity, water binding and water diffusivity in minced meat products. PhD Thesis. Lund University, Lund, Sweden.
- Mulet A., Garcia-Reverter J., Sanjuan R., Bon J., 1999, Sorption Isothermic Heat Determination by Thermal Analysis and Sorption Isotherm, *J. Food Sci.*, 64, 1, 64-68.
- Mujumdar A.S., 1995, Superheated steam drying, w: *Handbook of Industrial Drying*, A.S. Mujumdar ed., 2nd ed., Marcel Dekker, 1071-1086.
- Mujumdar A., 2007, Superheated steam drying, Ch.19, w: *Handbook of Industrial Drying*, 3rd ed., A.S. Mujumdar ed., Taylor & Francis, 439-452.
- Namsnaguan Y., Tia W., Devahastin S., Soponronnarit S., 2003, Drying kinetics and quality of shrimp undergoing two-stage superheated and heat pump drying, *ADC'03*, Bangkok, 457-467.
- Neužil L., Turcaj J., Broz L., 1967, *Sbornik VSChT*, K1, Praha.
- Nijdam J., Keey R.B., 2000, Impact of variations in wood density on kiln drying softwood boards, *Bull. Pol. Acad. Sci. (Techn. Sci.)*, 48,3, 301-313.
- Nishimura N., Nomura T., Kashiwagi T., 1992, Heat transfer characteristics At evaporating water surfach in laminar stream of superheated steam, *Drying Technol.*, 10(3), 641-658.
- Niu H.X., Gong Y., Xiao Z., Liu X., Yang D.Y., 2009, Numerical simulation of superheated steam fluidized bed drying, *XII PDS*, Łódź, 715-733.
- Nygaard H., Hostmark O., 2008, Microbial inactivation during superheated steam drying of fish meal, *Drying Technol.*, 26, 222-230.
- O'Callaghan J.R., Menzies D.J., Mailey P.H., 1971, Digital simulation of agricultural dryer performance, *J. Agric. Eng. Res.*, 16, 223-244.
- Page C., 1949, Factors influencing the maximum rates of drying shelled corn in layer, MSc thesis, Dept. Agric. Eng., Purdue, W. Lafayette.
- Pakowski Z., Bartczak Z., Strumiłło C., Stenström S., 1991, Evaluation of equations approximating thermodynamic and transport properties of water, steam and air for use in CAD of drying processes, *Drying Technology*, 9, 3, 753-773.

- Pakowski Z., Grochowski J., 1997, Drying of White Sugar in a Fluid Bed: Simulation and Design of Industrial-Scale Dryers-Coolers, *Drying Technol.*, 15(6-8), 1882-1892.
- Pakowski Z., 1998, Drying in Fluid Bed and Vibrated Fluid Bed, Ch.14, in: *Thermal Processing of Biomaterials*, Strumiłło C., Kudra T. eds., Gordon and Breech Publ., 367-382.
- Pakowski Z., Głębowski M., 1999, Model symulacyjny procesu suszenia papieru i komputerowe narzędzie do jego stosowania, *Zesz. Nauk. PŁ*, 24, 261-268.
- Pakowski Z., 2000a, Aplikacja do obliczeń procesowych suszarki pneumatycznej na parę przegrzaną – na zlecenie ITM Radom.
- Pakowski Z., 2000b, dryPAK 3.6., Program for psychrometric and drying computations, OMNIKON, Łódź.
- Pakowski Z., Głębowski M., 2001, Symulacja procesów inżynierii chemicznej, Wyd. PŁ.
- Pakowski Z., 2002, Aplikacja do obliczeń suszarek bębnowych ogrzewanych konwekcyjnie i kontaktowo – praca na zlecenie ITM Radom.
- Pakowski Z., Krupińska B., Adamski R., 2003a, Własności fizykochemiczne materiałów pochodzenia roślinnego do celów projektowania procesu suszenia parą przegrzaną, *X Polskie Sympozjum Suszarnictwa*, 609-617.
- Pakowski Z., Krupińska B., Adamski R., 2003b, Suszenie biomasy parą przegrzaną do celów produkcji brykietowanego paliwa odnawialnego, *Przem. Chem.*, 82/9, 1143-1145.
- Pakowski Z., Adamski R., 2003c, Koncepcja lokalnej ciepłowni zasilanej biomasą wykorzystującej proces suszenia parą przegrzaną, *Inżynieria Rolnicza*, 13, 55, 151-158.
- Pakowski Z., Comaposada J., Gou P., Arnau J., 2003d, Experimental water diffusivity identification in raw meat based on Fickian diffusion model with shrinkage. *Proc. EUDrying 03*, Crete, 181-187.
- Pakowski Z., Drużdżel A., Drwięga J., 2004a, Validation of a model of an expanding superheated steam flash dryer for cut tobacco based on processing data, *Drying Technol.*, 22, 1-2, 45-57.
- Pakowski Z., Krupińska B., Adamski R., 2004b, Izobara sorpcji drewna i jej wykorzystanie w modelu suszarki pneumatycznej na parę przegrzaną, *Inż. Chem. i Proc.*, 25, 1429-1434.
- Pakowski Z., Krupińska B., Adamski R., 2005a, Generalization of sorption isotherms and isobars of some wood species used as biofuels, *3rd Nordic Drying Conf.*, Karlstadt, Sweden.
- Pakowski Z., Krupińska B., Adamski R., 2005b, Water activity of energetic variety of wood in a wide temperature range applicable to both superheated steam and air drying, *7th WCCE*, Glasgow, UK.
- Pakowski Z., Krupińska B., Adamski R., 2005c, Uogólnienie izoterm i izobar sorpcji dla gatunków drewna stosowanych jako biopaliwo, *VII Międzynarod. Konf. Nauk. „Teoretyczne i aplikacyjne problemy inżynierii rolniczej“* Wrocław.

- Pakowski Z., Drużdżel A., Krupińska B., Adamski R., 2006a, Superheated steam drying of wood chips in a flash dryer – experiments and simulation, IDS'2006, Budapest, C, 1732-1738.
- Pakowski Z., Krupińska B., Adamski R., 2006b, Sorption isobars of tobacco materials required for the superheated steam drying process, Inż. Chem. i Proc., 27, 507-517.
- Pakowski Z., Krupińska B., Adamski R., 2007a, Prediction of sorption equilibrium both in air and superheated steam drying of energetic variety of willow *Salix viminalis* in a wide temperature range, Fuel, 86, 12-13, 1749-1757.
- Pakowski Z., Krupińska B., Jankowiak T., Adamski R., 2007b, Pomiar współczynnika oporu i czynnika kształtu metodą aerodynamiczną, Inż. Apar. Chem., 46, 4-5, 94-98.
- Pakowski Z., Mujumdar A., 2007, Basic process calculations and simulations in drying, Ch.3, w: Handbook of Industrial Drying, 3rd ed., A.S. Mujumdar ed., Taylor & Francis, 53-80.
- Pakowski Z., Adamski R., Kwapisz S., Kokocińska M., 2009, The kinetics of superheated steam drying of brown coal under atmospheric pressure, XII PDS, Łódź, 758-772.
- Pakowski Z., Adamski R., Kokocińska M., Kwapisz S., 2011a, Generalized desorption equilibrium equation of lignite in a wide temperature and moisture content range, Fuel, 90, 3330-3335.
- Pakowski Z., Adamski R., 2011b, On prediction of superheated steam drying rate, Drying Technol., 29, 13, 1492-1498.
- Pang S., 1997, Some considerations in simulation of superheated steam drying of softwood lumber, Drying Technol., 15(2), 651-670.
- Pang S., 1998, Relative importance of vapour diffusion and convective flow in modeling of softwood drying, Drying Technol., 16(1&2), 271-281.
- Pang S., Dakin M., 1999, Drying rate and temperature profile for superheated steam vacuum drying and moist air drying of softwood lumber, Drying Technol., 17(6), 1135-1147.
- Pang S., 2002, External heat transfer in moist air and superheated steam for softwood drying, Proc. IDS'2002, Beijing, C, 1864-1871.
- Pang S., Pearson H., 2004, Experimental investigation and practical application of superheated steam drying technology for softwood timber, Drying Technol., 22, 9, 2079-2094
- Perre P., Moser M., Martin M., 1992, Advances in transport phenomena during convective drying with superheated steam and moist air, Int. J. Heat Mass Transfer, 36,11, 2725-2746.
- Pikoń J., Wasilewski P., Mitka B., 1976, Suszarka konwekcyjna z przesuwym złożem, pat. PRL 82952.
- Potter O.E., 1980, Approaches to More Economical Drying of Particles and Lumps, Proc. IDS'80, 2, 396-400.
- Potter O.E., Li Xi Guang, Georgakopoulos S., Mao Xi Ming, 1988, Some design aspects of steam fluidized heated dryers, IDS'88, Versailles, OP.307.

- Prachayawarakorn S., Soponronnarit S., Wetchacama S., Jasuit D., 2002, Desorption isotherms and drying characteristics of shrimp in superheated steam and hot air, *Drying Technol.*, 20(3), 669-684.
- Prachayawarakorn S., Prachayawasin P., Soponronnarit S., 2004, Effective diffusivity and kinetics of urease inactivation and color change during processing of soybeans with superheated steam fluidized bed, *Drying Technol.*, 22, 9, 2095-2118.
- Pronyk C., Cenkowski S., Muir W.E., 2004, Drying foodstuffs with superheated steam, *Drying Technol.*, 22, 5, 899-916.
- Pronyk C., Cenkowski S., Muir W.E., Lukow O.M., 2008, Effect of superheated steam processing on the textural and physical properties of asian noodles, *Drying Technol.*, 26, 192-203.
- Pronyk C., Cenkowski S., Muir W.E., 2010, Drying kinetics of instant asian noodles processed in superheated steam, *Drying Technol.*, 28, 304-314.
- Prins M.J., Ptasinski K.J., Janssen F.J.J.G., 2006, More efficient biomass gasification via torrefaction, *Energy*, 31, 3458-3470.
- Qureshi A.E., Creasy D.E., 1979, Fluidized bed gas distributors, *Powder Technol.*, 22, 113-119.
- Raznjević K., 1966, *Tablice cieplne z wykresami*, WNT, Warszawa.
- Revol D., Briens C.L., Chabagno J.M., 2001, The design of flights in rotary dryers, *Powder Technology*, 121, 230-238.
- Rocha S.C., Paixão A.E., 1996, Pseudo two-dimensional model for a pneumatic dryer, *IDS'96, Kraków*, A 340-348.
- Rosdanelli H., Ramli Wan Daud W., 2001, Superheated steam impingement drying of fibrous material, *ADC'2001, Palau Pinanag, Malaysia*, 711-716.
- Rosdanelli H., Ramli Wan Daud W., 2003, The effects of temperature and velocity on drying rate in superheated steam drying of EFB fibres, *ADC'03, Bangkok*, 619-626.
- Rosdanelli H., Ramli Wan Daud W., 2007, Through drying characteristic of oil palm empty fruit bunch (EFB) fibers using superheated steam, *Asia-Pac. J. Chem. Eng.*, 2, 35-40.
- Rosdanelli H., Ramli Wan Daud W., 2009, Quality changes of superheated steam dried fibers from oil palm empty fruit bunches, *Drying Technol.*, 27, 194-200.
- Rovedo C.O., Juarez C., Viollaz P.E., 1995, Drying of foods: evaluation of the drying model, *J. Food Engineering*, 26, 1-12.
- Rudobashta S.P., Dimitrev V.M., Planovskii A.N., 1979, Analitičeskij rasčot processa glubokoj suški granulirovannyh polimernych maerialov v šachtnyh sušilkach, *Khim. i Neft. Mashinostroyenie*, 4, 14-16.
- Sano A., Senda Y., Oyama K., Tanigawara R., Bando Y., Nakamura M., Sugimura Y., Shibata M., 2005, Drying characteristics in superheated steam drying at reduced pressure, *Drying Technol.*, 23, 2437-2447.
- Schmidt E., 1989, *Properties of Water and Steam in SI-units*, Springer, Berlin.

- Schofield F.R., Glikin P.G., 1962, Rotary Driers and Coolers for Granular Fertilizers, *Trans. IChemE*, 40, 183-190.
- Schwartz J.P., Bröcker S., 2000, A theoretical explanation for the inversion temperature, *IDS2000*, Noordwijkerhout, The Netherlands, A, 93-103.
- Senda Y., Bando Y., Yasuda K., Nakamura M., Sugimura Y., Shibata M., 2001, Development of a superheated steam dryer at reduced pressure, *ADC2001*, Palau Pinang, Malaysia, 247-256.
- Sghaier J., Ben Abdelhamid M., Lecomte D., Belghith A., Sammouda H., 2009, Drying rate curves of ceramic porous particle in superheated steam and in air at different humidities and the inversion temperature, *Int. Rev. Mech. Engng.*, 3, 1, 64-73.
- Sheikholeslami R., Watkinson A.P., 1992, Convective drying of wood-waste in air and superheated steam, *Can. J. Chem. Eng.*, 70, 6, 470-481.
- Sherritt, R.G., Caple, R., Behie, L.A., Mehrotra, A.K., 1993. The movement of solids through flighted rotating drums. Part 1: Model formulation. *Can. J. Chem. Eng.*, 71, 337-346.
- Sherritt, R.G., Caple, R., Behie, L.A., Mehrotra, A.K., 1994. The movement of solids through flighted rotating drums. 2. Solids gas interactions and model validation. *Can. J. Chem. Eng.*, 72 (2), 240-248.
- Engineering 72 (2), 240-248. Shi Y., Li J., Li X., Wu J., Wu M., Li S., Wang H., Zhao G., Yin F., 2011, Experimental study on super-heated steam drying of lignite, 5th NDC, Helsinki.
- Shibata H., Mujumdar A.S., 1994, Steam drying technologies. *Japanese R&D. Drying Technol.*, 12(6), 1385-1424.
- Shibata H., Ide M., 2001, Combined superheated steam and microwave drying of sintered glass beads: drying rate curves, *Drying Technol.*, 19(8), 2063-2079.
- Shibata H., 2005, Comparison of drying rate curves of porous solids in superheated steam to those in air, *Drying Technol.*, 23, 1419-1434.
- Shibata H., 2011, *Fundamentals of superheated steam drying*, Kyushu University Press, 1-148.
- Shibata H., Mada J., Shinohara H., 1988, Drying mechanism of sintered spheres of glass beads in superheated steam, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 6, 9-14.
- Simal S., Rossello C., Berna A., Mulet A., 1998, Drying of a shrinking cylinder-shaped bodies, *J. Food Engineering*, 37, 423-435.
- Skuratovsky I., Levy A., Borde I., 2005, Two-dimensional numerical simulations of the pneumatic drying in vertical pipes, *Chem. Eng. and Process.*, 44, 187-192.
- Smith J.M., Van Ness H.C., Abbot M.M., 2001, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6th ed., McGraw Hill, 218.
- Soponronnarit S., Prachayawarakorn S., Rordprapat W., Nathakaranakule A., Tia W., 2006, A superheated-steam fluidized-bed dryer for parboiled rice: testing of a pilot-scale and mathematical model development, *Drying Technol.*, 24, 1457-1467.

- Soto V., Bórquez R., 2003, Simulation of superheated steam turbulent flows and heat transfer in an impingement dryer, *Drying Technol.*, 21(2), 311-328.
- Speckhahn A., Srzednicki G., Desai D.K., 2010, Drying of beef in superheated steam, *Drying Technol.*, 28, 1072-1082.
- Strohman, R.D., Yoerger, R.R., 1967, A new equilibrium moisture content equation, *Trans. ASAE*, 10, 675-677.
- Strumiłło C., 1983, *Podstawy teorii i techniki suszenia*, wyd. 2, WNT, Warszawa.
- Stubbing T.J., 1994, *Airless drying, Drying'94*, A.S. Mujumdar ed., Hemisphere Publ. Corp., 559-566.
- Suvarnakuta P., Devahastin S., Soponronnarit S., Mujumdar A.S., 2005, Drying kinetics and inversion temperature in a low-pressure superheated steam drying system, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 44, 1934-1941.
- Svensson C., 1980, Steam drying of pulp, *IDS'80*, A.S. Mujumdar ed., 301-307.
- Syarief A.M., Morey R.V., Gustafson R.J., 1984, Thin layer drying rates of sunflower seed, *Trans. ASAE*, 27, 195-200.
- Taechapairoi Ch., Prachayawarakorn S., Soponronnarit S., 2004, Characteristics of rice dried in superheated-steam fluidized-bed, *Drying Technol.*, 22, 4, 719-743
- Tang Z., Cenkowski S., 2000a, Dehydration dynamics of potatoes in superheated steam and hot air, *Can. Agric. Eng.*, 42, 1, 6.1-6.13.
- Tang Z., Cenkowski S., Muir W.E., 2000b, Dehydration of sugar-beet pulp in superheated steam and hot air, *Trans. ASABE*, 43(3), 685-689.
- Tang Z., Cenkowski S., Izydorczyk M., 2005, Thin-layer drying of spent-grains in superheated steam, *J. Food Engineering*, 67, 4, 457-465.
- Tarasov V.M., Basargin B.N., 1975, Kinetics of drying of moist materials in superheated steam, *Inzhenerno-Fizicheskii Zhurnal*, 28, 1, 34-39 (tłum. Plenum Publ. Corp.).
- Tarnawski W., Mitera J., Borowski P., Klepaczka A., 1996, Energy analysis on use of air and superheated steam as drying media, *Drying Technol.*, 14(7), 1733-1749.
- Tatemoto Y., Bando Y., Oyama K., Yasuda K., Nakamura M., Sugimura M., Shibata M., 2000, Drying performance in closed superheated steam drying, *IDS2000*, Noordwijkerhout, The Netherlands, 380-385.
- Tatemoto Y., Bando Y., Oyama K., Yasuda K., Nakamura M., Sugimura M., Shibata M., 2001, Effects of operational conditions on drying characteristics in closed superheated steam drying, *Drying Technol.*, 19(7), 1287-1303.
- Tatemoto Y., Yano Sh., Mawatari Y., Noda K., Komatsu N., 2007, Drying characteristics of porous material immersed in a bed of glass beads fluidized by superheated steam under reduced pressure, *Chem. Eng. Sci.*, 62, 471-480.
- Thomkapanich O., Suvarnakuta P., Devahastin S., 2007, Study of intermittent low-pressure superheated steam and vacuum drying of a heat-sensitive material, *Drying Technol.*, 25, 205-223.

- Toei R., Tamon H., Uehara K., Matsumiya S., 1986, Drying characteristics of Morwell brown coal and effects of drying on liquefaction, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 25 (1), 168-171.
- Toftegaard R., Reinholdt L., Schneider P., Nørgaard E., 2011, Market analysis of drying technologies in Denmark and the potential for energy recovery in drying systems, 5th NDC, Helsinki.
- Topin F., Rahli O., Tadrist H., 1997, Temperature and pressure field visualizations in a porous medium dried in superheated steam, *Experiment. Thermal and Fluid Sci.*, 15, 359-374.
- Topin F., Tadrist L., 1997, Analysis of transport phenomena during the convective drying in superheated steam, *Drying Technol.*, 15(9), 2239-2261.
- Trommelen A.M., Crosby E.J., 1970, Evaporation and drying of drops in superheated vapors, *AIChE J.*, 16,5, 857-867.
- Uengkimbuan N., Soponronnarit S., Prachayawarakorn S., Nathkaranakule A., 2003, Comparative study of pork dried using superheated steam and hot air, *ADC'03, Bangkok*, 679-691.
- Uengkimbuan N., Soponronnarit S., Prachayawarakorn S., Nathkaranakule A., 2006, A comparative study of pork drying using superheated steam and hot air, *Drying Technol.*, 24, 1665-1672.
- Urbaniec K., Malczewski J., 1997, Experimental investigation of beet pulp drying in superheated steam under pressure, *Drying Technol.*, 15(6-8), 2005-2013
- Van Brakel J., 1980, Mass transfer in convective drying, *Advances in Drying*, A.S. Mujumdar ed., Marcel Dekker, 1, 217-267.
- Van den Berg C., 1983, *Description of Water Activity of Foods for Engineering Purposes*, Agric. Univ. Wageningen, The Netherlands
- Van Meel D.A., 1958, Adiabatic convection batch drying with recirculation of air, *Chem. Eng. Sci.* 9, 36-44.
- Volchkov E.P., Leontiev A.I., Makarova S.N., 2007, Finding the inversion temperature for water evaporation into an air-steam mixture, *Int. J. Heat Mass Trans.*, 50, 2101-2106.
- Wen-Ching Yang, 2003, Ch.1. Particle characteristics and dynamics, Wen-Ching Yang ed., *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems*, M. Dekker, N.Y. Basel.
- Wenzel L., White R.R., 1951, Drying granular solids in superheated steam, *Ind. & Eng. Chem.*, 43,8, 1829-1837.
- Werling, K., 1978, Adiabatic Drying of Hygroscopic Materials, *Proc. 1st International Drying Symposium, Montreal*, 36-41.
- Westerman P.W., White G.M., Ross I.J., 1973, Relative humidity effect on the high temperature drying of shelled corn, *Trans. ASAE*, 16, 1136-1139.
- Wimmerstedt R., 1995, Steam drying history and future, *Drying Technol.*, 13(6-7), 1059-1076.
- Wimmerstedt R., Hager J., 1996, Steam drying – modeling and applications, *Drying Technol.*, 14, 1099-1119.

- Wu C.H., Davis D.C., Chung J.N., 1989, Simulated dehydration of wedge-shaped specimens in turbulent flow of superheated steam and air, *Drying Technol.*, 7(4), 761-782.
- Yamsaengsung R., Sattho T., 2008, Superheated Steam vacuum drying of rubberwood, *Drying Technol.*, 26(6), 798-805.
- Yoshida T., Hyodo T., 1970, Evaporation of water in air, humid air and superheated steam, *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, 9, 2, 207-214.
- Zhang B.G., Yi S.L., Zhou Y.D., Zhao G.J., 2002, Moisture movement characteristics of wood drying vacuum and superheated steam drying, *IDS'2002*, Beijing, C, 1835-1839.
- Zhonghua W., Kuma J.V.M., Mujumdar A.S., 2009, Some exploratory modeling results on superheated steam fluid bed drying of coal powder, *XII PDS*, Łódź, 742-757.
- Zielinska M., Cenkowski S., Markowski M., 2009, Superheated steam drying of distillers' spent grains on a single inert particle, *Drying Technol.*, 27, 1279-1285.

DESIGN OF SUPERHEATED STEAM DRYERS

Summary

Superheated steam drying (SSD) is known for almost 140 years but still not as popular as it deserves. SSD uses superheated steam as the drying agent. During contact with wet solid it picks up moisture and cools down but still remains superheated. The excess steam may be purged, the rest is reheated and recycled. The advent of SSD, on the wave of interest in sustained development, is largely due to the following facts:

- Excess steam can be re-used and its heat recovered thus the net heat used for vaporization of 1 kg of water may be reduced down to almost $\frac{1}{4}$ of its nominal value.
- The cycle is closed so no pollutants, neither odors are emitted,
- No oxidation nor fire hazard exist inside the dryer because of oxygen-free atmosphere.
- Since product temperature reaches boiling point thus the product leaves the dryer sterilized so it is harmless for humans and ready for storage.

The last point indicates that only temperature resistant solids can be dried in this way. However, the problem can be overcome by lowering the pressure in the dryer. The list of products suitable for SSD is endless. The most common are: pulp and paper, lignite and peat, solid biofuels, agro and food industry products and waste, raw mineral materials and many others.

This book presents methods of process design of selected dryers using superheated steam. It is a summary of research on various aspects of SSD, which has been carried out at Lodz TU on such materials as tobacco, wood chips of willow and now lignite. In the initial chapter it contains the description of the process including its three stages: condensation, constant drying rate and falling drying rate. The constitutive equations for the drying rate in the three periods are defined. The problems of inversion temperature, dependence of maximum drying rate on process pressure, depth of steam penetration in granular beds and model of internal heat and mass transfer in the solid during SSD are described. The model includes diffusion, Darcy flow and thermodiffusion terms. A collection of equations to approximate the diffusivity is presented.

In the next chapter thermodynamic properties of superheated steam and thermodynamic equilibrium of steam and solid are presented. Isotherms and isobars of desorption are described and a collection of equations used to describe them is presented. Ways to describe drying kinetics are shown including thin layer equations, characteristic drying curve equations and solution of a full model of the internal heat and mass transfer.

Main part of the book contains models of five most typical dryers for granular materials: flash, rotary, fluid bed, band and shaft dryers. Detailed description of

all pertinent equations including balance and constitutive equations and algorithm of solution are laid out. Each dryer model is accompanied with, at least one, working example of design. Seven such projects are provided encompassing materials such as sawdust of willow, sludge, lignite, municipal waste etc.

The last chapter presents technology of SSD. Literature on research and technology of drying of the most frequently SS dried materials is analyzed. The most common technical problems in design and running of SSD are discussed. Problems involved in high and low pressure operation of SSD are also presented. Last but not least the question of energy recovery and heat integration of SSD is shown on several exemplary system flowsheets.

The list of references contains 259 entries most of them on SSD.

Suszenie parą przegrzaną jest procesem mało znanym, choć ma już prawie stuczerdziestoletnią historię. Wykorzystanie jako czynnika suszącego pary wodnej zamiast powietrza pozwala wyeliminować szereg wad tego procesu i uczynić go przyjaznym dla środowiska.

Najważniejsze zalety procesu suszenia parą przegrzaną:

- suszarka produkuje parę wodną, której ciepło można łatwo odzyskać, w ten sposób redukując zużycie ciepła netto na odparowanie 1 kg wilgoci nawet do $\frac{1}{4}$ jej ciepła parowania; daje to kolosalne oszczędności energii cieplnej, co jest szczególnie ważne podczas suszenia materiałów wielkotonażowych,
 - obieg suszarniczy jest zamknięty, brak więc jakiegokolwiek emisji do atmosfery,
 - w suszarce panuje beztlenowe środowisko, eliminuje się zagrożenie wybuchem oraz niekorzystne dla jakości produktu reakcje utleniania,
 - produkt jest sterylny, gdyż zostaje poddany działaniu wysokiej temperatury.
- Wszystkie te zalety, mimo nieco większych trudności technicznych, sprawiają, że warto zapoznać się z metodami projektowania tych suszarek i wykorzystywać je w przemyśle.

W pracy przedstawiono zasady projektowania suszarek wykorzystujących parę przegrzaną. Pokazano również przykłady projektów popularnych ich typów, jak suszarka pneumatyczna, bębnowa, fluidalna, taśmowa i szybowa w zastosowaniu m.in. do takich, ściśle związanych z ochroną środowiska, materiałów, jak biopaliwo drzewne, osad ściekowy, paliwo alternatywne z odpadów i do innych materiałów.